



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN



ESTUDIO PARA LA REMODELACION DE LA PLANTA  
COMBINADA " AS " DE SALAMANCA, GTO.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
GERMAN VICTOR GONZALEZ MONROY

ASESOR : M en C. Ricardo Paramont Hernández García

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. MEX.

1994

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

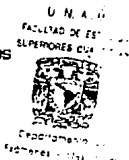
El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN  
UNIDAD DE LA ADMINISTRACIÓN ESCOLAR  
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



DR. JAIME KELLER TORRES  
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLÁN  
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos  
Jefe del Departamento de Exámenes  
Profesionales de la F.E.S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:

Estudio para la Remodelación de la Planta Combinada  
"AS" de Salamanca, Gto.

que presenta el pasante: Germán Víctor González Monroy.  
con número de cuenta: 7411832-0 para obtener el TÍTULO de:  
Ingeniero Químico.

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXÁMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 22 de Noviembre de 1994

PRESIDENTE	<u>I.Q.I. Alvaro Leo Ramírez.</u>	
VOCAL	<u>I.Q. Ariel S. Bautista Salgado.</u>	
SECRETARIO	<u>M.en C. Ricardo P. Hernández García.</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>I.Q. Gilberto Atilano Amaya Ventura.</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I.Q. Ma. Elena Quiroz Macías.</u>	

**Con respeto  
a mis padres**

**MARÍA Y HERMINIO**

**Por lo que representan**

**A mis hermanos**

**ROSA**

**IRMA**

**OSCAR**

**JUVENAL**

**Por el esfuerzo compartido**

**A mis Amigos**

**Por su Amistad**

**A mis Compañeros**

**Por su Gran Apoyo**

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN**  
**TESIS PROFESIONAL**

**Título: Estudio para la Remodelación de la Planta Combinada "AS" de Salamanca, Gto.**

**Objetivo general:** El propósito es establecer alternativas para la remodelación de la planta combinada "AS" y llevarla a su capacidad de diseño de 110,000 BPD, mediante la eliminación de cuellos de botella que actualmente impiden tener capacidades operativas superiores a 90,000 BPD.

**Objetivos particulares:**

- i) Realizar los balances de materia y energía de la planta con el apoyo de una serie de simuladores de proceso.
- ii) Plantear alternativas de proceso para la eliminación de cuellos de botella.
- ii) Efectuar el predimensionamiento de equipos principales para cada una de las alternativas propuestas.
- iii) Determinar la evaluación técnico-económica para las diferentes alternativas a fin de determinar aquella que sea más factible económicamente.

**ALCANCE:**

Comparación a nivel de Ingeniería Básica de la factibilidad técnico-económica de diferentes alternativas para incrementar la capacidad de producción de la planta de destilación primaria "AS" en la Refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca, Gto.



## ÍNDICE.

### 1. Introducción.

### 2. Generalidades.

- 2.1 Ubicación de la Planta Combinada dentro del esquema general de refinación del crudo.
- 2.2 Descripción de proceso de la Planta Combinada "AS"

### 3. Planteamiento de problemas actuales de operación.

### 4. Evaluación de alternativas de solución.

- 4.1 Evaluación Técnica.
- 4.2 Evaluación Económica.

### 5. Resultados.

### 6. Conclusiones.

### 7. Apéndices

- 7.1 Caracterización de Crudo.
- 7.2 Glosario de términos del Petróleo
- 7.3 Conceptos básicos de Destilación de Petróleo Crudo.
- 7.4 Descripción de los principales procesos que interactúan con la Planta Combinada "AS".
- 7.5 Balances de Materia y Energía
- 7.6 Información de operación actual.

### 8. Bibliografía.

## **1.-INTRODUCCIÓN**

La Planta Combinada "AS" de la Refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca, Gto., desde su inicio de operaciones ha presentado una problemática que le impide lograr la capacidad de diseño de 110,000 BPD.

En el presente trabajo se realiza un estudio que comprende el análisis y evaluación de una serie de propuestas para lograr el aumento de capacidad de la planta . Se describirá el procesamiento del petróleo en una planta combinada, así como la integración de esta planta en un esquema de refinación típico. Se realizará un análisis de la información de diseño de la planta, y se dará información de la operación actual de tal forma que se tengan los elementos suficientes para detectar las causas de la baja capacidad actual. Con las alternativas técnicamente factibles se procederá a un predimensionamiento del equipo adicional propuesto y se realizará una evaluación de tipo económico que permita elegir la mejor opción.

## **2. GENERALIDADES**

### **2.1 UBICACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA DENTRO DEL ESQUEMA GENERAL DE REFINACIÓN DE CRUDO.**

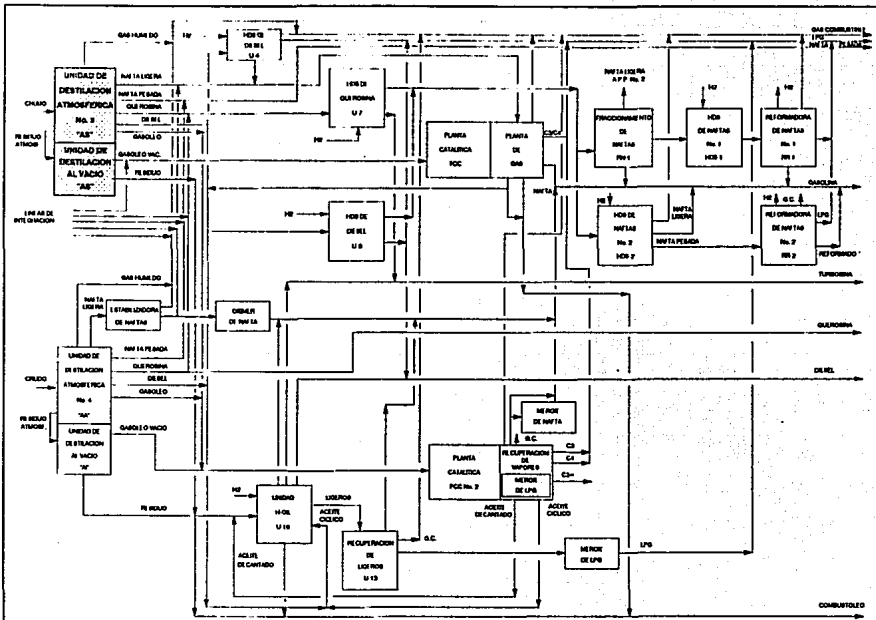
Las posibilidades de integración de las diversas plantas que forman un complejo de procesamiento de crudo o Refinería, están determinadas por las características de la materia prima (tipo de crudo) y los productos finales.

En México existe una elevada demanda de combustibles de alta calidad (sobre todo en cuanto a que sus gases de combustión sean bajos en contaminantes). Esto ha conducido a que la integración de los complejos petroleros esté enfocada hacia la satisfacción de esta demanda.

El complejo de refinación de Salamanca, Gto., está formado por dos grandes áreas de procesamiento; El área de lubricantes y el área de combustibles. En el presente trabajo nuestro interés se centra en el área de producción de combustibles ilustrada en la figura 2.1.1 que incluye las siguientes plantas: Unidad de Destilación Combinada No. 3 también llamada "AS"(Atmosférica y Vacío), Unidad de Destilación Primaria No. 4 "AA", y Unidad de Vacío A1, Unidad Estabilizadora de Naftas, dos unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas (HDS 1 Y 2), Dos Unidades Reformadoras de Naftas (RR-1 y RR-2), tres Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios (U-7 para Querosina , U-4 y U-8 para Diesel), Dos Unidades de tratamiento cáustico para naftas y una para LPG, Unidad de Desintegración Catalítica TCC, y Unidad de desintegración catalítica FCC, y la Unidad Hidrodesintegradora de residuos (U-10) Estas últimas tres con sus respectivas unidades de recuperación de vapores

Como puede observarse de la misma figura, en la refinería se obtienen productos tales como Gas Combustible, LPG, Gasolina, Turbosina, Querosina, Diesel, Combustóleo y Asfalto.

En el Apéndice 7.4 se describen brevemente los procesos que se incluyen en esta integración y que están relacionados directamente con la unidad de Destilación Combinada con el fin de proporcionar una visión global de esta planta en el contexto de la Refinería.



TESIS PROFESIONAL  
GERMAN V GONZALEZ MONROY

DIAGRAMA DE BLOQUES  
SECCION DE PRODUCCION DE COMBUSTIBLES  
REFINERIA DE SALAMANCA

FIGURA No 2.1.1

## **2.2 DESCRIPCIÓN DE PROCESO**

La siguiente descripción está referida a los diagramas de flujo de proceso T-001 y T-001A.

### **2.2.1 UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.**

El crudo de carga se bombea a través de un tren de intercambio de calor con el objeto de elevar su temperatura de 20°C hasta 238°C aproximadamente. El precalentamiento del crudo se hace aprovechando el calor de los diversos efluentes de las columnas de destilación tanto Atmosférica como de Vacío (DA-101, DA-201) y los reflujos externos de las mismas. El crudo precalentado hasta una temperatura de 118°C aproximadamente, se mezcla con agua en una proporción de 6 a 8 % en volumen en una válvula mezcladora de diseño especial, antes de ser alimentado a las unidades desaladoras FA-102 A y B. Si es necesario añadir un desemulsificante químico, dicha operación podrá realizarse en la succión de la bomba de carga. Parte del agua puede agregarse también en dicho punto. La desaladora está diseñada para reducir el contenido de sal en el crudo de 45 a 2 Kg/1000 BLS.

Después de pasar por las desaladoras, el crudo prosigue su trayecto por los intercambiadores que anteceden a los hornos BA-101 A y B, a los cuales se alimenta finalmente, a una temperatura de 238°C aproximadamente. En estos hornos se lleva a cabo la vaporización de los productos, más un pequeño exceso de vaporización del residuo que servirá como reflujo en la parte inferior.

Después de salir de los hornos, el crudo precalentado se alimenta a la torre fraccionadora DA-101 a través de la línea de transferencia. En la torre se añade vapor de agua para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y para mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre.

La primera extracción de la torre es el Gasóleo Pesado atmosférico, que se obtiene en el plato 29 y es enviado al agotador DA-103 D, donde se eliminan los hidrocarburos más ligeros empleando vapor de agua como medio de agotamiento. El Gasóleo producto del agotador se envía mediante la bomba GA-107/S a través del cambiador EA-104 AB del tren de intercambio y posteriormente al enfriador EA-116 antes de ser llevado a almacenamiento.

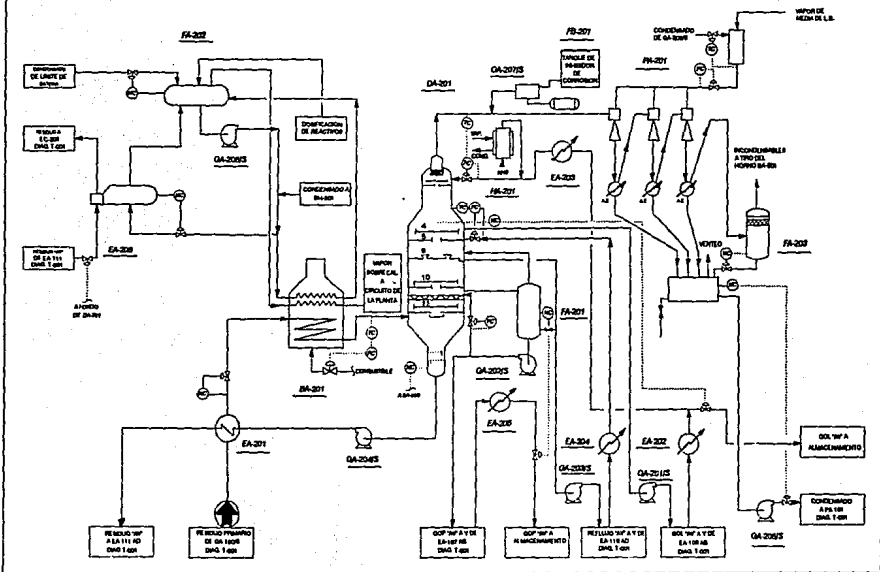
El Gasóleo Ligero se obtiene del plato 24 para ser alimentado a su vez al agotador DA-103 C, de donde se envía mediante la bomba GA-106/S primero al cambiador EA-102 AB del tren de intercambio y posteriormente al enfriador EA-115 antes de ser enviado a almacenamiento.

Se mantiene un reflujo intermedio tipo "pumparound" ( el cual consiste en extraer el líquido de un plato determinado intercambiar calor y regresarlo a un plato superior al de la extracción) que se extrae con la bomba GA-110/S del plato 27, cede calor en el cambiador EA-108 AD del tren de precalentamiento, completándose el enfriamiento en el cambiador EA-118 antes de retornarse al plato 25.

La Querosina se extrae del plato 15, se hace pasar por el agotador DA-103 B, y se envía mediante la bomba GA-105/S a intercambiar calor con el crudo de carga en el cambiador EA-101 AB; y posteriormente con el enfriador con agua EA-114 antes de ser enviado a almacenamiento.



PLANTA COMBINADA "AS"  
UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO



9

TECS PROFESIONAL  
GERMANY GONZALEZ MONROY

DIAGRAMA T-001 A

Se mantiene un segundo reflujo tipo "pumparound" que se extrae del plato 19 por medio de la bomba GA-109/S, se enfría primero en el cambiador EA-105 AD del tren de intercambio y posteriormente en el enfriador con agua EA-117, antes de ser regresado al plato 17.

La Nafta Pesada se extrae del plato 7, se hace pasar primero por el agotador DA-103 A y después por el cambiador enfriado por agua EA-113 AB. Finalmente se procede a su almacenamiento como producto.

Los vapores del domo de la torre DA-101 conformados por la Nafta Ligera y el vapor de agotamiento, se condensan totalmente en el cambiador enfriado por agua EA-112 AH y se descargan al acumulador FA-101, donde una parte de los hidrocarburos vuelve a la torre como reflujo mediante la bomba GA-102/S, el resto de los mismos es bombeado mediante GA-103/S a una torre estabilizadora de nafta. El agua amarga producto de la condensación del vapor de agotamiento, se separa en la pierna de decantación del acumulador de reflujo y se envía a tratamiento fuera de límites de batería.

### 2.2.2 UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO.

El Residuo Primario proveniente del fondo de la torre de destilación primaria DA-101, se envía mediante la bomba GA-108/S a dos destinos, una fracción se hace pasar a través de los cambiadores EA-109 AB y EA-103 AD sucesivamente y posteriormente a la caja enfriadora EC-201 si se envía a almacenamiento, o bien desviando éste último equipo si va hacia una planta preparadora de carga. La segunda fracción, la más importante en cantidad (alrededor del 75%) se hace pasar a través del precalentador de carga/fondos EA-201 antes de ser alimentada al Calentador a fuego directo BA-201, donde se lleva a cabo una vaporización parcial y el efluente mezcla liquido-vapor se alimenta a la zona "flash" (vaporización instantánea) de la torre de Destilación al Vacío DA-201. La presión del sistema horno-torre de vacío se mantiene mediante el sistema de eyectores de tres etapas con interenfriadores PA-201.

El Residuo de Vacío por su nivel de temperatura es empleado también como medio de calentamiento en el último cambiador del tren de precalentamiento de crudo EA-111 AD y, en el generador de vapor EA-206 del sistema de generación de vapor, constituido por el propio generador y la sección de convección del Horno BA-201. Finalmente, y después de ser mezclado con Querosina o Aceite Cíclico Ligero provenientes de límites de batería, el Residuo de Vacío pasa por la caja enfriadora EC-201 donde su temperatura se disminuye para ser empleado como Combustóleo o como carga a la planta "H-Oil".

Del plato 10 de la columna DA-201 se extrae una corriente de gasóleo pesado que pasa por un tanque de balance FA-201, del cual se obtiene una corriente líquida que se envía mediante la bomba GA-202/S una parte al plato No. 11 y otra parte, al cambiador EA-107 del tren de precalentamiento de crudo, y posteriormente al cambiador enfriado por agua EA-205, para finalmente ser enviada a almacenamiento a control de nivel del tanque FA-201. La corriente gaseosa que proviene de este tanque se recircula con objeto de igualar presiones al plato 9 de la



torre de vacío. Del plato 9 se obtiene también una corriente de reflujo que se bombea mediante GA-203/S primero hacia el cambiador EA-110 AD del tren de intercambio de calor con el crudo y posteriormente al enfriador con agua EA-204 antes de ser regresado al plato 5.

Del plato 4 se obtiene una corriente de Gasóleo ligero que se envía mediante GA-201/S al cambiador del tren de precalentamiento crudo EA-106 AB, y posteriormente se enfría en el cambiador con agua EA-202. A la salida de este cambiador la corriente se divide en dos fracciones: una parte se alimenta como reflujo al domo de la torre de vacío después de ser nuevamente enfriada con agua en EA-203, y otra parte se envía como producto para su almacenamiento.

Los gases y vapores ligeros que salen por el domo de la torre DA-201 se succionan por un sistema de eyectores de tres etapas provistos de intercondensadores, donde condensan los hidrocarburos ligeros remanentes para ser enviados a la fosa de sello del sistema. Los vapores provenientes del último de los condensadores descargan en un tanque separador cuyos fondos se envían a la fosa de sello, mientras los incondensables de dicho recipiente se alimentan al tiro del horno BA-201. El condensado aceitoso proveniente de la fosa de sello es enviado como agua para servicio de desalado a las unidades FA-102 A y B

### **3. PLANTEAMIENTO DE PROBLEMAS ACTUALES DE OPERACIÓN.**

#### **3.1. OBJETIVOS DE LA REMODELACIÓN.**

El propósito de la remodelación de la planta Combinada "AS" de la Refinería "Antonio M. Amor" de Salamanca, Gto., es llevarla a su capacidad de diseño de 110,000 BPD, mediante la eliminación de los cuellos de botella que actualmente impiden tener capacidades operativas superiores a 90,000 BPD.

Como premisas de la remodelación se tienen:

- Lograr la capacidad de diseño de 110,000 BPD
- Por la elevada inversión que representan, no sustituir los calentadores a fuego directo BA-101 AB existentes, sino hacerles las modificaciones necesarias para su operación adecuada.
- En la medida de lo posible, proponer las mínimas modificaciones a los calentadores de crudo y a la planta en general, tomando en cuenta los efectos en pérdidas de procesamiento que largos tiempos de paro representan.
- Mejorar los índices energéticos de la planta.
- Analizar como alternativa la instalación de una torre de despunte.

#### **3.2. PROCEDIMIENTO DE SOLUCIÓN:**

El procedimiento de solución de la problemática comprende el análisis integral de la planta, para lo que se han realizado las siguientes etapas:

##### **3.2.1.- Caracterización del crudo actual de carga.**

Para tener una simulación representativa, es necesario basarse en una caracterización actual del crudo, para lo cual se obtuvo en la refinería información de ensayos de crudo recientes alimentados a la planta y con ellos se preparó la caracterización base del estudio, misma que es incluida en el apéndice 7.1.

##### **3.2.2.- Simulación y diagnóstico de la planta a capacidad y condiciones actuales.**

En esta etapa se realizó la simulación de la planta tal como opera actualmente, esta simulación se efectuó en forma detallada sección por sección en base a la caracterización actualizada y a las condiciones de operación promedio, reportadas en las bitácoras diarias de la planta, identificándose las desviaciones respecto al diseño, sus causas y consecuencias, y las limitaciones o cuellos de botella que impiden operar a mayor capacidad. Los resultados preliminares de esta simulación se presentan posteriormente en las secciones correspondientes.

### **3.2.3.- Balances de materia y energía a capacidad de 110,000 BPD.**

Mediante estos balances se obtienen las condiciones y flujos que se tendrán al operar a capacidad de diseño. Se efectuaron balances para cada caso analizado y se plantean los requerimientos de los equipos, poniendo especial énfasis en aquéllos que sean identificados como limitantes en la simulación de la operación actual. Por medio de los resultados encontrados es posible realizar en capítulos posteriores el análisis detallado de los equipos o sistemas que representan cuellos de botella para la operación a la capacidad objetivo.

### **3.2.4.- Eliminación de cuellos de botella de equipos o sistemas.**

En esta etapa se plantean y analizan las diferentes alternativas para llevar los diferentes equipos o sistemas a operar a la capacidad de diseño. Las alternativas incluyen: modificar condiciones de operación, hacer modificaciones al equipo actual o, sustituir o complementar los equipos limitantes.

### **3.2.5.- Comparación técnica y económica de alternativas.**

Se describen en detalle las modificaciones y adiciones requeridas para cada alternativa, incluyendo el costo del equipo y de la inversión total, así como el tiempo de paro aproximado (si se requiere) necesario para hacer la implementación. Se analizan las alternativas indicando las ventajas y desventajas técnicas y se hace la comparación económica entre ellas, obteniendo también la rentabilidad y tiempo de recuperación de la inversión.

## **3.3 PLANTEAMIENTO DE PROBLEMAS ACTUALES DE OPERACIÓN.**

En esta etapa se describen los resultados de la evaluación preliminar de los sistemas principales que conforman la planta de destilación combinada, haciendo énfasis en las diferencias de la operación actual con respecto a la condición de diseño, para cada uno de estos sistemas, indicando cuales de estas diferencias representan un problema para lograr que la planta opere a su capacidad objetivo.

### **3.3.1.- SISTEMA DE BOMBEO, PRECALENTAMIENTO Y CALENTAMIENTO DE CRUDO.**

Uno de los principales cuellos de botella de la planta es su incapacidad para manejar hidráulicamente los 110,000 BPD de crudo a través del tren de precalentamiento y los calentadores de crudo. La razón de ello es la elevada caída de presión ( $10.76 \text{ Kg/cm}^2$  man operacional a 90,000 BPD respecto a lo especificado de  $6.33 \text{ Kg/cm}^2$  máxima permisible a 110,000 BPD) que ocasionan los calentadores BA-101 AB, por lo que a la capacidad de 83,000-90,000 BPD las válvulas de control de flujo de la entrada de los calentadores se encuentran ya totalmente abiertas.

En la identificación y búsqueda de soluciones de este problema se revisaron las caídas de presión de todos los elementos en la trayectoria del crudo, las presiones de diseño de los equipos y la curva de operación de las bombas de carga de crudo.

**El sistema se encuentra dividido en dos secciones principales:**

a) La primera comprende de la descarga de las bombas GA-101 AB/R hasta la válvula controladora de presión PCV-103 que se localiza a la entrada a las desaladoras FA-102 AB. Dentro de este primer tramo, la presión de diseño de los intercambiadores de calor (lado tubos) es de 40.4 Kg/cm<sup>2</sup> man., ligeramente mayor a la presión de diseño de descarga de las bombas que es de 32.9 Kg/cm<sup>2</sup> man y contra un valor operativo de 34-37 Kg/cm<sup>2</sup> man. Al final de esta primera parte de la trayectoria, la presión del crudo cae hasta 30-32 Kg/cm<sup>2</sup> man., aproximadamente, antes de la válvula de control de presión PCV-103, indicando una caída de presión de 5 Kg/cm<sup>2</sup> aprox. La PCV-103 tiene un punto de control ("set point") de 20 Kg/cm<sup>2</sup> man., en su descarga.

b) La segunda sección incluye desde las desaladoras FA-102 AB a la torre atmosférica DA-101, en este tramo se cuenta inicialmente con los 20 Kg/cm<sup>2</sup> man. anteriormente mencionados, a partir de la salida de la PCV-103. La presión se regula en este punto para protección de los equipos subsecuentes. La presión de diseño de las desaladoras es de 23.2 Kg/cm<sup>2</sup> man., en tanto que la de los intercambiadores de calor (lado tubos), es de 26.4 Kg/cm<sup>2</sup> man. Al final de esta segunda trayectoria se encuentran los calentadores a fuego directo, que ocasionan una caída de presión considerablemente mayor que la permisible por diseño, por lo que los 20 Kg/cm<sup>2</sup> man., disponibles a partir de la entrada a las desaladoras, resultan insuficientes para manejar la totalidad del flujo de diseño. Esto a pesar de que se cuenta con suficiente potencia de bombeo, la cual actualmente no puede ser transferida de la primera a la segunda parte de la trayectoria de crudo, ya que se disipa en la controladora de presión, que actualmente tira de 9 a 10 Kg/cm<sup>2</sup>.

**Para eliminar esta limitación hidráulica se revisarán las siguientes posibilidades:**

a) Reducir al máximo la caída de presión del calentador de crudo, mediante el rearrreglo de los serpentines y de otros elementos como válvulas, accesorios, etc.

Además, se revisarán los espesores y presiones de diseño de los equipos ubicados después de la controladora de presión, con el fin de determinar si es posible contar con mayor presión a partir de este punto simplemente moviendo el punto de ajuste de la misma. Así, mediante una mayor presión disponible, una menor caída de presión, y un análisis de la curva de la bomba podrá ser posible manejar la capacidad objetivo de 110,000 BPD.

b) Rebombeo en línea ("booster"). Si la reducción de caídas de presión resulta insuficiente, se analizará la instalación de bombas de rebombeo de crudo. El punto más recomendable para esta operación es la salida de las desaladoras, debido a que la baja presión de diseño de estos equipos, no permite el rebombeo en un punto anterior.

Se analizará también la posibilidad de sustituir el recipiente de las desaladoras (manteniendo todos sus internos y accesorios) con el fin de tratar de evitar en lo posible el rebombeo.

c) Instalación de una torre de despunte. El beneficio de la instalación de una torre de

despunte consiste en permitir el rebombeo del crudo proporcionando un tiempo de residencia para el líquido. Además, la caída de presión del crudo despuntado en los calentadores de crudo es menor por su menor vaporización y, en última instancia, la bomba de rebombeo podría ser especificada para la caída de presión requerida.

### 3.3.2.- CALENTADORES DE CRUDO BA-101 AB.

De la revisión detallada de información de las bitácoras de operación de la planta mostradas en el apéndice 7.6 y el análisis preliminar del sistema se desprenden las siguientes conclusiones:

- El arreglo actual de los serpentines conduce a elevadas caídas de presión del crudo (se estima de alrededor de  $16.17 \text{ Kg/cm}^2$  a 110,000 BPD), por lo que en las opciones planteadas para la remodelación, el abatimiento de la caída de presión es una prioridad.
- El área de transferencia de calor de diseño sería suficiente para lograr la absorción de la carga térmica de diseño de 36.3 MMKcal/h del fluido de proceso, sin embargo, en las condiciones actuales el área de tubos birlados de la sección de convección se encuentra inhabilitada por la carencia de sopladores de hollín, por lo que en las opciones planteadas para la remodelación se deberá plantear como prioridad el restablecimiento de este servicio.
- Se ha detectado en campo la existencia de problemas de tiro en los gases de combustión en la zona de convección, que se manifiestan por problemas de presión positiva en el hogar, debido principalmente a:
  - a) Falta de sopladores de hollín, que permite la acumulación de carbón en los intersticios de los tubos perados de la sección de convección y con ello el incremento de caída de presión.
  - b) Área de flujo de los gases restringida desde el diseño original, y
  - c) Tiro de Chimenea escaso, probablemente originado por un incremento de aire de combustión y combustible alimentados con el afán de incrementar la carga térmica liberada y con ello reducir el déficit de manejo del calentador.
- La eficiencia del calentador es baja, en parte debido a la carencia de sopladores de hollín y a sus características intrínsecas (horno tipo cilíndrico con poca área en la sección de convección). Esta eficiencia podría ser mejorada mediante:
  - a) Adición de mayor área de transferencia en la zona de convección.
  - b) Reinstalación de sopladores de hollín, e
  - c) Instalación de precalentamiento de aire.
- La emisión de contaminantes en el calentador puede reducirse sustituyendo los quemadores actuales por quemadores de tecnología más reciente (bajo NOx).

### **3.3.3- TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO.**

El tren de precalentamiento de crudo se diseñó originalmente, para lograr una temperatura de salida del crudo de 238°C con una capacidad de procesamiento de 110,000 BPD. Actualmente solo se logran temperaturas del orden de 213-225°C con una capacidad limitada a 83,000-90,000 BPD.

Las dos causas principales que limitan el calentamiento del crudo en el tren de intercambio son: Primero, la disminución de flujos y temperaturas de las corrientes producto de la torre atmosférica (con respecto a diseño), a consecuencia de la baja carga de alimentación a la torre, la baja temperatura de alimentación del crudo y del excesivo vapor de agotamiento utilizado como apoyo para obtener los máximos rendimientos posibles.

La segunda causa, la representan las variaciones, tanto en flujos como en temperaturas, de las corrientes provenientes de la sección de vacío con respecto al diseño original, esto último consecuencia de la nueva operación resultante de los trabajos de modificación ("revamp") realizados recientemente en esta columna.

El rearrreglo del tren de intercambio de calor, tanto para elevar la capacidad de la planta como para mejorar sus consumos energéticos, es de primordial importancia en la remodelación, para lo que se han empleado las técnicas y programas de síntesis y simulación de redes de intercambio de calor más avanzados disponibles .

### **3.3.4 COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA**

La columna de destilación atmosférica presenta inundaciones relativamente bajas (41.3-63.1%), según se muestra en la Tabla #1., lo cual implica que su capacidad hidráulica para procesar los 110,000 BPD, es suficiente en su estado actual e incluso, que por sí misma podría procesar hasta 140,000 BPD, sin convertirse en un cuello de botella.

Al considerar la posible inclusión de una torre de despunte, la conclusión anterior es importante, ya que la eliminación de la gasolina de despunte no repercute en un beneficio mayor a la hidráulica de la columna, como es evidente de las bajas inundaciones que presenta. La Tabla #2 muestra las inundaciones que se tendrían en la columna atmosférica a 110,000 BPD con torre de despunte. Se observan valores de inundación mucho menores (28.7-50.3%) que sin torre de despunte, por lo que la capacidad límite de esta columna es, en este caso, de 170,000 BPD de crudo de carga a la planta, únicamente con el requerimiento de una ampliación al diámetro de la sección de residuo (sección inferior interna de la columna).

### **3.3.5.- AGOTADORES DE PRODUCTOS.**

Similarmente a los resultados del análisis hidráulico de la columna principal, los agotadores de productos presentan bajos valores de inundación (40.1-55.1%), por lo que no representan en sí un cuello de botella para operar a 110,000 BPD, como se muestra en la Tabla #3.



TABLA No. 1

ANALISIS HIDRAULICO DE LA COLUMNA ATMOSFERICA

ALTERNATIVA SIN DESPUNTE CASO OPERACION	110 MBPD CASO "A"	110 MBPD CASO "A"	110 MBPD CASO "A"	110 MBPD CASO "A"	110 MBPD CASO "A"	110 MBPD CASO "A"
<b>DATOS DE TORRE</b>						
CLAVE	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101
SERVICIO	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.
SECCION	NAFTA LIGERA	NAFTA LIGERA	TURBOSINA	KEROSINA	GOL	GOL
No. PLATOS	1-4	5-6	7-14	15-16	17-19	20-24
PLATO DE EVALUACION	4	6	8	15	19	22
<b>DATOS DE OPERACION</b>						
% DE INUNDACION	51.4	52.5	48.2	41.3	58.6	51.6
FACTOR DE ESPUMA	1	1	1	1	1	1
<b>DATOS DE TORRE</b>						
CLAVE	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101		
SERVICIO	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.		
SECCION	GOP	GOP	ALIMENTACION	RESIDUO		
No. PLATOS	25-27	28-29	30-32	33-36		
PLATO DE EVALUACION	27	29	32	36		
<b>DATOS DE OPERACION</b>						
% DE INUNDACION	63.1	53.5	21.8	63.6		
FACTOR DE ESPUMA	1	1	1	1		



TABLA No. 2

ANALISIS HIDRAULICO DE LA COLUMNA ATMOSFERICA

ALTERNATIVA CON DESPUNTE CASO OPERACION	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"
<b>DATOS DE TORRE</b>						
CLAVE	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101
SERVICIO	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.
SECCION	NAFTA LIGERA	NAFTA LIGERA	TURBOSINA	KEROSINA	GOL	GOL
No. PLATOS	1-4	5-6	7-14	15-16	17-19	20-24
PLATO DE EVALUACION	4	6	8	15	19	22
<b>DATOS DE OPERACION</b>						40.5
% DE INUNDACION	37.18	37.8	34.2	28.7	48.6	1
FACTOR DE ESPUMA	1	1	1	1	1	
	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"		
<b>DATOS DE TORRE</b>						
CLAVE	DA-101	DA-101	DA-101	DA-101		
SERVICIO	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.	TORRE ATMOS.		
SECCION	GOP	GOP	ALIMENTACION	RESIDUO		
No. PLATOS	25-27	28-29	30-32	33-36		
PLATO DE EVALUACION	27	29	32	36		
<b>DATOS DE OPERACION</b>						
% DE INUNDACION	50.3	45.4	22.9	66.9		
FACTOR DE ESPUMA	1	1	1	1		

TABLA No. 3  
ANALISIS HIDRAULICO DE LOS AGOTADORES

ALTERNATIVA SIN DESPUNTE CASO OPERACION	110 MBPD CASO "A"	110 MBPD CASO "A"	110 MBPD CASO "A"	110 MBPD CASO "A"
<b>DATOS DE TORRE</b>				
CLAVE	DA-103 A	DA-103 B	DA-103 C	DA-103 D
SERVICIO	AGOTADOR	AGOTADOR	AGOTADOR	AGOTADOR
SECCION	TURBOSINA	KEROSINA	GOL	GOP
No. PLATOS	1-4	1-4	1-4	1-4
PLATO DE EVALUACION	4	4	4	4
<b>DATOS DE OPERACION</b>				
% DE INUNDACION (1)	55.1	45.8	40.1	41.4
FACTOR DE ESPUMA	.9	.9	.9	.9
ALTERNATIVA CON DESPUNTE CASO OPERACION	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"	110 MBPD CASO "B"
<b>DATOS DE TORRE</b>				
CLAVE	DA-103 A	DA-103 B	DA-103 C	DA-103 D
SERVICIO	AGOTADOR	AGOTADOR	AGOTADOR	AGOTADOR
SECCION	TURBOSINA	KEROSINA	GOL	GOP
No. PLATOS	1-4	1-4	1-4	1-4
PLATO DE EVALUACION	4	4	4	4
<b>DATOS DE OPERACION</b>				
% DE INUNDACION (1)	54.6	48.9	41.4	46.6
FACTOR DE ESPUMA	.9	.9	.9	.9

NOTAS:

- (1) LOS PLATOS CACHUCHA DE LOS AGOTADORES FUERON EVALUADOS COMO PLATOS VALVULADOS
- (2) SE HA ESTIMADO QUE POR CAPACIDAD HIDRAULICA DE LA TORRE ATMOSFERICA LA PLANTA PODRIA OPERAR HASTA 140 MBPD SIN DESPUNTE Y HASTA 170 MBPD CON DESPUNTE

Esto significa que los agotadores también podrían manejar una capacidad de planta mayor y son prácticamente insensibles a la instalación de una columna de despunte.

### **3.3.6.- CONDENSADOR DE TORRE ATMOSFÉRICA.**

Como consecuencia de un mayor rendimiento de gasolina del crudo actual (20-22%) respecto de diseño (11%), el condensador de la torre atmosférica, si se encuentra limitado para la capacidad de 110,000 BPD. Como puede observarse en la Tabla #4, existe un déficit de 34% para dar la carga térmica requerida. Se ha evaluado la posibilidad de operar sin aumentar el área de intercambio, con una temperatura de salida del condensador mayor (~46°C), pero el resultado ha sido una producción mucho mayor de gas y con ello, pérdida de licuables o la necesidad de equipo de recuperación de los mismos.

Desde este punto de vista, las alternativas son: a) ampliar la capacidad del condensador actual y b) desahogar el condensador mediante la instalación de una torre de despunte. La tabla #5 muestra los requerimientos de condensación sin y con torre de despunte.

### **3.3.7.- CALENTADOR DE CRUDO REDUCIDO BA-201.**

La situación prevaleciente en la sección de vacío, considera una operación a baja carga, consecuencia de la incapacidad de manejar más de 85000-90000 BPD en la sección atmosférica, aunado a la necesidad de mantener un desvío de alrededor de 10000-11000 BPD de residuo primario como corriente caliente en el tren de precalentamiento de crudo para lograr una temperatura aceptable de salida del tren. La temperatura de salida del calentador (365-367°C) se encuentra muy por debajo de la de diseño (402°C), razón por la cual este calentador opera a una carga térmica baja (6.31 MMKcal/h), no representando un cuello de botella para la planta.

La tabla #6 compara las cargas térmicas de diseño, la calculada para la operación actual y las requeridas después de la implementación de las modificaciones.

### **3.3.8.- COLUMNA DE VACÍO.**

La torre de vacío es una torre de operación tipo "seca" originalmente diseñada para operar a 15 mm. de Hg de presión absoluta en el domo sin vapor de agotamiento. Este vacío no había sido obtenido debido a un problema hidráulico en el suministro de agua de enfriamiento a los condensadores del sistema de vacío. En consecuencia, se tenían valores típicos de 40-50 mm. de Hg en el domo.

Un trabajo de mejora ("Revamp") en esta sección de la planta Combinada, ejecutado a finales de 1992, incluyó cambiar los platos de la torre por empaque estructurado de alta eficiencia y mejorar el suministro de agua de enfriamiento a los condensadores del sistema de vacío. Como resultado, la columna ha podido operar entre 10 y 15 mm. de Hg en el domo operando con un sólo paquete de vacío. Sin embargo, esta operación a baja presión, que es óptima para el fraccionamiento, ha ocasionado un fuerte descenso en el perfil de temperatura de la columna y, en consecuencia, de las corrientes calientes hacia el tren de precalentamiento, resultando en menores temperaturas del crudo

TABLA No. 4

EVALUACION TERMICA DEL CONDENSADOR DE TORRE ATM. EA-112

CASO SIN DESPUNTE

TEMPERATURA OBJETIVO SAL. NAFTA (°C)	CARGA TERMICA (MMKcal/h)	SOBREDISEÑO %	TEMPERATURA REAL SAL. NAFTA (°C)	AGUA DE ENFRIAM. (Kg/h)	TEMPERATURA DE A.E. (°C) ENT-SAL
38 46	54.28 49.69	-34 4.7	46.8 44.39	3571566 2984053	27-42.1 27-43.7

TABLA No. 5

CASO DE OPERACION	CARGA TERMICA (MMKcal/h)	SOBREDISEÑO %	TEMP.REAL SALIDA NAFTA (°C)	AGUA DE ENFRIAM. (Kg/h)	TEMPERATURA DE A.E. (°C) ENT-SAL
CON TORRE DE DESPUNT.	42.88	27	33.6	2791586	27-44
SIN TORRE DE DESPUNT.	54.28	-34	46.8	3371566	27-42.1

**TABLA No.6**

**COMPARACION DE CARGAS TERMICAS  
DEL CALENTADOR DE CRUDO REDUCIDO BA-201**

CASO	DISEÑO	OPERACION ACTUAL	OPERACION FUTURA	
			CON DESPUNTE	SIN DESPUNTE
Q MMKcal/h	20.2*1.1	6.31	2.19	2.95

**en la salida del mismo.**

Por diseño, la sección de vacío no procesa toda la corriente de residuo atmosférico, sino que se alimentan únicamente 44,000 BPD y 11,000 BPD se envían a almacenamiento. Esta corriente de desvío se utiliza para precalentar el crudo en los intercambiadores EA-109 y EA-103. En operación, se continúa utilizando dicha desviación a pesar de tener bajas producciones de residuo primario, por lo que la sección de vacío también opera a bajas capacidades. Esto es obligado para evitar pérdidas de temperatura mayores en el crudo a la salida del tren.

Se ha evaluado la capacidad hidráulica (% de inundación) de la columna empacada para la situación actual, ya que incluso esta difiere substancialmente de las condiciones tomadas como base por el fabricante del empaque (Sulzer) para su diseño. Para esto, se ha considerado que la torre tiene un tipo de empaque Mellapak 2Y para las camas No. 1 y 3 y 125 Y, para la cama No. 2. Estos resultados indican (Tabla #7) que la columna tiene buenos valores de inundación y que puede lograr una mayor capacidad antes de llegar a su límite hidráulico.

### **3.3.9.- BOMBAS PRINCIPALES.**

Debido al cambio en el tipo de crudo (respecto a los de diseño) que conduce a diferentes rendimientos de productos, se ha hecho necesaria la revisión de las bombas principales del sistema que, para este propósito, se consideran aquellas que extraen los destilados y residuos tanto de la columna atmosférica como de la columna de vacío.

La tabla #8 muestra los gastos, caídas de presión y las potencias requeridas por cada una de ellas, para los casos de diseño, así como también para las alternativas con crudo despuntado y sin despuntar.

Como puede observarse, la mayoría de las bombas no presentan problema alguno en manejar los gastos que se requieren, sin embargo, existen casos en los cuales los flujos a bombear exceden la capacidad de diseño de las bombas y se requiere una mayor potencia.

Dentro de la sección de destilación atmosférica, la Bomba de Nafta Ligera a Estabilizadora GA-103/S (caso crudo sin despuntar), la Bomba de Gasóleo Ligero Primario a Almacenamiento GA-106/S y la Bomba de Gasóleo Pesado Primario a Almacenamiento GA-107/S exceden la capacidad (flujo) de diseño en un 33.3%, 24.4% y 15% respectivamente.

Por otra parte, la sección de destilación a vacío solamente presenta problemas en la Bomba de Residuo de Vacío GA-204/S, excediendo en un 22.6% la capacidad para la cual fue especificada.

El análisis anterior hace necesaria la revisión de las curvas de operación de estas bombas, con el objeto de verificar el flujo máximo que pueden impulsar con la potencia disponible. Si los casos fueran críticos, se buscaría la posibilidad de hacer un cambio en el tamaño del impulsor y en el tamaño del motor para obtener la capacidad requerida. En última instancia, se instalaría una bomba complementaria o se reemplazarían las bombas actuales.

**TABLA No. 7**  
**ANALISIS HIDRAULICO DE LA TORRE DE VACIO**  
**% DE INUNDACION**

CAMA	CALCULADO PARA EL REACONDICIONAMIENTO ORIGINAL		CALCULADOS PARA LA	
	33,000 BPD DOMO/FONDO	44,000 BPD DOMO/FONDO	OP. ACTUAL 29,910 BPD DOMO/FONDO	FUTURA 35,000 BPD DOMO/FONDO
1	5/43	7/58	1.5/27	1.7/31.6
2	25/51	33/68	37/39.4	43.3/46.1
3	44/32	58/42	30/20.7	35.1/24.2



TABLA No. 8

PLANTA COMBINADA "AS" SALAMANCA, GTO.  
EVALUACION DE BOMBAS PRINCIPALES PARA LA  
OPERACION CON 110,000 BPD

## SECCION ATMOSFERICA

CLAVE	SERVICIO	FLUJO GPM				DP PSI		HHP DISEÑO	EFIC.DE DISEÑO	BHP DISEÑO	REMODELACION	
		ORIGINAL		REMODELACION		DISEÑO	ACTUAL				BHP SIN DESPUENTE	BHP CON DESPUENTE
		NORMAL	DISEÑO	SIN DESPUENTE	CON DESPUENTE							
GA-102/S	BOMBA DE REFLUJO DE NAFTA LIGERA	1020	1328	1124.7	722.3	75.8	N.D.	58.6	0.77	78.1	64.6	41.5
GA-103/S	BOMBA DE NAFTA LIGERA A ESTABILIZADORA	364	473	630.5	325.7	203	N.D.	56.1	0.57	98.4	131.0	67.7
GA-104/S	BOMBA DE NAFTA PESADA A ALMACENAMIENTO	453	498	325	325.4	95.2	N.D.	27.8	0.85	42.5	27.8	27.8
GA-105/S	BOMBA DE QUEROSINA A ALMACENAMIENTO	449	494	318	318	102.9	N.D.	29.7	0.71	41.8	28.7	28.7
GA-106/S	BOMBA DE GOL PRIMARIO A ALMACENAMIENTO	299	329	409	409.9	106.2	N.D.	20.4	0.685	29.8	37.0	37.1
GA-107/S	BOMBA DE GOP PRIMARIO A ALMACENAMIENTO	297	356	408.5	409.5	110.5	N.D.	23	0.7	32.9	37.6	37.7
GA-108/S	BOMBA DE RESIDUO PRIM. A CALENTADOR BA-201	1902	2300	1469.1	1469.1	240.9	N.D.	323	0.787	421.1	269.2	269.2
GA-109/S	BOMBA DE REFLUJO LIGERO PRIMARIO	1614	2100	1401.2	1471.5	83.8	N.D.	103	0.815	126.4	84.1	88.3
GA-110/S	BOMBA DE REFLUJO PESAD PRIMARIO	1833	2383	1587	1545.2	79.5	N.D.	110	0.83	132.5	87.8	86.4

TABLA No. 8 CONT.

## SECCION DE VACIO

CLAVE	SERVICIO	SECCION DE VACIO										
		FLUJO GPM				DP PSI		HHP DISEÑO	EFIC.DE DISEÑO	DISEÑO	REMODELACION	
		ORIGINAL		REMODELACION		DISEÑO	ACTUAL				BHP SIN DESPUNTE	BHP CON DESPUNTE
NORMAL	DISEÑO	SIN DESPUNTE	CON DESPUNTE	DISEÑO	ACTUAL	DISEÑO	DISEÑO	DISEÑO	BHP SIN DESPUNTE	BHP CON DESPUNTE		
GA-201/S	BOMBA DE GOL Y REFLUJO PRODUCTO DE VACIO	889	980	500.2	500.2	124.2	N.D.	71	0.64	110.9	56.6	56.6
GA-202/S	BOMBA DE GOP PRODUCTO Y RECIRC. DE VACIO	578	694	369.2	369.2	158.2	N.D.	64	0.64	100.0	53.2	53.2
GA-203/S	BOMBA DE REFLUJO VACIO	1727	2250	918.2	918.2	83.2	N.D.	109	0.77	141.6	57.9	57.9
GA-204/S	BOMBA DE RESIDUO DE VAC.	630	755	925.6	925.6	329.2	N.D.	145	0.59	245.8	301.3	301.3

### 3.3.10.- LINEA DE TRANSFERENCIA DE CRUDO.

Como se mencionó al inicio del presente trabajo, el circuito del crudo, que comprende de la bomba GA-101/S a la torre DA-101, fue analizado hidráulicamente para los diferentes casos de remodelación y el caso actual. La línea de transferencia es un componente de este sistema y ha merecido un análisis detallado, considerando las variaciones en los flujos, temperaturas, composición y propiedades físicas en los diferentes casos:

#### 3.3.10.1.- CASO OPERACIÓN ACTUAL. FLUJO DE 90000 BPD.

En la línea de transferencia (del horno BA-101 a la torre DA-101), para estas condiciones, se presentan los siguientes patrones de flujo:

<u>DIÁMETRO NOMINAL</u> milímetros	<u>POSICIÓN DE LA TUBERÍA</u>	<u>PATRÓN DE FLUJO</u>
254	Horizontal	Anular
254	Vertical descendente	Anular
254	Inclinado descendente	Anular
406	Horizontal	Estratificado ondulado
406	Vertical descendente	Anular
610	Horizontal	Estratificado ondulado
610	Vertical descendente	Anular
610	Vertical ascendente	Agitado intermitente
610	Inclinado ascendente	Tapón intermitente

De la tabla anterior, se observa que los tramos de tubería de diámetros de 254 y 406 mm presentan patrones de flujo deseables. Sin embargo, la tubería de 610 mm presenta patrones de flujo indeseables en las posiciones vertical ascendente e inclinado ascendente. El patrón de flujo Agitado intermitente que se presenta en los tramos vertical ascendente, es considerado como ligeramente indeseable, ya que aunque puede provocar una ligera inestabilidad en la tubería, ésta no es considerada como crítica. En el caso de los tramos inclinados ascendentes donde se presenta el patrón de flujo Tapón intermitente, considerado como el más indeseable, por ser éstos de longitudes muy cortas se puede esperar que el tapón no se forme completamente, por lo que la inestabilidad de la tubería sería mínima.

De lo anterior se puede concluir que, aunque se presentan algunos patrones de flujo indeseables, la inestabilidad esperada en la tubería sería mínima.

#### 3.10.2.- CASO SIN TORRE DESPUNTADORA. FLUJO DE 110,000 BPD.

En la línea de transfer, para estas condiciones, se presentan los siguientes patrones de flujo:

<b>DIÁMETRO NOMINAL</b> milímetros	<b>POSICIÓN DE LA TUBERÍA</b>	<b>PATRÓN DE FLUJO</b>
254	Horizontal	Anular
254	Vertical descendente	Anular
254	Inclinado descendente	Anular
406	Horizontal	Anular
406	Vertical descendente	Anular
610	Horizontal	Estratificado ondulado
610	Vertical descendente	Anular
610	Vertical ascendente	Agitado intermitente
610	Inclinado ascendente	Anular

De la tabla anterior, se observa que los tramos de tubería de diámetros de 254 y 406 mm presentan patrones de flujo descables. Sin embargo, la tubería de 610 mm presenta en los tramos vertical ascendente el patrón de flujo Agitado intermitente el cual es considerado como ligeramente indeseable, por lo que se podrían esperar inestabilidades mínimas en las tuberías.

### 3.10.3.- FLUJO DE 110,000 BPD CON TORRE DESPUNTADORA.

Para estas condiciones, la línea de transfer presenta los siguientes patrones de flujo:

<b>DIÁMETRO NOMINAL</b> milímetros	<b>POSICIÓN DE LA TUBERÍA</b>	<b>PATRÓN DE FLUJO</b>
254	Horizontal	Anular
254	Vertical descendente	Anular
254	Inclinado descendente	Anular
406	Horizontal	Anular
406	Vertical descendente	Anular
610	Horizontal	Estratificado ondulado
610	Vertical descendente	Anular
610	Vertical ascendente	Agitado intermitente
610	Inclinado ascendente	Tapón intermitente

Estos resultados, y los comentarios que de ellos se derivan, son prácticamente iguales que para el caso de operación actual a 90,000 BPD.

Así, se puede concluir que, aunque se presentan algunos patrones de flujo indeseables, la inestabilidad esperada en la tubería sería mínima.

#### 4. EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN.

##### 4.1 EVALUACIÓN TÉCNICA

##### 4.1.1- CASO A. REMODELACIÓN SIN TORRE DESPUNTADORA.

##### A) EVALUACIÓN HIDRÁULICA.

La Figura 4.1.1.1 presenta la manera en que fue especificado el sistema hidráulico del circuito de carga en el diseño, mostrando las caídas de presión de los diferentes elementos en las dos trayectorias del tren de precalentamiento de crudo. Puede observarse como van sumándose las caídas de presión desde el arribo del crudo, a través de los cambiadores de la primera parte del tren de intercambio, hasta la entrada a las desaladoras FA-102, y como estas últimas son protegidas por la válvula reguladora de presión PCV-103. Se observa también como se van sumando las contribuciones de caída de presión total de cada uno de los cambiadores de la segunda parte del tren de intercambio y en la parte final la caída de presión especificada para el horno y la línea de transferencia antes de ser alimentada a la torre DA-101.

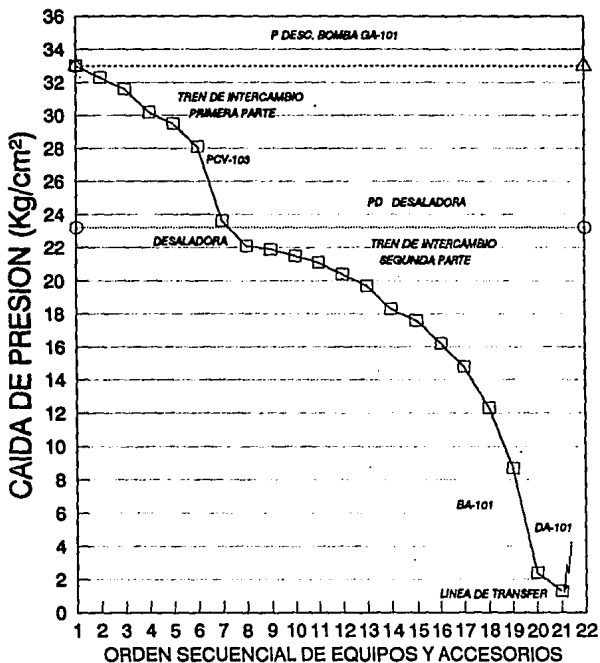
Este comportamiento fue fuertemente alterado, con respecto al diseño, por la caída de presión real de los calentadores. En la Figura 4.1.1.2 se muestra esta misma gráfica para la alternativa No.1 de modificación del calentador BA-101 AB, que bajaría la caída de presión de 16.2 a 11.96 Kg/cm<sup>2</sup>. Como resultado de diversos análisis, se plantean dos alternativas finales de modificación de los calentadores BA-101 AB. Las modificaciones propuestas buscan realizar los mínimos cambios a los calentadores con el máximo beneficio, tanto hidráulico como térmico. En el texto siguiente se detallan las características de las alternativas propuestas; De entre ellas destaca la alternativa No. 1 que consiste en:

a) Sustituir los últimos tubos de cada serpentín por tubos de mayor diámetro (152 mm a 203 mm de diámetro nominal).

No DE TUBOS	CONDICIONES DE DISEÑO (POR CALENTADOR)	ALTERNATIVA #1
De 152 mm	20x4=80	14x4=56
De 203 mm	0	4x4=16

Este cambio origina una disminución en la caída de presión calculada para 110,000 BPD con la geometría de diseño. Los valores comparativos se muestran en la siguiente tabla:

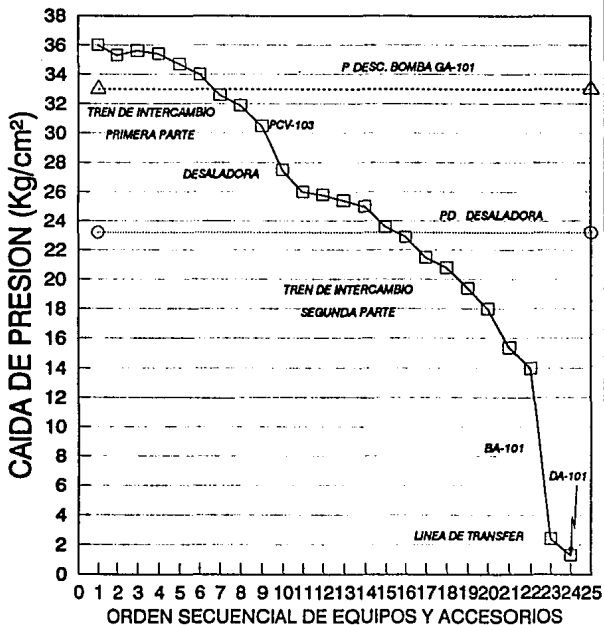
**FIGURA 4.1.1.1**  
**PERFIL DE PRESIONES**  
**CASO DISEÑO**



**ACOTACIONES FIGURA 4.1.1.1**

<b>SECUENCIA</b>	<b>EQUIPO o ACCESORIO</b>	<b>PRESION Kg/cm<sup>2</sup></b>
1	EA-101	33.0
2	EA-102	32.3
3	EA-103	31.6
4	EA-104	30.2
5	EA-105	29.5
6	PCV-103	28.1
7	VALVULA DE MEZCLADO	23.6
8	LONGITUD DE FA-102 A EA-105	22.1
9	LONGITUD EA-106 A FA-102	21.9
10	LONGITUD DE EA-111 A EA-106	21.5
11	EA-106	21.1
12	EA-107	20.4
13	EA-108	19.7
14	EA-109	18.3
15	EA-110	17.6
16	EA-111	16.2
17	LONGITUD DE BA-101 A EA-111	14.8
18	VALVULA DE CONTROL DEL HORNO	12.3
19	BA-101 A	8.7
20	LINEA DE TRANSFER	2.4
21	PRESION DE ENT. DA-101 (Kg/cm <sup>2</sup> man.)	1.3

**FIGURA 4.1.1.2**  
**PERFIL DE PRESIONES**  
**CASO "A" SIN REBOMBEO**





**ACOTACIONES FIGURA 4.1.1.2**

<b>SECUENCIA</b>	<b>EQUIPO O ACCESORIO</b>	<b>PRESION, Kg/cm<sup>2</sup></b>
1	LONG. DE DIVISION DE FLUJO A BOMBA GA-101	36.0
2	LONG. DE EA-101 A DIVISION DE FLUJO	35.3
3	LONG. DE EA-105 A EA-101	35.8
4	EA-101	35.4
5	EA-102	34.7
6	EA-103	34.0
7	EA-104	32.6
8	EA-105	31.9
9	PCV-103	30.5
10	VALVULA DE MEZCLADO	27.5
11	LONGITUD DE FA-102 A EA-105	26.0
12	LONGITUD EA-106 A FA-102	25.8
13	LONGITUD DE EA-111 A EA-106	25.4
14	EA-106	25.0
15	EA-107	23.6
16	EA-108	22.9
17	EA-109	21.5
18	EA-110	20.8
19	EA-111	19.4
20	LONGITUD DE BA-101 A EA-111	18.0
21	VALVULA DE CONTROL DEL HORNO	15.4
22	BA-101 A	14.0
23	LINEA DE TRANSFER	2.4
24	PRESION DE ENT. DA-101 (Kg/cm <sup>2</sup> man.)	1.3

TESES PROFESIONAL  
DENMAN Y GONZALEZ MONROY

FIGURA 4.1.1.2 CONT.

CASO	CAÍDA DE PRESIÓN (Kg/cm <sup>2</sup> ) cond. limpias
Condiciones de diseño	6.3 máxima permisible
Condiciones de diseño evaluadas para la geometría.	16.2
Alternativa #1	11.96

b) Sustitución de la sección de convección por una sección más amplia que ocasione una menor caída de presión del lado de los gases y con más tubos birlados, incrementándose el área de transferencia con respecto al diseño. Se tienen las siguientes dos variantes para la alternativa #1, cuya diferencia radica básicamente en las características de los tubos de proceso, el área de transferencia y la eficiencia lograda:

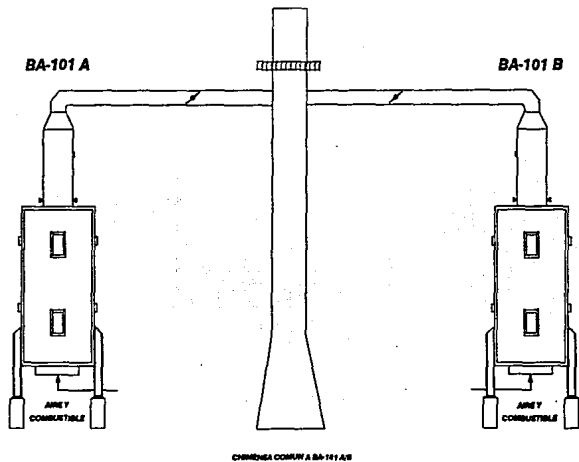
CARACTERÍSTICA	DISEÑO	ALTERNATIVA #1	ALTERNATIVA #1A
Ancho de convección m	2.56	3.41	3.87
Diámetro externo de tubos mm	114.3	114.3	168.28
Cédula	40	40	40
No. de pasos	4	8	4
Hileras desnudas	2	2	2
Hileras birladas proceso	6	6	9
Hileras birladas servicio	1	1	1
Tubos por hilera proc./serv.	12/8	16/8	12/12 (tubos 114.3 mm)
Sopladores de hollín	8	8	8
Tipo	rotatorio	retráctil	retráctil
Área total de transferencia m <sup>2</sup>	825.26	1072.0	1430.36
Eficiencia %		74	76

c) Instalación de una chimenea común a piso.

Dado que en el análisis de los calentadores se detectó que las chimeneas actuales son insuficientes, se propone la instalación de una chimenea común a piso (figura 4.1.1.4), aplicable para cualquiera de los casos de remodelación con o sin despunte, con las siguientes características:

**FIGURA 4.1.1.4**

**SISTEMA DE CHIMENEA COMUN A PISO  
PARA LOS CALENTADORES BA-101 A/B**



CARACTERÍSTICA	ALTERNATIVAS 1 y 2	ALTERNATIVAS 1A y 2A
Diámetro interno	4.21 m	4.21 m
Altura desde el piso	72.24 m	88.39 m

Cabe mencionar que existen combinaciones de Número de pasos-diámetro de tubería que llevarían la caída de presión en condiciones limpias, cercana o incluso menor a 6.33 Kg/cm<sup>2</sup>, pero dada la geometría vertical de los calentadores, los problemas de coquización que se presentan por baja velocidad podrían incluso empeorar la situación actual de los mismos.

Además, como también se recomienda adicionar cambiadores de calor (lo que significa caída de presión extra) se llega a la conclusión de que la presión disponible en la descarga de las bombas de carga no es suficiente para cubrir los requerimientos del caso y que la presión que se requiere en las desaladoras, es superior a su presión de diseño. Adicionalmente, el análisis de la curva de la bomba y su hoja de especificación indica que no es posible un cambio a impulsores más grandes, puesto que el tamaño con el que cuentan es el máximo para esa carcasa y la cabeza diferencial para un solo paso es ya muy elevada (superior a las recomendaciones actuales para este tipo de bombas). El cambio de los recipientes de las desaladoras sería aparte de costoso no justificado ya que de cualquier forma la necesidad de rebombeo persiste.

No obstante, si se sustituye la bomba de carga (o su impulsor) por una de menor potencia, para obtener una presión de descarga menor (aprox. 28 Kg/cm<sup>2</sup> man.), la PCV-103 tiraría mucho menos presión (Figura 4.1.1.3) y se obtendría un ahorro, aún cuando existe la necesidad de rebombar.

En la misma figura se muestra como finalmente se ha dado solución al problema mediante la instalación de bombas "booster" (bombas reforzadoras de rebombeo) en la salida de las desaladoras, permitiendo, además, operar estos equipos por debajo de su presión de diseño. La presión diferencial de las bombas de rebombeo se ha estimado en 8.4 Kg/cm<sup>2</sup>.

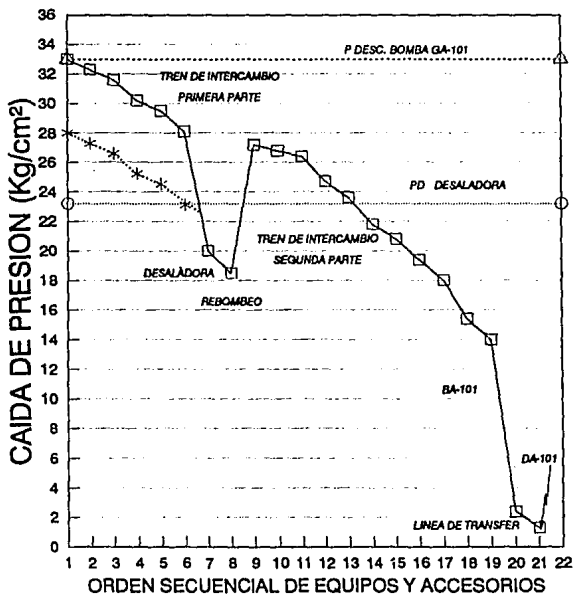
## B) EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO Y CONDENSACIÓN.

Las modificaciones al tren de precalentamiento de crudo para este caso se fundamentan en lograr la temperatura objetivo de 460 °C, para lo cual se ha propuesto el arreglo del tren mostrado en la figura 5.9 y cuya información técnica se detalla en la tabla 9.0, cabe hacer mención que con esta propuesta se logran mejoras en los índices energéticos de la planta según se muestran en las tablas 9.1 a 9.4

El condensador de la columna atmosférica requiere ser ampliado de un arreglo 2s-4p a 2s-6p, es decir, un incremento del 50% en tamaño, lo cual implica la necesidad de espacio adicional para la ubicación de las dos corazas adicionales requeridas. Este espacio está disponible de acuerdo al plano de localización general de la sección.

El Diagrama de Flujo de Proceso T-001 representa este caso de análisis y el Balance de Materia y Energía correspondiente se proporciona en el apéndice 7.5 .

**FIGURA 4.1.1.3**  
**PERFIL DE PRESIONES**  
**CASO "A" CON REBOMBEO**



**ACOTACIONES FIGURA 4.1.1.3**

<b>SECUENCIA</b>	<b>EQUIPO O ACCESORIO</b>	<b>PRESION (Kg/cm<sup>2</sup>)</b>
1	EA-101	33.0
2	EA-102	32.3
3	EA-103	31.6
4	EA-104	30.2
5	EA-105	29.5
6	PCV-103	28.1
7	VALVULA DE MEZCLADO	20.0
8	LONGITUD DE FA-102 A EA-105	18.5
9	LONGITUD EA-106 A FA-102	27.2
10	LONGITUD DE EA-111 A EA-106	26.8
11	EA-106	26.4
12	EA-107	24.7
13	EA-108	23.6
14	EA-109	21.8
15	EA-110	20.8
16	EA-111	19.4
17	LONGITUD DE BA-101 A EA-111	18.0
18	VALVULA DE CONTROL DEL HORNO	15.4
19	BA-101 A	14
20	LINEA DE TRANSFER	2.4
21	PRESION DE ENT. DA-101 (Kg/cm <sup>2</sup> man.)	1.3

#### 4.1.2.- CASO B. REMODELACIÓN CON TORRE DESPUNTADORA.

##### A) EVALUACIÓN HIDRÁULICA.

La torre de despunte es un equipo que permite el desembotellamiento de flujos internos en la torre atmosférica, mediante la separación de la fracción más ligera (Nafta ligera y LPG), previamente a su paso por los calentadores BA-101 AB, con lo que se beneficia el manejo hidráulico en los mismos.

En cuanto a la evaluación hidráulica del circuito de carga para este caso se puede considerar semejante al caso sin torre despuntadora, únicamente considerando que la inclusión de la torre despuntadora obliga al uso de un sistema de rebombeo en el fondo de la misma para hacer pasar el crudo despuntado a través de los calentadores a fugo directo.

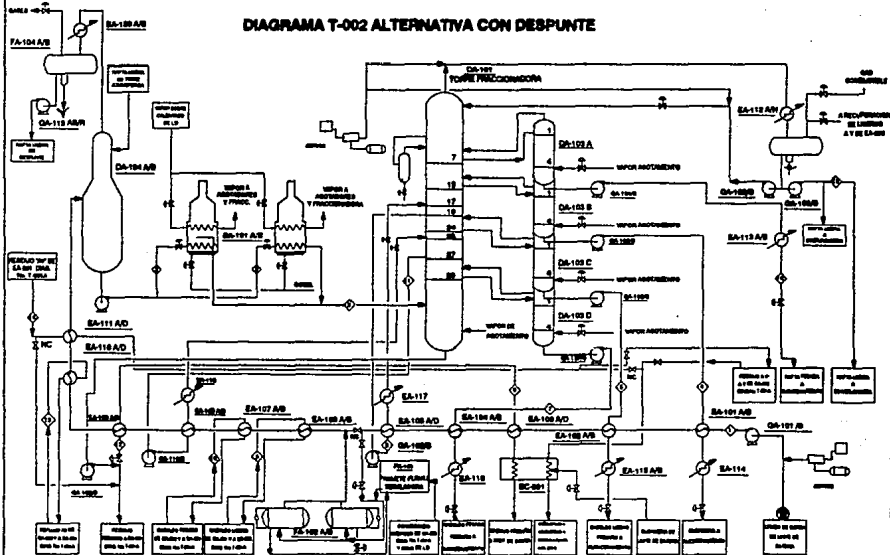
Dado que el despunte del crudo ocasiona que se tenga una menor caída de presión en los calentadores, las modificaciones propuestas se dirigieron a resolver los problemas térmicos y de flujo de gases que se tienen actualmente, recomendándose la alternativa No. 2, que consiste en:

a) Sustitución de la sección de convección por una sección más amplia, que ocasione una menor caída de presión del lado de los gases de combustión y con distinto arreglo y diámetro de tubos que provean una mayor área de transferencia. Se tienen las siguientes dos variantes para la alternativa #2 cuya diferencia radica básicamente en las características de los tubos de proceso, el área de transferencia y la eficiencia:

CARACTERÍSTICA	DISEÑO	ALTERNATIVA #2	ALTERNATIVA #2A
Ancho de convección m	2.56	3.41	3.87
Diámetro externo de tubos mm	114.3	114.3	168.28
Cédula	40	40	40
No. de pasos	4	8	4
Hileras desnudas	2	2	2
Hileras birladas proceso	6	6	9
Hileras birladas servicio	1	1	1
Tubos por hilera proc./serv.	12/8	16/8	12/12 (tubos 114.3 mm)
Sopladores de hollín	8	8	8
Tipo	rotatorio	retráctil	retráctil
Área total de transferencia m <sup>2</sup>	825.26	1072.0	1430.36
Eficiencia %		74	76

b) Puesto que en el análisis de los calentadores se detectó que las chimeneas actuales son insuficientes, se propone la instalación de una chimenea común a piso con las características descritas en el punto "c" del caso anterior (figura 4.1.1.4).

**PLANTA COMBINADA 'A 5'**  
**ESQUEMA DE REMODELACION**  
**DIAGRAMA T-002 ALTERNATIVA CON DESPUNTE**

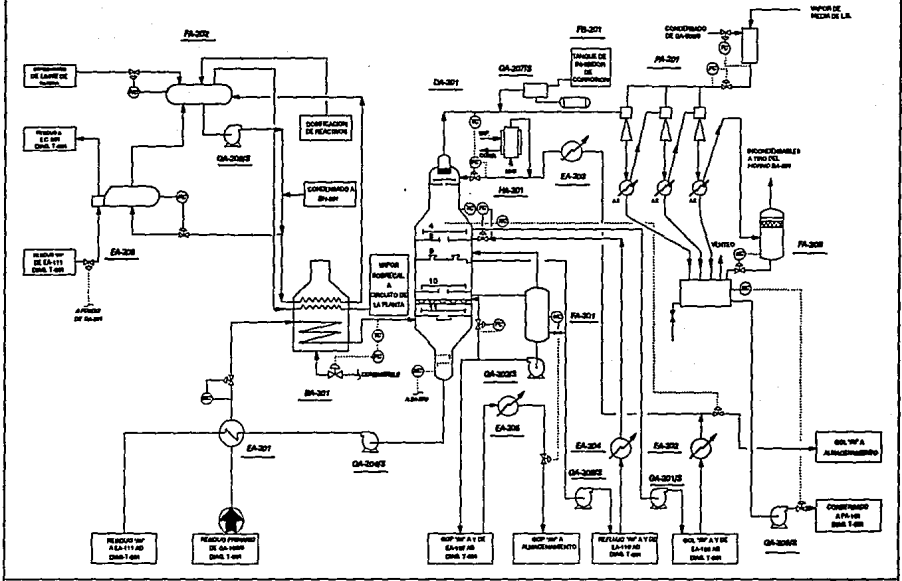


TECNICO PROFESIONAL  
 GERMAN V. GONZALEZ MONROY

DIAGRAMA T-002



**PLANTA COMBINADA 'AS'**  
**UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO**



INGENIERO PROFESIONAL  
GERMAN Y. GONZALEZ MONROY

DIAGRAMA T-001 A

## **B) EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO Y CONDENSACIÓN.**

Las modificaciones al tren de precalentamiento de crudo para este caso al igual que en el anterior, se fundamentan en lograr la temperatura objetivo de 460 °C, para lo cual se ha propuesto el mismo arreglo del tren del caso precedente, y cuya información técnica se detalla en la tabla 9.0, cabe hacer mención que con esta propuesta se logran mejoras en los índices energéticos de la planta según se muestran en las tablas 9.1 a 9.4

El Diagrama de Flujo de Proceso T-002 representa este caso de análisis, el Balance de Materia y Energía correspondiente se da en el apéndice 7.5 y la lista de los equipos que se sustituyen, modifican o adicionan con sus características, se incluye en la Tabla 10

### **4.1.3.- CONSUMOS DE SERVICIOS AUXILIARES E ÍNDICES ENERGÉTICOS.**

Un parámetro de primordial importancia para describir los resultados de las alternativas de modernización es el consumo de servicios auxiliares, que junto con los índices energéticos y la inversión, definen la mejor opción.

Las tablas 9.1 a 9.4, muestran los consumos de los servicios auxiliares e índices energéticos para las diferentes alternativas de estudio, incluyendo los casos actual y de diseño.

Los servicios que se incluyen son los siguientes:

#### **4.1.3.1 COMBUSTIBLE.**

En la sección atmosférica, los equipos que consumen combustible son los calentadores de crudo BA-101 A y B. En la tabla 9.1 pueden observarse los consumos de combustible según diseño, operación actual y las diferentes alternativas de modificación ya sea sin o con despunte, y con dos diferentes arreglos de serpentines en la sección de convección de los calentadores.

La modificación del horno de acuerdo a las alternativas (1, 1A, 2 y 2A descritas anteriormente) conducen a diferentes consumos de combustible y, por tanto, a diferentes índices energéticos, de los cuales la más favorable es la alternativa 2A, que consta de 9 camas de tubos de convección de proceso y una eficiencia del 76%.

Entre los casos sin despunte y con despunte no existen diferencias apreciables en el consumo de combustible, pero comparándolos con el caso de diseño se logran reducciones del 9.7% para la alternativa con 6 camas y del 12.1% para la alternativa con 9 camas.

Por otra parte, el consumo con respecto a la operación actual se incrementa sólo entre 8.1-14.8% para los diferentes casos y alternativas, no obstante que la capacidad a procesar es un 22.2%

mayor a la actual.

El índice energético para cada caso representa la cantidad de energía consumida para procesar un barril de crudo. La alternativa correspondiente al caso con despunte, presenta el menor valor (20448.1 Kcal/BBL), por lo que desde este punto de vista resulta ser la mejor opción.

Para el calentador de la sección de vacío BA-201 no se hizo necesaria ninguna modificación, ya que para cualquiera de los casos propuestos se utiliza sólo una fracción de la carga térmica de diseño. Como puede observarse, las diferencias que existen entre las alternativas con y sin despunte, se deben únicamente a los flujos que tienen que ser calentados y no a la eficiencia del calentador en sí.

#### 4.1.3.2.- ENERGÍA ELÉCTRICA.

En la tabla 9.2 se muestran los consumos eléctricos para los diferentes servicios de la planta. Como resultado de la remodelación, se han incluido servicios adicionales, tanto para el caso sin despunte (bomba reforzadora de crudo) como para el caso con torre despuntadora (bomba de crudo despuntado y bomba de nafta de despunte), que han ocasionado que los consumos de energía eléctrica se incrementen 235 y 457 Kw respectivamente. Sin embargo, algo de estos consumos (150-200 Kw) podría ser contrarrestado si se hacen los cambios necesarios en las bombas de carga de crudo, de tal forma que disminuyan su presión de descarga en aproximadamente 5 Kg/cm<sup>2</sup>.

En lo que concierne a la sección de vacío, no existen adiciones o sustituciones a los servicios eléctricos por lo que el consumo permanece constante.

#### 4.1.3.3.- VAPOR DE AGUA.

En la tabla 9.3 se muestran los consumos de vapor, que fundamentalmente son vapor de agotamiento y vapor motriz.

La modernización de la planta condujo a recomendar una disminución del 13% en el flujo de vapor de agotamiento de la columna de destilación atmosférica con respecto al flujo de diseño. Lo anterior es con el objeto de incrementar el perfil de temperatura en la columna en beneficio del tren de precalentamiento de crudo.

Dentro de la sección de destilación atmosférica, para el caso sin torre de despunte el vapor motriz se incrementa por la adición de la bomba reforzadora de crudo, mientras que para el caso con despuntadora por la bomba de crudo despuntado. Si las bombas de turbina de estos servicios están de relevo (como fue considerado en los consumos eléctricos), estos consumos no son efectivos. Además, se puede lograr una disminución en el consumo de vapor de la bomba de carga de crudo GA-101 T, si se modifica ésta análogamente a las bombas de motores.

No obstante a los consumos adicionales, el balance indica que el consumo global de vapor motriz y de agotamiento de la planta será menor al de diseño.

#### 4.1.3.4.- AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Dos conceptos en la modernización ("revamp") alteran los requerimientos de agua de enfriamiento de la planta (Tabla 9.4): Por un lado, la carga térmica de condensación adicional requerida para ambos casos, sin y con despunte incrementan el consumo de agua en 3,161 y 3,257 gpm, respectivamente. Por otro lado, con las propuestas de modificaciones al tren de precalentamiento de crudo, que aumentan la recuperación de calor, consiguen, en consecuencia, reducir las cargas térmicas requeridas de enfriamientos de productos, sin embargo, esto no se reflejará en una inmediata reducción de consumo de agua de enfriamiento, debido a que no es práctica recomendable estrangular el agua a los enfriadores.

Como resultado, los consumos de agua de enfriamiento y el índice energético reflejan un incremento del 22 y 23% en la sección de destilación atmosférica para los casos sin y con despunte, respectivamente. En la sección de vacío no ocurren cambios en los consumos.

**TABLA 9**  
**TREN DE INTERCAMBIO DE CRUDO**

AREA ADICIONAL	TEMPERATURA FINAL DEL CRUDO	CARGA TÉRMICA TOT. TREN	CARGA TÉRMICA RECUPERADA	CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL	CAÍDA DE PRESIÓN DESPUÉS DE DESALADO
m2	°C	mmKcal/h	mmKcal/h	Kg/cm2	Kg/cm2
342	243	78	8.2	15.2	8.9

**TABLA No. 9.1**  
**CALENTADORES DE CRUDO, BA-101 AB:**

CONCEPTO	DISEÑO	OPERACION ACTUAL	REMODELACION			
			SIN DESPUNTE ALTERNATIVA	SIN DESPUNTE ALTERNATIVA	CON DESPUNTE ALTERNATIVA	CON DESPUNTE ALTERNATIVA
			1 6 CAMAS	1A 9 CAMAS	2 6 CAMAS	2A 9 CAMAS
CAPACIDAD DE PLANTA, BPD	110000	90000	110000	110000	110000	110000
FLUJO DEL HORNO, BPD	55000	45000	55000	55000	49293	49293
CARGA TERMICA ABSORBIDA, MMKcal/h (1)	74.59	56.38	72.58	72.58	71.23	71.23
PROCESO	72.68	54.46	70.66	70.66	69.31	69.31
SOBRECALENTAMIENTO DE VAPOR	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92
EFICIENCIA, %	70	65	74	76	74	76
CARGA TERMICA LIBERADA, MMKcal/h (1)	106.56	86.73	98.08	95.50	96.25	93.72
CONSUMO DE COMBUSTOLEO, BPD (2)	1677	1365	1543	1502	1514	1475
CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE, m3/d (2)	301472	245382	277480	270178	272314	265148
INDICE ENERGETICO, Kcal CONSUMIDO/Baril PROCESADO	23249	23129	21399	20836	21001	20448
INDICE ENERGETICO RELATIVO,	1.000	0.995	0.935	0.910	0.928	0.903

NOTAS: (1) LA CARGA TERMICA INDICADA ES TOTAL PARA LOS DOS EQUIPOS.

(2) PARA LOS CALCULOS DE CONSUMO DE COMBUSTIBLE, SE CONSIDERA QUE SE QUEMA UNO U OTRO Y NO AMBOS A LA VEZ.

**TABLA No. 9.1 CONT.  
CALENTADOR DE CRUDO REDUCIDO, BA-201:**

CONCEPTO	DISEÑO	OPERACION ACTUAL	REMODELACION	
			SIN DESP.	CON DESP.
CAPACIDAD DE PLANTA, BPD	110000	90000	110000	110000
FLUJO DEL HORNO, BPD	44000	29910	35000	35000
CARGA TERMICA ABSORBIDA, MMKcal/h	22.79	8.91	5.55	4.79
PROCESO	20.19	6.31	2.95	2.19
SOBRECALENTAMIENTO DE VAPOR	2.60	2.60	2.60	2.60
EFICIENCIA, %	70.00	70.00	70.00	70.00
CARGA TERMICA LIBERADA, MMKcal/h	32.55	12.73	7.93	6.84
CONSUMO DE COMBUSTOLEO, BPD	512	200	125	108
CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE, m3/d	92089	36011	22431	19359
INDICE ENERGETICO, Kcal CONSUMIDO/Baril PROCESADO	17755	10213	5437	4692
INDICE ENERGETICO RELATIVO,	1.0000	0.5753	0.3062	0.2643
INDICE ENERGETICO GLOBAL, Kcal CONSUMIDO/Baril PROCESADO	53	46	40	39

NOTA: PARA LOS CALCULOS DE CONSUMO DE COMBUSTIBLE, SE CONSIDERA QUE SE QUEMA UNO U OTRO Y NO AMBOS A LA VEZ.

**TABLA No. 9.2**  
**ENERGIA ELECTRICA:**  
**SECCION ATMOSFERICA**

CLAVE	SERVICIO	DISEÑO (KW)	OPERACION ACTUAL (KW)	REMODELACION	
				SIN DESPUNTE (KW)	CON DESPUNTE (KW)
GA-101 A,B	BOMBA DE ALIMENTACION DE CRUDO	1096.2	1096.2	1096.2	1096.2
GA-102 /S	BOMBA DE REFLUJO DE NAFTA LIGERA	56.6	56.6	56.6	56.6
GA-103 /S	BOMBA DE NAFTA LIGERA A ESTABILIZADORA	73.5	73.5	75	73.5
GA-104 /S	BOMBA DE NAFTA PESADA A ALMACENAMIENTO	31.3	31.3	31.3	31.3
GA-105 /S	BOMBA DE QUEROSINA A ALMACENAMIENTO	31.1	31.1	31.1	31.1
GA-106 /S	BOMBA DE GASOLEO LIGERO PRIMARIO A ALMACENAMIENTO	22.2	22.2	30	30
GA-107 /S	BOMBA DE GASOLEO PESADO PRIMARIO A ALMACENAMIENTO	24.6	24.6	30	30
GA-108 /S	BOMBA DE RESIDUO PRIMARIO A CALENTADOR	313.9	313.9	313.9	313.9
GA-109 /S	BOMBA DE REFLUJO LIGERO PRIMARIO	93.6	93.6	93.6	93.6
GA-110 /S	BOMBA DE REFLUJO PESADO PRIMARIO	98.4	98.4	98.4	98.4
GA-111 /S	BOMBA DE ALIMENTACION DE AGUA A DESALADORAS	91	91	91	91
GA-113 /S	BOMBA DE INYECCION DE INHIBIDOR DE CORROSION	0.7	0.7	0.7	0.7
GA-114 A,B	BOMBA DE CRUDO DESPUNTE	—	—	—	370
GA-115 A,B/S	BOMBA DE NAFTA DE DESPUNTE	—	—	—	74
GA-116 A,B/S	BOMBA REFORZADORA DE CRUDO	—	—	220	—
FA-102 A,B	DESALADORAS	100	100	100	100
<b>TOTAL:</b>		<b>2033.1</b>	<b>2033.1</b>	<b>2267.8</b>	<b>2490.3</b>
INDICE ENERGETICO, KW-h CONSUMIDO/Barril PROCESADO		0.4436	0.4436	0.4948	0.5433
INDICE ENERGETICO RELATIVO,		1.0000	1.0000	1.1154	1.2249



**TABLA No. 9.2 CONT.**  
**ENERGIA ELECTRICA:**  
**SECCION DE VACIO**

CLAVE	SERVICIO	DISEÑO	ACTUAL	REMEDIACION	
				CON DESP.	SIN DESP.
GA-201 /S	BOMBA DE GASOLEO LIGERO DE VACIO	84.3	84.3	84.3	84.3
GA-202 /S	BOMBA DE GASOLEO PESADO DE VACIO	74.6	74.6	74.6	74.6
GA-203 /S	BOMBA DE REFLUJO DE VACIO	105.9	105.9	105.9	105.9
GA-205 /S	BOMBA DE CONDENSADO ACEITOSO	1.5	1.5	1.5	1.5
GA-206 /S	BOMBA DE CONDENSADO	4.2	4.2	4.2	4.2
GA-207 /S	BOMBA DE INYECCION DE INHIB. DE CORR.	0.7	0.7	0.7	0.7
GA-208 /S	BOMBA DE RETORNO DE AGUA DE ENFR.	69	69	69	69
GA-209 X/S	BOMBA DE INYECCION DE FOSFATOS	0.186	0.186	0.186	0.186
GA-210 X/S	BOMBA DE INYECCION DE SULFITOS	0.186	0.186	0.186	0.186
GA-801 /S	BOMBA DE DESFOGUE HUMEDO				
<b>TOTAL:</b>		<b>340.57</b>	<b>340.57</b>	<b>340.57</b>	<b>340.57</b>
INDICE ENERGETICO, KW-h CONSUMIDO/Barril PROCESADO		0.186	0.273	0.234	0.234
INDICE ENERGETICO RELATIVO,		1.000	1.471	1.257	1.257
INDICE ENERGETICO GLOBAL, KW-h CONSUMIDO/Barril PROCESADO		0.518	0.633	0.618	0.569
INDICE ENERGETICO GLOBAL RELATIVO,		1.000	1.222	1.193	1.099

**TABLA No. 9.3**  
**CONSUMO DE VAPOR DE AGUA**  
**SECCION ATMOSFERICA**

**VAPOR DE MEDIA PRESION**

CLAVE	SERVICIO	DISEÑO Y ACTUAL  CONSUMO (TON/h)	REMODELACION	
			CON DESPUNTE CONSUMO (TON/h)	SIN DESPUNTE CONSUMO (TON/h)
GA-101 T *	BOMBA DE ALIMENTACION DE CRUDO	11.68	11.68	11.68
GA-107 T *	BOMBA DE GOP PRIMARIO A ALMACENAMIENTO	1.02	1.11	1.11
GA-108 T *	BOMBA DE RESIDUO PRIMARIO A CALENTADOR	10.47	6.70	6.70
GA-114 T *	BOMBA DE CRUDO DESPUNTADO	—	4.46	—
GA-116 T *	BOMBA REFORZADORA DE CRUDO	—	—	2.34
VAPOR DE AGOTAMIENTO PARA DA-101		31.33	27.15	27.15
TOTAL:		54.50	51.10	48.98
INDICE ENERGETICO, TON VAPOR CONSUMIDO/Barril PROCESADO		0.0119	0.0111	0.0107
INDICE ENERGETICO REALATIVO, TON VAPOR CONSUMIDO/Barril PROCESADO		1.0000	0.9376	0.8988

**TABLA No. 9.3 CONT.  
CONSUMO DE VAPOR DE AGUA  
SECCION DE VACIO**

**VAPOR DE MEDIA PRESION**

CLAVE	SERVICIO	DISEÑO Y ACTUAL  CONSUMO (TON/h)	REMODELACION	
			CON DESPUNTE CONSUMO (TON/h)	SIN DESPUNTE CONSUMO (TON/h)
PA-201	SISTEMA DE VACIO	6.53	6.53	6.53
GA-204 T	BOMBA DE RESIDUO DE VACIO	2.50	2.50	2.50
<b>TOTAL:</b>		<b>9.04</b>	<b>9.03</b>	<b>9.03</b>
INDICE ENERGETICO, TON VAPOR CONSUMIDO/Barril PROCESADO		0.005	0.006	0.006
INDICE ENERGETICO RELATIVO,		1.000	1.257	1.257
INDICE ENERGETICO GLOBAL, TON VAPOR CONSUMIDO/Barril PROCESADO		0.014	0.013	0.013
INDICE ENERGETICO GLOBAL RELATIVO,		1.000	0.946	0.913

**TABLA No. 9.4**  
**AGUA DE ENFRIAMIENTO**

**SECCION ATMOSFERICA**

CLAVE	SERVICIO	DISEÑO CONSUMO GPM	ACTUAL GPM	REMODELACION	
				SIN DESPUNTE GPM	CON DESPUNTE GPM
EA-112	CONDENSADOR DE NAFTA LIGERA	11500	11500	14661	11500
EA-113	ENFRIADOR DE NAFTA PESADA	779	779	779	779
EA-114	ENFRIADOR DE QUEROSINA	202	202	202	202
EA-115	ENFRIADOR DE GASOLEO LIGERO PRIMARIO	142	142	142	142
EA-116	ENFRIADOR DE GASOLEO PESADO PRIMARIO	290	290	290	290
EA-117	ENFRIADOR DE REFLUJO LIGERO PRIMARIO	624	624	624	624
EA-118	ENFRIADOR DE REFLUJO PESADO PRIMARIO	807	807	807	807
EA-120 A/B	CONDENSADOR DE TORRE DE DESPUNTE	-	-	-	3257
<b>TOTAL:</b>		<b>14344</b>	<b>14344</b>	<b>17505</b>	<b>17601</b>
INDICE ENERGETICO, GALON CONSUMIDO/Barril PROCESADO		187.78	229.50	229.16	230.42
INDICE ENERGETICO RELATIVO, GALON CONSUMIDO/Barril PROCESADO		1.0000	1.2222	1.2204	1.2271

**TABLA No. 9.4 CONT.  
AGUA DE ENFRIAMIENTO**

**SECCION DE VACIO**

CLAVE	SERVICIO	DISEÑO CONSUMO GPM	ACTUAL GPM	REMODELACION	
				SIN DESPUNTE GPM	CON DESPUNTE GPM
EA-202	ENFRIADOR DE GASOLEO LIGERO DE VACIO	937	937	937	937
EA-203	ENFRIADOR DE REFLUJO DE GASOLEO LIGERO DE VACIO	429	429	429	429
EA-204	ENFRIADOR DE REFLUJO DE VACIO	938	938	938	938
EA-205	ENFRIADOR DE GASOLEO PESADO DE VACIO	1505	1505	1505	1505
PA-201	SISTEMA DE VACIO	1304	1304	1304	1304
<b>TOTAL:</b>		<b>5113</b>	<b>5113</b>	<b>5113</b>	<b>5113</b>
INDICE ENERGETICO, GALON CONSUMIDO/Barril PROCESADO		66.93	81.81	66.93	66.93
INDICE ENERGETICO RELATIVO,		1.0000	1.2222	1.0000	1.0000
INDICE ENERGETICO GLOBAL, GALON CONSUMIDO/Barril PROCESADO		254.7	311.3	296.1	297.4
INDICE ENERGETICO GLOBAL RELATIVO,		1.00	1.22	1.16	1.17

TABLA No. 10

PLANTA COMBINADA "AS"

LISTA DE MODIFICACIONES Y ADICIONES PARA LAS ALTERNATIVAS DE REMODELACION

		ALTERNATIVA SIN TORRE DE DESPUNTE	ALTERNATIVA CON TORRE DE DESPUNTE
CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS	CARACTERISTICAS
BA-101 AB	CALENTADOR DE CRUDO	<p>MODIFICACIONES REQUERIDAS: (ALTERNATIVA DE CALENTADOR No. 1) NOTA 1</p> <p>1) SECCION DE CONVECCION:</p> <p>-SUSTITUCION COMPLETA DE SERPENTINES Y CARCASA E INSTALACION DE SOPLADORES DE HOLLIN</p> <p>A) SECCION DE SOBRECALENTAMIENTO DE VAPOR</p> <p>-No DE TUBOS PERNADOS: 8 -DIAM. NOM/CED.: 4"ICED 40 -MATERIAL TUBOS: A.C. ASTM-108 Gr A -PERNOS: DIAM. 0.5"ALTURA 1" -PERNOS/PLANO: 18 -PLANOP/PE: 19.2 -MATERIAL PERNOS: A.C. -No. DE RETORNOS DE 180°: 4 -MATERIAL DE RETORNOS: ASTM A-234 Gr WPA -LONG. TUBOS: 27.8 PIES</p> <p>B) SECCION DE PROCESO</p> <p>-No DE TUBOS DESNUJADOS: 32 -No DE TUBOS PERNADOS: 98 -DIAM. NOM/CED.: 4"ICED 40 -MAT. TUBOS: ASTM A-108 Gr. A -PERNOS DIAM. 0.5"ALTURA 1" -PERNOS/PLANO: 14 -PLANOP/PE: 19.2 -MATERIAL PERNOS: A.C. -No. DE RETORNOS DE 180°: 104 -No. DE CODOS DE 90°: 24 -MAT. RETORNOS Y CODOS: ASTM A-234 Gr WPS -LONG. TUBOS: 27.8 PIES</p>	<p>MODIFICACIONES REQUERIDAS: (ALTERNATIVA DE CALENTADOR No. 2A) NOTA 2</p> <p>1) SECCION DE CONVECCION:</p> <p>-SUSTITUCION COMPLETA DE SERPENTINES Y CARCASA E INSTALACION DE SOPLADORES DE HOLLIN</p> <p>A) SECCION DE SOBRECALENTAMIENTO DE VAPOR</p> <p>-No DE TUBOS PERNADOS: 12 -DIAM. NOM/CED.: 4"ICED 40 -MATERIAL TUBOS: A.C. ASTM-108 Gr A -PERNOS: DIAM. 0.5"ALTURA 1" -PERNOS/PLANO: 16 -PLANOP/PE: 19.2 -MATERIAL PERNOS: A.C. -No. DE RETORNOS DE 180°: 8 -MATERIAL DE RETORNOS: ASTM A-234 Gr WPA -LONG. TUBOS: 27.8 PIES</p> <p>B) SECCION DE PROCESO</p> <p>-No DE TUBOS DESNUJADOS: 24 -No DE TUBOS PERNADOS: 108 -DIAM. NOM/CED.: 4"ICED 40 -MAT. TUBOS: ASTM A-108 Gr. A -PERNOS DIAM. 0.5"ALTURA 1" -PERNOS/PLANO: 18 -PLANOP/PE: 19.2 -MATERIAL PERNOS: A.C. -No. DE RETORNOS DE 180°: 116 -No. DE CODOS DE 90°: 24 -MAT. RETORNOS Y CODOS: ASTM A-234 Gr WPS -LONG. TUBOS: 27.8 PIES</p>

TABLA No. 10 CONT.

PLANTA COMBINADA "AS"

LISTA DE MODIFICACIONES Y ADICIONES PARA LAS ALTERNATIVAS DE REMODELACION

		ALTERNATIVA SIN TORRE DE DESPUNTE	ALTERNATIVA CON TORRE DE DESPUNTE
CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS	CARACTERISTICAS
BA-101 AB	CALENTADOR DE CRUDO	<p>MODIFICACIONES REQUERIDAS: (ALTERNATIVA No. 1DE CALENTADOR) NOTA 1</p> <p>C) CAJA DE CONVECCION. -DIMENSIONES APROX. ANCHO/LARGO/ALTURA: 12.2/28.0/15.0 PIES -REFRACTARIO -ESPEJOS DE SOPORTE: 2 ACERO AL CARBON EXTREMOS 1 JUEGO INTERMEDIO FUNDICION 25 Cr 12 NI</p> <p>D) SOPLADORES DE HOLLIN.</p> <p>TIPO ROTATORIO RETRACTIL NUMERO: 8</p> <p>2) SECCION DE RADIACION:</p> <p>-SUSTITUCION DE LOS ULTIMOS TUBOS DE CADA SERPENTIN.</p> <p>-No. DE TUBOS 4X4=18 -DIAMETRO NOM: 8" CED 40 -LONG. TUBOS: 54 PIES -RETORNOS 180° TUBOS 8": 4 -RETORNOS 180° CONEXION 6-8": 4 -MAT. TUBOS: 5Cr 1/2 Mo ASTM A-335 Gr P5 -SOPORTE DE TUBERIA 8": 8 -GUIAS DE TUBOS 8": 16 -BRIDAS DE SALIDA: 4</p>	<p>MODIFICACIONES REQUERIDAS: (ALTERNATIVA DE CALENTADOR No. 2A) NOTA 2</p> <p>C) CAJA DE CONVECCION. -DIMENSIONES APROX. ANCHO/LARGO/ALTURA: 13.6/28.0/15.0 PIES -REFRACTARIO -ESPEJOS DE SOPORTE: 2 ACERO AL CARBON EXTREMOS 1 JUEGO INTERMEDIO FUNDICION 25 Cr 12 NI</p> <p>D) SOPLADORES DE HOLLIN.</p> <p>TIPO ROTATORIO RETRACTIL NUMERO: 15</p> <p>2) SECCION DE RADIACION:</p> <p>-NO SUFRIRA CAMBIOS.</p>

TABLA No. 10 CONT.

PLANTA COMBINADA "AS"

LISTA DE MODIFICACIONES Y ADICIONES PARA LAS ALTERNATIVAS DE REMODELACION

		ALTERNATIVA SIN TORRE DE DESPLANTE	ALTERNATIVA CON TORRE DE DESPLANTE
CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS	CARACTERISTICAS
BA-101 AB	CALENTADOR DE CRUDO	<p>3) CHIMENEA</p> <p>SUBSTITUCION DE LAS CHIMENEAS ACTUALES POR UNA COMUN A LOS HORNOS BA-101 AB INSTALADA A PISO DE DIAM=13 8, ALTURA=155 PIES DESDE LA CONEXION CONVECCION-CHIMENEA 237 PIES DESDE PISO</p> <p>4) QUEMADORES</p> <p>NINGUN CAMBIO</p> <p>NOTA 1: EXISTE UNA VARIANTE DE ESTA ALTERNATIVA:</p> <p>ALTERNATIVA No 1A. CONSIDERA LOS MISMOS CAMBIOS EN LA SECCION DE RADIACION QUE LA ALTERNATIVA No 1 Y ADICIONALMENTE LA MISMA SECCION DE CONVECCION Y CHIMENEA DE LA ALT. 2A</p>	<p>3) CHIMENEA.</p> <p>SUBSTITUCION DE LAS CHIMENEAS ACTUALES POR UNA COMUN A LOS HORNOS BA-101 AB INSTALADA A PISO DE DIAM=13 8, ALTURA=208 PIES DESDE LA CONEXION CONVECCION-CHIMENEA 280 PIES DESDE PISO</p> <p>4) QUEMADORES</p> <p>NINGUN CAMBIO</p> <p>NOTA 2: EXISTE UNA VARIANTE DE ESTA ALTERNATIVA:</p> <p>ALTERNATIVA No 2. CONSIDERA LA MISMA SECCION DE CONVECCION QUE LA ALTERNATIVA No 1</p>
DA-104 AB	TORRE DESPLANTADORA	NO SE REQUIERE	<p>DIAMETRO SUP. 1429 mm</p> <p>T-T. 8553 mm</p> <p>DIAMETRO INF. 4257 mm</p> <p>T-T. 6098 mm</p> <p>T-T TOTAL. 14783 mm INCLUYE SECCION DE TRANSICION</p> <p>PRESSION DE DISEÑO 4.51 Kg/cm<sup>2</sup> MAN</p> <p>TEMP. DE DISEÑO SUP. 188 °C</p> <p>TEMP. DE DISEÑO INF. 253 °C</p> <p>TOLERANCIA POR CORROSION 8.4 mm.</p> <p>CASQUILLO A C. REG. CON 5 mm MONEL EN LA SECCION SUPERIOR</p> <p>INTERIOS MONEL PL. PLATOS VALVULADOS 8</p>



TABLA No 10 CONT.

PLANTA COMBINADA "A3"

LISTA DE MODIFICACIONES Y ADICIONES PARA LAS ALTERNATIVAS DE REMODELACION

		ALTERNATIVA SIN TORRE DE DESPUNTE	ALTERNATIVA CON TORRE DE DESPUNTE
CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS	CARACTERISTICAS
FA-104 AB	TANQUE ACUMULADOR DE NAFTA	NO SE REQUIERE	<p>DIAMETRO INT. 1,372 mm                      LONGITUD T-T. 3,858 mm                      DOMO DI. 305 mm                      T-T. 847 mm                      MALLA SEPARADORA, DIAM. 305 mm, ESPESOR 152 mm                      PERNA DI. 305 mm                      T-T. 760 mm                      PRESION DE DISEÑO 4.51 Kg/cm<sup>2</sup> MAM                      TEMP. DE DISEÑO 188 °C                      TOLERANCIA POR CORROSION 3.2 mm                      CASCARON A.C.                      INTERIORS MALLA DE MOHEL                      REC. INTERNO CONCRETO REFRACTARIO ANTICORROSIVO</p>
EA-120 AB	CONDENSADOR DE TORRE DE SPUNTADORA	NO SE REQUIERE	<p>CORAZAS POR UNIDAD 2, ARREGLO 28 1P                      DATOS POR CORAZA CORAZA AJS                      AREA DE INTERCAMBIO 201 m<sup>2</sup> TUBOS 19 mm 14 BNG                      DIAM. DE CORAZA 9.8 m                      No TUBOS 808                      LONG TUBOS 4.67 m                      PRESION DE DISEÑO TUBOS 5.3 Kg/cm<sup>2</sup> MAM                      TEMP. DE DISEÑO TUBOS 86 °C                      PRESION DE DISEÑO CORAZA 5.3 Kg/cm<sup>2</sup> MAM                      TEMP. DE DISEÑO CORAZA 149 °C                      MATERIAL DE TUBOS ADMIRALTY                      MATERIAL DE CORAZA A.C. CLAD MOHEL                      No PASOS TUBOS 2</p>
GA-114 ABR	BOMBA DE CRUDO DE SPUNTADO	NO SE REQUIERE	<p>GASTO 808 gpm 1 LPM CARCASA A.C                      PRESION OF. 12.8 Kg/cm<sup>2</sup> IMP. 12 Cg                      POTENCIA 250 HP (185 Kw)                      ACCIONADORES                      2 MOTORES ELECTRICO DE 250 HP (188 KW)                      1 TURBINA DE VAPOR DE CONTRAPRESION DE 234 1 HP                      VAPOR RED. 4175.8 Kg/h DE 19.3 Kg/cm<sup>2</sup> 280 °C                      VAPOR PROD. 4175.8 Kg/h DE 2.1 Kg/cm<sup>2</sup> 132 °C</p>

TABLA No. 10 CONT.

PLANTA COMBINADA "AS"

LISTA DE MODIFICACIONES Y ADICIONES PARA LAS ALTERNATIVAS DE REMODELACION

		ALTERNATIVA SIN TORRE DE DESPUNTE	ALTERNATIVA CON TORRE DE DESPUNTE
CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS	CARACTERISTICAS
GA-115 A,B/R	BOMBA DE NAFTA DE DESPUNTE	NO SE REQUIERE	GASTO: 1005 5 <sup>m</sup> , 1 LPM PRESION DF.: 13 Kg/cm <sup>2</sup> POTENCIA: 50 HP (37 Kw)  ACCIONADORES: 3 MOTORES ELECTRICOS DE 50 HP
			CARGASA: A.C. AMP: 12 Cr
GA-101 A/B	CALENTADOR DE CRUDO	MODIFICACIONES REQUERIDAS:  -SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE COMO ALTERNATIVA	MODIFICACIONES REQUERIDAS: -SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE COMO ALTERNATIVA
GA-116 A/B/R	BOMBA REFORZADORA DE CRUDO	GASTO 8079 4 <sup>m</sup> , 1.1 LPM CARGASA: A.C. PRESION DF.: 8.4 Kg/cm <sup>2</sup> IMP: 12Cr POTENCIA: 150 HP (110 Kw)  ACCIONADORES: 2 MOTORES ELECTRICOS DE 100 HP 1 TURBINA DE VAPOR DE CONTRAPRESION DE 81 HP VAPOR REQ.: 2340 Kg/H DE 19.3 Kg/cm <sup>2</sup> , 280 °C VAPOR PROD.: 2340 Kg/H DE 2.1 Kg/cm <sup>2</sup> , 133 °C	NO SE REQUIERE
MODIFICACIONES A	EA-112	ADICION DE DOS CORAZAS EN PARALELO 25-8P (ANTERIOR 25 4P) -AREA SHY. #3789 PRESS, 252 m <sup>2</sup> -AREA TOTAL CORIESSA# 45485 p=42, 4223 8 m <sup>2</sup> CONSUMO DE AGUA 7,328,560 lpm 3,324,237 Kg/h	NO SE REQUIERE
MODIFICACIONES AL TREN DE	PRECALENTAMIENTO DE CRUDO	REFERIRSE A FIGURAS 5 9 A 5 11 Y TABLA No 9	REFERIRSE A FIGURAS 5 9 A 5 11 Y TABLA No 9

## 4.2 EVALUACIÓN ECONÓMICA

El análisis entre diversas opciones de proceso para la obtención de productos, debe complementarse, y en la mayor parte de las veces decidirse, en base a una evaluación que contemple los aspectos económicos de los mismos como son: costos de equipo, costos de operación, periodo de construcción, de depreciación, flujo de efectivo, tasa interna de rendimiento, periodo de recuperación de la inversión, valor presente neto y otros conceptos relacionados. En la figura 4.2.1 se ilustra en forma esquemática las relaciones que guardan algunos de estos conceptos.

A continuación se presenta una breve descripción de los conceptos más importantes que serán considerados en la evaluación económica de las alternativas.

### Costo de equipo.

El estimado de costo de inversión de un proceso puede variar desde un estimado general de orden de magnitud, hasta uno detallado preparado a partir de especificaciones y dibujos finales del proceso.

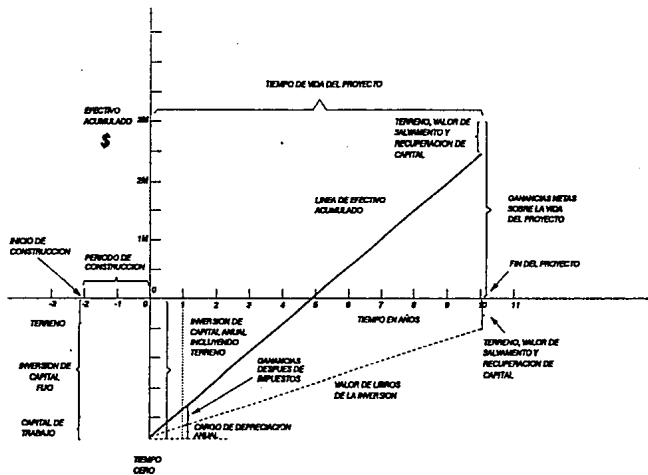
Entre estos dos extremos hay un gran número de posibilidades para la estimación. Sin embargo para propósitos prácticos sólo se menciona la designación más usual.

- Orden de magnitud; estimado en base a costos previos de equipos similares, su exactitud se encuentra entre un +/- 40%.
- Estimado de estudio; está basado en costos conocidos de equipo principal, llegando a una exactitud de +/- 30%.
- Estimado preliminar, información basada sobre datos suficientes para permitir el estimado de presupuesto con una exactitud de +/- 20%.
- Estimado definitivo basado sobre datos casi completos, pero anteriores a la información definitiva de dibujos y especificaciones, su exactitud probable es del orden de +/- 10%.
- Estimado detallado está basado sobre la ingeniería completa, incluyendo dibujos y especificaciones definitivas y condiciones del sitio, su exactitud es del orden de +/- 5%.

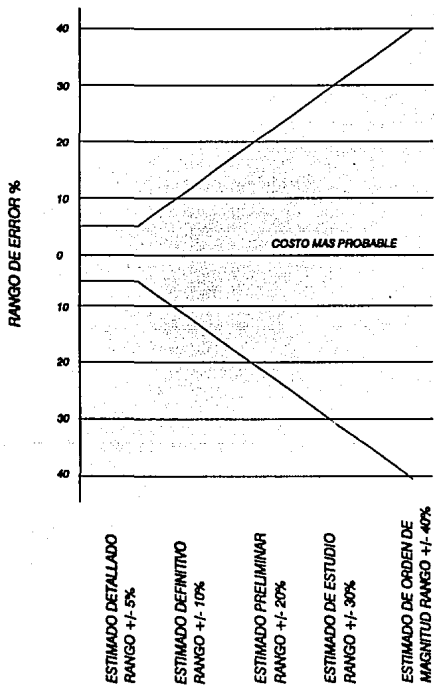
La figura 4.2.2 muestra las relaciones entre la exactitud, la cantidad y la calidad de la información probable.

Siendo el campo de la economía un campo por demás variable, es relativamente común el uso de información de equipos similares y su traslado a una base común para hacer posible la conjunción de un estimado. Esta extrapolación se realiza mediante el escalamiento no lineal, respecto a una capacidad y costo de equipos conocidos, complementado con la aplicación de índices de costos, para la actualización del costo de equipo a la fecha de aplicación.

FIGURA 4.2.1 RELACION ENTRE CONCEPTOS ECONOMICOS



**FIG. 4.2.2**  
**ESTIMADOS DE COSTO DE INVERSION**



## **Inversión**

La inversión de un equipo o proceso incluye el costo del mismo más los conceptos de instalación. Entre estos últimos se incluye el costo de materiales adicionales para la construcción, el costo de la construcción misma, la ingeniería, la administración del proyecto, más un porcentaje de imprevistos o contingencias.

### **Valor presente neto (VPN).**

El método de análisis financiero del valor presente neto, se basa en el concepto del valor del dinero a un tiempo dado. Es evidente que un dólar recibido el día de hoy tiene un costo diferente al recibido 2 años después, puesto que estaría en posibilidades de ganar cierto interés durante el tiempo analizado. De la misma forma un dólar por recibirse dentro de 2 años, representa únicamente una fracción del valor del mismo el día de hoy. La aplicación de estos conceptos a los ingresos y egresos de un proyecto dado referidos a un tiempo "cero" es una medida del costo real del mismo sobre la base de un mismo tiempo y se define en forma general como:

$$\text{Valor presente } P = \frac{S}{(1+i)^n}$$

Donde S= Suma del capital principal.

i= tasa de interés.

n= Número de años.

### **Tasa interna de rendimiento (TIR).**

En estudios económicos la tasa interna de rendimiento es expresada comúnmente sobre la base de un porcentaje anual, como el rendimiento inicial dividido entre la inversión total inicial, lo cual representa la fracción de retorno, que expresada como porcentaje se define como la tasa de retorno de rendimiento.

El procedimiento normal de cálculo es tomar de base la inversión total, sin embargo debido a que el equipo se deprecia durante su vida útil, algunas veces es conveniente cambiar la base sobre una inversión promedio, estimada para la vida útil de los equipos durante el proyecto. De esta forma, la tasa interna de rendimiento se determina dividiendo el rendimiento anual promedio entre un medio de la inversión de capital fijo inicial más la inversión de capital de trabajo.

Una TIR se considera adecuada cuando es mayor al costo porcentual promedio (CPP es un índice financiero que muestra el costo del dinero en un tiempo dado en inversiones bancarias). Valores de TIR menores al CPP solo son aceptables para proyectos de beneficio social o bien en productos indispensables en una cadena de producción.

### **Periodo de recuperación de la inversión.**

El periodo de recuperación de la inversión, se define como el mínimo tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión de capital original, en forma de flujo de efectivo al proyecto, basado en las entradas totales descontando todos los costos excepto depreciación. Generalmente en este concepto la inversión de capital original significa la totalidad de la inversión, siendo despreciable el efecto del interés y del costo fijo expresándose por tanto de esta manera:

$$\text{Periodo de recuperación} = \frac{\text{Inversión de capital original}}{(\text{rendimiento} + \text{depreciación}) \text{ promedio anual}}$$

### **4.2.1 BASES GENERALES**

- El análisis económico fue realizado tomando en cuenta los conceptos antes mencionados, utilizando como moneda de evaluación dólares americanos de junio de 1993 para un horizonte de planeación de diez años, considerando 330 días de operación por año, ello principalmente por la facilidad de encontrar costos de equipo y correlaciones basados en esta moneda, y dado que el análisis es de tipo comparativo es enteramente funcional.

- El tipo de análisis fue de forma incremental, tomando como base el estado de operación actual.

### **4.2.2- INVERSIÓN.**

El estimado de inversión para la remodelación de la planta fue calculado para cada alternativa de proceso bajo las siguientes bases:

- Lista de materiales para las modificaciones a los calentadores de crudo.
- Dimensionamiento preliminar de los principales equipos adicionales, tales como: torre de despunte, bombas de crudo despuntado y reforzadoras de crudo, así como condensadores de las torres atmosféricas y de despunte.
- Modificaciones al tren de precalentamiento de crudo.

Para todos los casos se estimaron los conceptos de equipo, materiales, construcción, ingeniería y administración. Con base al predimensionamiento de equipo y características técnicas, se calculó el costo del equipo. Los demás conceptos fueron estimados como porcentajes estadísticos.

Entre las alternativas de proceso, resulta de menor inversión el caso sin torre despuntadora, ya que para el caso con torre de despunte ésta es un 43.7-48.7% mayor.

El estimado de inversión total para los diferentes casos se presenta en la tabla No. 4.2.1.; entre las alternativas sin y con despunte se observa que se incurre en una inversión superior al 43.7% por la inclusión de la torre de despunte. Entre las alternativas de modificación a los calentadores 1 y 1A y entre la 2 y 2A existe un incremento del 11.4% y 7.7% para las alternativas con más número de camas en convección, respectivamente.

La tabla No. 4.2.2 detalla los costos de inversión para las alternativas de rearrreglo de los calentadores.

La tabla No. 4.2.3 detalla los costos de inversión de las modificaciones necesarias al tren de precalentamiento de crudo para los casos analizados.

La tabla No. 4.2.4 detalla los costos de inversión del equipo adicional.

### **4.2.3 ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD ECONÓMICA**

El análisis de factibilidad económica incluye además de la inversión, los costos de operación, el análisis de ingresos, egresos (flujo de efectivo), contemplando los parámetros económicos del valor presente neto, la tasa interna de rendimiento y el periodo de recuperación de la inversión.

Los costos de operación en este análisis comparativo de alternativas toman en cuenta solamente los rubros principales: materia prima, el crudo en una mezcla de 70% Istmo, 30% Maya, los servicios auxiliares como energía eléctrica, combustible, vapor, agua de enfriamiento, la mano de obra conformada por la tripulación de operación de la planta; excluyendo químicos, indirectos, etc., ya que son esencialmente constantes para todas las alternativas y su peso relativo no es considerable en la toma de decisiones.

En las tablas No. 4.2.5 y 4.2.6 se presentan los resultados económicos para las diferentes alternativas. En los costos anuales de operación, las alternativas de rearrreglo de los calentadores que conducen a las más altas eficiencias presentan menores costos totales de operación. Entre los casos con y sin torre de despunte no existe diferencia apreciable.

En los costos de operación se realizó además la consideración con y sin paro parcial de la planta, el costo de la pérdida de producción por el tiempo de paro requerido para la modernización es alrededor de 5.4 millones de dólares, esta valoración de la pérdida de producción considera que la implementación se hará parando primero un tren, bajando la capacidad de 83,000 a 41,500 BPD, enseguida se parará el segundo tren durante el mismo tiempo que el primero y la capacidad de la planta será de 55,000 BPD correspondiente al tren modernizado.

La determinación del costo de la pérdida de producción es una tarea muy compleja si se considera el gran número de criterios y factores que en él pueden influir. Por ejemplo, el impacto de pérdida podría ser atenuado por incrementos de capacidad en otras plantas, o bien utilizando el tiempo programado para mantenimiento anual. En modo práctico, se ha tomado un costo de pérdidas de



TABLA 4.2.1

**REMODELACION PLANTA COMBINADA "AS"**

**ESTIMADO DE INVERSION TOTAL**

DESCRIPCION	ALTERNATIVA 1 SIN DESPUNTE	ALTERNATIVA 1 A SIN DESPUNTE	ALTERNATIVA 2 CON DESPUNTE	ALTERNATIVA 2 A CON DESPUNTE
MODIFICACION A CALENTADORES DE CRUDO	3,245,300	4,740,400	2,926,600	4,421,700
ADICION DE EQUIPO PARA LAS ALTERNATIVAS DE MODERNIZACION	7,398,500	7,398,500	14,092,500	14,092,500
MODIFICACIONES AL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO	2,264,300	2,264,300	2,264,300	2,264,300
TOTAL (DLS.)	12,908,100	14,403,200	19,283,400	20,778,500

T.C. N° 3.25

TABLA 4.2.2

**MODIFICACIONES A CALENTADORES DE CRUDO**

**REMEDIACION DE PLANTA COMBINADA "AS"**

ESTIMADO DE INVERSION

DESCRIPCION	ALTERNATIVA 1	ALTERNATIVA 1 A	ALTERNATIVA 2	ALTERNATIVA 2 A
MATERIALES	2,534,000	3,497,200	2,215,300	3,178,500
CONSTRUCCION	690,500	1,207,000	690,500	1,207,000
INGENIERIA	20,800	36,200	20,800	36,200
TOTAL (DLS.)	3,245,300	4,740,400	2,926,600	4,421,700

T.C. N\$ 3.25

TABLA 4.2.3

**MODIFICACIONES AL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO**

**REMODELACION DE PLANTA COMBINADA "AS"  
ESTIMADO DE INVERSION**

DESCRIPCION	COSTO U.S. DOLARES	
	SIN TORRE DE DESPUNTE	CON TORRE DE DESPUNTE
EQUIPO	416,600	543,000
MATERIALES	488,800	504,500
CONSTRUCCION	711,800	729,700
INGENIERIA	329,400	329,400
ADMINISTRACION	104,900	114,800
CONTINGENCIAS	212,800	234,600
<b>TOTAL</b>	<b>2,264,300</b>	<b>2,456,000</b>

T.C. N° 325

TABLA 4.2.4

**ADICION DE EQUIPO PARA LAS ALTERNATIVAS DE REMODELACION**

REMODELACION DE PLANTA COMBINADA "AS"  
ESTIMADO DE INVERSION

DESCRIPCION	COSTO U.S. DOLARES	
	SIN TORRE DE DESPUNTE	CON TORRE DE DESPUNTE
EQUIPO	2,412,100	4,111,000
MATERIALES	1,657,100	3,390,200
CONSTRUCCION	2,222,300	4,390,300
INGENIERIA	109,800	301,900
ADMINISTRACION	324,600	617,900
CONTINGENCIAS	672,600	1,281,200
TOTAL	7,398,500	14,092,500

T.C. N° 3.25

**TABLA 4.2.5**

**REMODELACION PLANTA COMBINADA "AS"**

**RESULTADOS ECONOMICOS  
CONSIDERANDO CASTIGO ECONOMICO POR PARO PARCIAL DE PLANTA**

DESCRIPCION	INVERSION (MM DLS.)	VALOR PRESENTE 10% (MM DLS.)	T.I.R. (%)	P.R.I. AÑOS/MESES
ALTERNATIVA 1	12.9	50.1	54.5	2/3
ALTERNATIVA 1A	14.4	49.0	50.6	2/5
ALTERNATIVA 2	19.3	43.0	39.6	3/0
ALTERNATIVA 2A	20.8	41.9	37.5	3/2

T.C. N° 3.25

TABLA 4.2.6

**REMDELACION PLANTA COMBINADA \*AS\***

**RESULTADOS ECONOMICOS  
SIN CONSIDERAR CASTIGO POR PARO PARCIAL DE PLANTA**

DESCRIPCION	INVERSION (MM DLS.)	VALOR PRESENTE 10% (MM DLS.)	T.I.R. (%)	P.R.I. AÑOS/MESES
ALTERNATIVA 1	12.9	54.5	64.2	1/9
ALTERNATIVA 1A	14.4	53.5	59.2	1/11
ALTERNATIVA 2	19.3	47.4	45.6	2/6
ALTERNATIVA 2A	20.8	46.4	43.0	2/8

T.C. N° 3.25

producción de .87 dólares por barril de crudo.

## INGRESOS

Los ingresos del proyecto fueron considerados en base a la producción de la planta combinada como se muestra en la siguiente tabla:

### BALANCE DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS

MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS	CASO ACTUAL BPD	MODERNIZACIÓN SIN DESPUNTE BPD	MODERNIZACIÓN CON DESPUNTE BPD
CRUDO	83119	110000	110000
GAS	888.8	1176.3	19.1
GASOLINA	16047.8	21237.7	4496.8
GASOLINA DE DESPUNTE	0.0	0.0	17895.5
TURBOSINA	7725.5	10224.4	10224.4
QUEROSINA	7377.9	9764	9764
DIESEL	9263.2	12259.0	12259.0
GASÓLEO PESADO PRIMARIO	9059.2	11989.0	11989.0
GASÓLEO LIGERO DE VACÍO	3386.3	4481.4	4481.4
GASÓLEO PESADO DE VACÍO	8447.8	11179.9	11179.2
RESIDUO DE VACÍO	20924.8	27691.9	27691.9
TOTAL:	83121.4	110003.2	110000.3

## PRECIOS

Los precios considerados en el análisis están de acuerdo a lo siguiente:

MATERIA PRIMA	PRECIO UNITARIO	FUENTE
Crudo 70% Istmo 30% Maya	16.40 DLLS/B Prom. 91-92	Boletín OPEC

**PRECIOS CONT.**

<b>PRODUCTOS</b>	<b>PRECIO UNITARIO</b>	<b>FUENTE</b>
Gas Combustible	1635 DLLS/MMPC	Natural Gas Week Prom. 91-92
Gasolina de despunte (Ron 55)	16.40 DLLS/B	Boletín OPEC Precio Crudo Prom. 91-92
Turbosina o Querosina	23.44 DLLS/B	OILGRAM PRICE REPORT Costos operación HDI Prom. 91-92
Diesel	22.57 DLLS/B	OILGRAM PRICE REPORT Costos operación HDI Prom. 91-92
Gasóleos	16.21 DLLS/B	Costo de Combustóleo Prom. 91-92
Residuo Primario	10.55 DLLS/B	Combustóleo 3% S Prom. 91-92

<b>SERVICIOS</b>	<b>PRECIO UNITARIO</b>	<b>FUENTE</b>
Vapor alta presión	8.6 Dls/Ton	Costo de operación
Vapor media presión	8.2 Dls/Ton	Costo de operación
Agua de enfriamiento	0.028 Dls/M3	Costo de operación
Agua de enfriamiento (Rep.)	0.083 Dls/M3	Tarifa C.N.A.
Gas combustible	1.635 Dls/M3	Natural Gas Week Prom. 91-92
Electricidad	0.058 Dls/KwH	Tarifa C.F.E.



## 5.-RESULTADOS

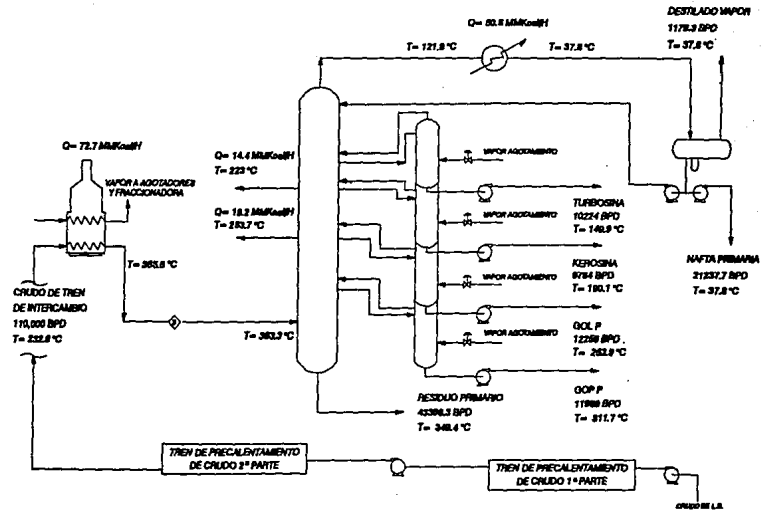
Una vez presentada la evaluación técnica y económica de las alternativas, es necesario una recapitulación de las mismas, indicando los pros y contras de cada una, con el objeto de seleccionar la mejor opción.

En las figuras 5.1 y 5.2 se presentan los esquemas de proceso de las alternativas sin y con despunte, resaltando las características principales de ambos sistemas, cabe mencionar que la especificación de los productos es básicamente la misma, con la única variante de que en el caso con torre de despunte la nafta se obtiene en dos fracciones como resultado de la adición de la torre.

En las figuras 5.3 y 5.4 y 5.5 se desglosa a detalle las modificaciones propuestas a los calentadores con el fin de aliviar el problema hidráulico del sistema. Los resultados obtenidos en cuanto al abatimiento de la caída de presión dentro de estos equipos se muestran claramente en las figuras 5.7 , y 5.8 para los casos limpio y sucio respectivamente. El resumen de las características principales de los hornos BA-101 AB para todos los casos se presenta en la tabla 5.6. Adicionalmente se proponen las modificaciones indicadas en la figura 5.9 al tren de precalentamiento con el consecuente arreglo mostrado en las figuras 5.10 a 5.11, es también importante recalcar que la introducción de una torre de despunte obliga el uso de una bomba para el rebombeo del crudo despuntado a través de los calentadores, mientras que en el caso sin despunte se considerará la inclusión de una bomba reforzadora en la parte media del tren de calentamiento, una vez librado el requerimiento de presión de diseño de las desaladoras.

Por último se presenta la tabla 10 mostrando la lista de equipo adicional o modificado incluyendo las características mínimas de predimensionamiento que fueron usadas para la evaluación económica de alternativas presentadas en el punto 4.2

ESQUEMA No. 1  
 PLANTA COMBINADA "A S"  
 ESQUEMA DE REMODELACION  
 ALTERNATIVA SIN DESPUNTE





**FIG. 5.3**  
**CARACTERISTICAS DE LAS OPCIONES PROPUESTAS**  
**DE REMODELACION**

ALTERNATIVA	CARACTERISTICAS	
	CONVECCION	RADIACION
DISEÑO	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 4 PASOS; 12 TUBOS DE 102 mm/CAMA</li> <li>● 6 CAMAS BIRLADAS</li> <li>● 1 CAMA DE 8 TUBOS DESNUDOS</li> <li>● 104 TUBOS TOTALES</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 80 TUBOS 152 mm</li> </ul>
OP. ACTUAL	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 4 PASOS; 12 TUBOS DE 102 mm/CAMA</li> <li>● 6 CAMAS BIRLADAS</li> <li>● 1 CAMA DE 8 TUBOS DESNUDOS</li> <li>● 104 TUBOS TOTALES</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 80 TUBOS 152 mm</li> </ul>
ALTERNATIVA 1	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 8 PASOS; 16 TUBOS DE 102 mm/CAMA</li> <li>● 6 CAMAS BIRLADAS</li> <li>● 1 CAMA DE 8 TUBOS DESNUDOS</li> <li>● 104 TUBOS TOTALES</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 56 TUBOS 152 mm</li> <li>● 16 TUBOS 203 mm</li> </ul>
ALTERNATIVA 1A	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 4 PASOS; 12 TUBOS DE 152 mm/CAMA</li> <li>● 9 CAMAS BIRLADAS</li> <li>● 1 CAMA DE 12 TUBOS DESNUDOS</li> <li>● 144 TUBOS TOTALES</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 56 TUBOS 152 mm</li> <li>● 16 TUBOS 203 mm</li> </ul>
ALTERNATIVA 2	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 8 PASOS; 16 TUBOS DE 102 mm/CAMA</li> <li>● 6 CAMAS BIRLADAS</li> <li>● 1 CAMA DE 8 TUBOS DESNUDOS</li> <li>● 136 TUBOS TOTALES</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● NO SUFRE CAMBIOS</li> </ul>
ALTERNATIVA 2A	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 4 PASOS; 12 TUBOS DE 152 mm/CAMA</li> <li>● 9 CAMAS BIRLADAS</li> <li>● 1 CAMA DE 12 TUBOS DESNUDOS</li> <li>● 144 TUBOS TOTALES</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● NO SUFRE CAMBIOS</li> </ul>

FIGURA 5.4

ESQUEMAS DE ALTERNATIVAS DE MODIFICACION DE CVALENTADORES BA-101 AB

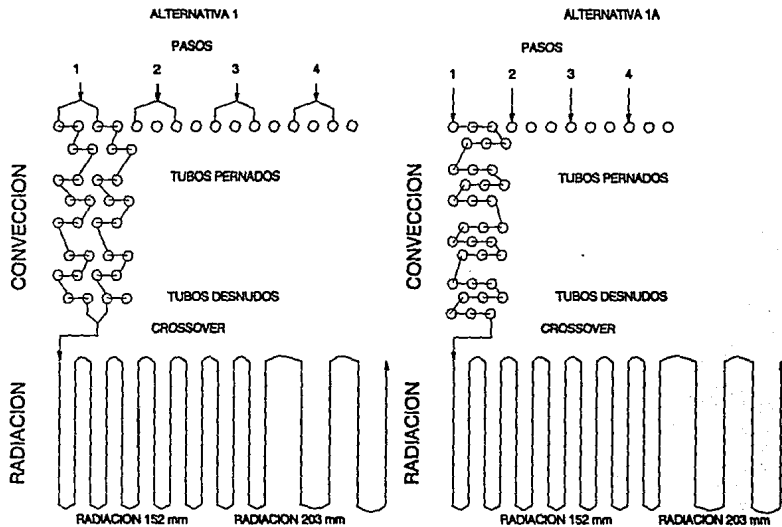
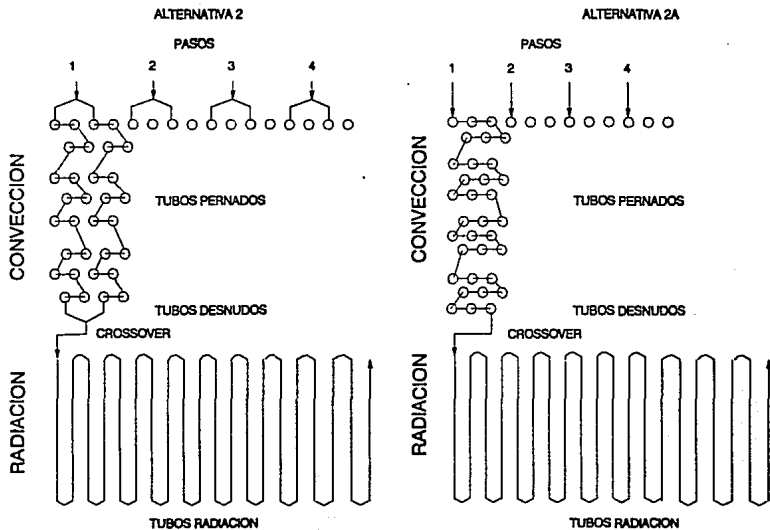


FIGURA 5.5

ESQUEMAS DE ALTERNATIVAS DE MODIFICACION DE CALENTADORES BA-101 AB



**FIGURA 5.6**  
**"REMODELACION DE LA PLANTA COMBINADA "AS" DE SALAMANCA"**  
**RESUMEN DE ALTERNATIVAS PRESENTADAS**  
**PARA REACONDICIONAMIENTO DE BA-101 AB**

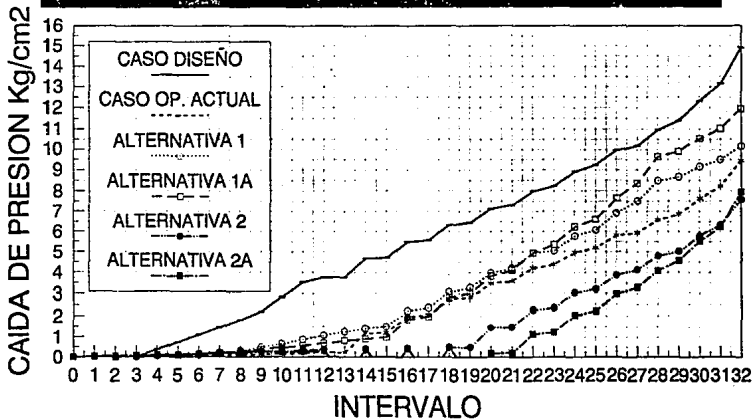
ALTERNATIVA	FLUJO (BPD)	O <sub>2</sub> ABS PROC + SERVICIO (MM/Kcal/h)	FLUJO PROM (Kcal/h-m <sup>2</sup> )	MASA VEL. (Kg/m <sup>2</sup> -seg)	EFICIENCIA (%)	ΔP LIMPIA/SUCIA (Kg/cm <sup>2</sup> )	SUP. CONV. TOT. (m <sup>2</sup> )	SUP. RAD. (m <sup>2</sup> )	Tem. (°C)	Tem. (°C)	CHIMNEA		PRESION EN PUENTE (° H <sub>2</sub> O)	No. PASOS RAD./CON.
											DIAM (m)	ALTURA (m)		
DISEÑO	55000	37.30	32282	1184.1	77.6	14.9/16.2	918.2	845.1	238	377	3.1	36	+ 0.5	4/4
OP. ACTUAL	45000	28.40	26368	969.4	64.6	9.4/10.3	918.2(2)	845.1	207	337	3.1	36	+ 0.6	4/8
ALTERNATIVA 1	55000	37.30	31611	1184.8	74.3	10.1/11.9	1072.0	812.0	233	366	4.2	46.9	-0.1	4/8
ALTERNATIVA 1A	55000	37.30	31093	1184.8	75.9	10.2/11.9	1430.3	812.0	233	366	4.2	63.1	-0.1	4/4
ALTERNATIVA 2	49012 (1)	37.30	30309	1087.9	74.4	7.8/8.1	1072.0	845.1	218	373	4.2	46.9	-0.1	4/8
ALTERNATIVA 2A	49012 (1)	37.30	29766	1087.9	76.14	7.5/7.9	1430.3	845.1	218	373	4.2	63.1	-0.1	4/4

(1) CON CRUIDO DESPUNTADO  
(2) INHABILITADA

TESIS PROFESIONAL  
GERMAN V. GONZALEZ MONROY

**FIGURA 5.6**

**FIGURA 5.7**  
**CAIDA DE PRESION CALENTADORES BA-101 AB**  
**CONSIDERANDO TUBOS LIMPIOS**





**FIGURA 5.8**  
**CAIDA DE PRESION CALENTADORES BA-101 AB**  
**CONSIDERANDO TUBOS CON ENSUCIAMIENTO**

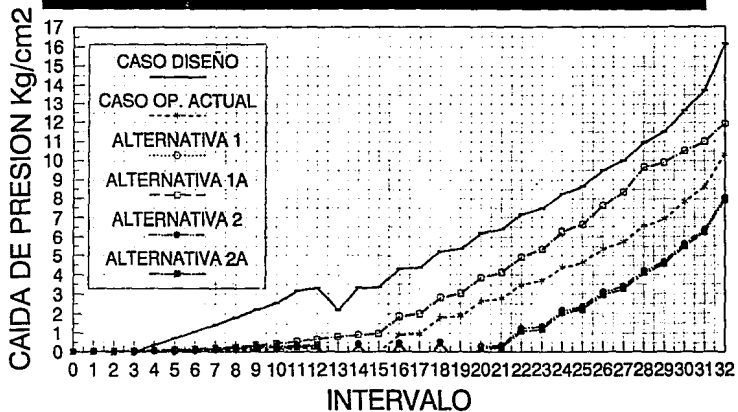
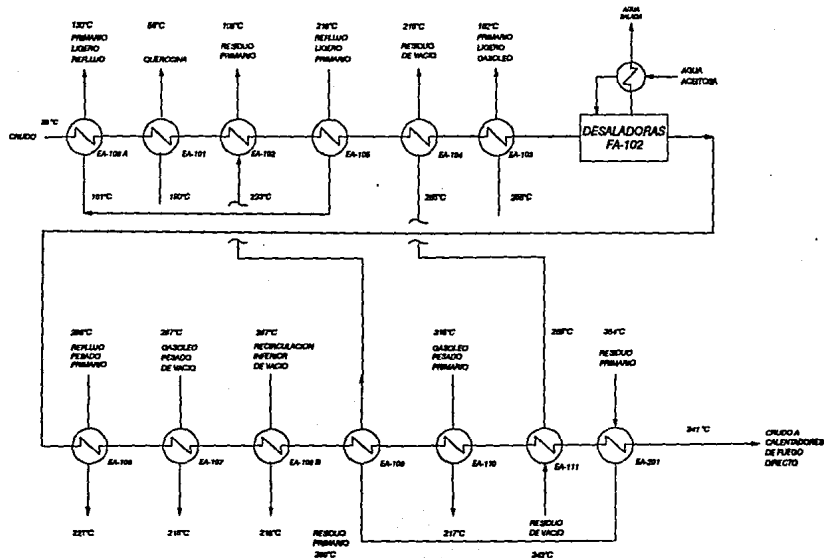
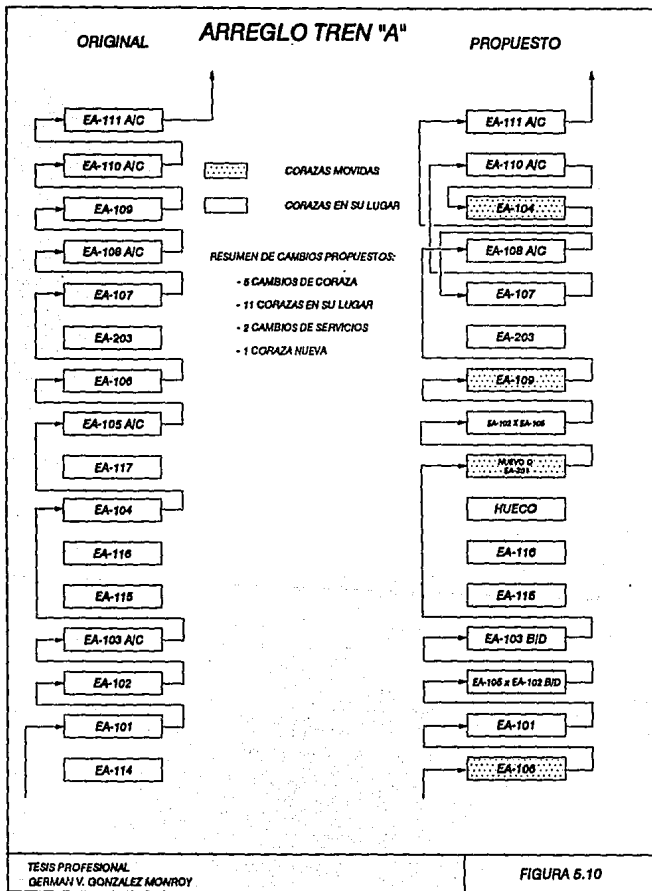
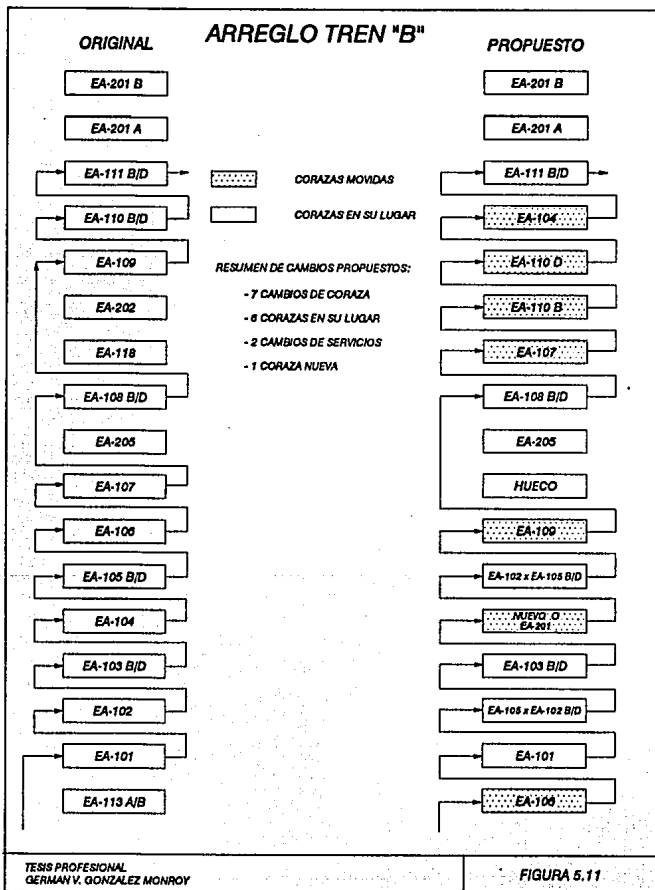


FIGURA 5.9  
TREN DE INTERCAMBIO PROPUESTO PLANTA COMBINADA "AS" SALAMANCA, GTO.







## **6.- CONCLUSIONES**

Como conclusión del presente trabajo se establecen los siguientes enunciados:

1.- La eliminación de cuellos de botella de la Planta Combinada "AS" para lograr la capacidad de diseño de 110,000 BPD, puede efectuarse técnicamente sin o con la adición de torres despuntadoras.

2.- Las medidas indispensables para lograr el aumento de capacidad son las siguientes:

2.1 Rebombeo de crudo, en línea o mediante una torre despuntadora.

2.2 Rearreglo del tren de precalentamiento de crudo para incrementar la recuperación de calor.

2.3 Modificación de los calentadores de crudo tanto en la sección de radiación como en la de convección, que permitan mejorar su eficiencia y eliminar los problemas hidráulicos que originan elevadas caídas de presión así como los problemas de tiro y ensuciamiento en la sección de convección.

2.4 Incremento de la capacidad de los condensadores de gasolina, ya sea en la torre atmosférica o con las torres despuntadoras.

3.-Mediante la aplicación de las propuestas presentadas en el presente trabajo, los índices energéticos de la planta mejoran notablemente.

4.-Entre los casos sin torre de despunte y con torre de despunte, el más favorable es el primero por requerir una menor inversión, lo que conduce a una tasa interna de rendimiento más alta.

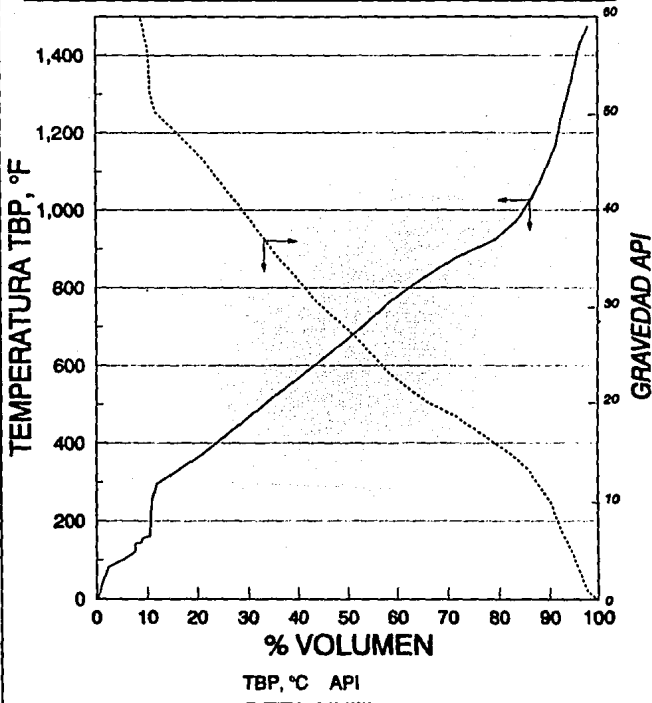
5.- Al comparar las alternativas 1 y 2 (6 camas de tubos en la sección de convección de proceso) contra las 1A y 2A (9 camas ) respectivamente, resultan más favorables las primeras, lo que indica que invertir en área adicional de convección para mejorar la eficiencia de los calentadores y por tanto lograr una reducción de consumo de combustible, no es atractivo económicamente para este caso particular. Sin embargo, esta área extra de transferencia de calor técnicamente es recomendada como sobrediseño útil para efectuar operaciones de limpieza al tren de precalentamiento de crudo, por lo que su instalación se recomienda ampliamente.

6.- El tiempo de paro de planta es un parámetro que disminuye fuertemente la tasa interna de rendimiento, lo que indica su gran importancia y la necesidad de lograr su minimización dentro de las fases del concurso del proyecto y construcción de la obra.

**La recomendación final del presente trabajo para lograr la capacidad de 110000 BPD consiste en utilizar la alternativa sin torre de despunte con modificación de los calentadores de crudo (alternativa No. 1 ) . Sin embargo si dentro de los planes futuros de PEMEX se optara por lograr capacidades mayores a ésta , la instalación de torres de despunte llegaría a ser atractiva y tal vez necesaria.**

## **APENDICE 7.1**

**FIGURA 7.1**  
**CARACTERIZACION DE CRUDO DE OPERACION**  
**PLANTA COMBINADA "AS"**



TESIS PROFESIONAL  
 GERMAN V. GONZALEZ MONROY

FIGURA 7.1



TABLA 7.1

CARACTERÍSTICAS DE CRUIDO DE OPERACION POR PSEUDOCOMPONENTES

COMPONENTE	TBP °F	API	S.G.	BPD/LBMOL	% MOL	BPD	% VOL	% VOL ACUM.	% VOL MEDIO	TBP MED. °F
AC. SULFHIDR.	-76.12	45.3	1.249	2.91834	0.149	0.435	0.03	0.03	0.01	-76.12
METANO	-258.35	340	3.332	3.666348	0.196	0.719	0.04	0.07	0.05	-258.35
ETANO	-127.20	243.7	2.652	5.46414	0.359	1.962	0.12	0.16	0.13	-127.20
PROPANO	-43.40	147.2	1.970	5.95211	0.778	4.631	0.27	0.46	0.32	-43.40
I-BUTANO	11.22	119.8	1.776	7.07412	0.99	7.003	0.41	0.87	0.66	11.22
N-BUTANO	31.43	110.6	1.711	6.81514	3.776	25.734	1.52	2.39	1.63	31.43
I-PENTANO	82.46	95	1.601	7.9147	4.912	38.877	2.29	4.68	3.53	82.46
N-PENTANO	97.26	92.7	1.564	7.83433	6.3	49.356	2.91	7.59	6.13	97.26
2,2DM-BUTANO	121.86	84.9	1.529	9.03187	0.043	0.388	0.02	7.61	7.60	121.86
I-HEXANO	140.82	83.6	1.520	8.97761	1.942	17.435	1.03	8.64	8.13	140.82
N-HEXANO	146.24	80	1.495	8.82736	0.747	6.594	0.39	9.03	8.83	146.24
3-M-PENTANO	156.06	81.6	1.506	8.89413	2.669	23.738	1.40	10.43	9.73	156.06
MCICLOPENTANO	161.26	56.29	1.327	7.65442	0.862	6.598	0.38	10.82	10.62	161.26
CTE001	250.56	52.24	1.269	9.82526	1.735	17.047	1.00	11.82	11.32	250.56
CTE002	296.31	48.64	1.272	10.78959	14.535	156.772	9.24	21.06	16.44	296.31
CTE003	371.26	42.87	1.232	12.5844	10.183	128.273	7.56	28.63	24.84	371.26
CTE004	450.82	37.64	1.195	14.7064	8.445	124.196	7.32	36.95	32.29	450.82
CTE005	528.57	33.08	1.163	17.01683	7.847	133.531	7.87	43.82	39.88	528.57
CTE006	605.23	29.04	1.135	19.322719	6.677	130.353	7.68	51.50	47.66	605.23
CTE007	683.46	25.29	1.108	22.31396	5.193	116.010	6.84	58.34	54.92	683.46
CTE008	762.68	21.82	1.064	25.35301	4.813	122.024	6.84	65.54	61.94	762.68
CTE009	827.20	19.22	1.065	27.99002	3.615	101.148	5.96	71.50	68.52	827.20
CTE0010	874.31	17.42	1.052	29.96707	4.422	132.514	7.81	79.31	75.41	874.31
CTE0011	922.99	15.65	1.040	32.07759	2.29	73.458	4.33	83.64	80.65	922.99
CTE0012	973.97	13.89	1.027	34.34146	1.348	46.292	2.73	86.37	85.01	973.97
CTE0013	1024.38	12.22	1.016	36.61209	0.949	34.745	2.05	88.42	87.40	1024.38
CTE0014	1074.58	10.64	1.005	38.90308	0.726	28.244	1.67	90.09	89.25	1074.58
CTE0015	1124.68	9.12	0.994	41.19102	0.592	23.673	1.41	91.50	90.79	1124.68
CTE0016	1169.64	7.82	0.965	43.24767	0.396	16.934	0.98	92.48	91.99	1169.64
CTE0017	1232.54	6.07	0.972	46.09488	0.706	32.536	1.92	94.40	93.44	1232.54
CTE0018	1326.77	3.63	0.955	50.15398	0.612	30.694	1.81	96.21	95.31	1326.77
CTE0019	1427.94	1.15	0.937	54.31199	0.515	27.971	1.65	97.86	97.04	1427.94
CTE0020	1475.00	-2.10	0.914	53.00369	0.665	36.308	2.14	100.00	98.33	1475.00
TOTAL				100.00	100.00	1696.251	100			

## **APENDICE 7.2**

## APÉNDICE

### 7.2 GLOSARIO DE TÉRMINOS DE PETRÓLEO

Para crudos y Fracciones de petróleo se evalúan una serie de propiedades especiales, las más generales son:

Grados API  
Densidad Relativa 20/4 °C  
Azufre total en % peso

En forma particular, existen otras propiedades que se acostumbra obtener para fracciones ligeras, medianas y pesadas, así como para crudos. A continuación se listan las más usuales, utilizadas para identificar estos tipos de compuestos: Fracciones Ligeras (Gasolina, Kerosina, Turbosina).

Presión de Vapor Reid.  
Viscosidad.  
Temperatura de Ecurrimiento.  
Número de Octano.  
Color Saybolt.  
Prueba Doctor.  
Análisis PONA.  
Punto de Anilina.  
Destilación Engler.  
Temperatura de Inflamación.  
Índice de Diesel.  
Número de Octano.  
Temperatura de Congelación.  
Punto de Humo.  
Acidez o Número de Neutralización.

Fracciones Medianas (Diesel y Gasóleos).

Carbón Ramsbottom.  
Viscosidad.  
Temperatura de Ecurrimiento.  
Punto de Anilina.  
Destilación TBP.  
Temperatura de Inflamación.  
Índice de Diesel.  
Número de Cetano.  
Acidez o Número de Neutralización.

Fracciones Pesadas (Cargas a Desintegración Catalítica y Residuos Atmosféricos y de Vacío)

**Carbón Ramsbottom.**  
**Viscosidad.**  
**Temperatura de Escurrimento.**  
**Contenido de Insolubles en n-Pentano.**  
**Contenido de Insolubles en n-Heptano.**  
**Color Saybolt.**  
**Temperatura de Anilina.**  
**Destilación ASTM-D-1160.**  
**Temperatura de Inflamación.**  
**Temperatura de Fusión.**  
**Punto de Penetración.**  
**Acidez o Número de Neutralización.**

#### **Crudo.**

**Presión de Vapor Reid.**  
**Factor de Caracterización.**  
**Contenido de NaCl.**  
**Carbón Ramsbottom.**  
**Viscosidad.**  
**Temperatura de Escurrimento.**  
**Contenido de Insolubles en n-Pentano.**  
**Contenido de Insolubles en n-Heptano.**  
**Contenido de Agua.**  
**Contenido de H<sub>2</sub>S.**  
**Destilación Hempel.**

#### **ANÁLISIS FIA.**

El Análisis FIA es el desglose de % en volumen de un producto en tres tipos de compuestos orgánicos: Saturados, Olefinas y Aromáticos. Acostumbra realizarse a turbosinas y kerosinas (ASTM-D-319).

## **ANALISIS PONA.**

El analisis PONA es el desgloce en porciento volumen de un producto en cuatro tipos de compuestos organicos: Parafinas, Olefinas, Naftenicos y Aromaticos. Es de utilidad aplicada a Gasolinas y Reformados (ASTM D-2002)

## **AZUFRE TOTAL (LAMP SULFUR).**

Es la cantidad de azufre presente por unidad de producto liquido. Este análisis se realiza quemando una muestra, de tal forma que el contenido de azufre se convierta a dióxido de azufre, el cual se mide cuantitativamente. Este valor se usa para especificar combustible para motores, tractores y quemadores. (Fracciones ligeras ASTM-D-1266, las demás ASTM-D-129).

## **CARBON CONRADSON (CONRADSON CARBON).**

Prueba estandar para determinar el residuo de carbón después de la evaporación y pirólisis de un aceite bajo condiciones especificas. Se expresa como porcentaje en peso, el valor obtenido se considera la tendencia no catalítica de formación de coque en la carga. El valor de 0.25 o mas bajo suele indicar que la carga tiene poca tendencia a la formación de coque. (ASTM-D-189).

## **CARBON RAMSBOTTOM (RAMSBOTTOM CARBON).**

Es el residuo de carbón expresado en porciento peso de la muestra, sometida a evaporación y pirólisis. Recomendado en lugar del Carbón Conradson. (Residuo ASTM-D-542, los demás ASTM-D-524).

## **COLOR SAYBOLT (SAYBOLT COLOR)**

Es la altura de una columna de muestra que permite pasar la misma cantidad de luz que un espectro estandar. Este valor indica la cantidad de impurezas que contienen las fracciones de petróleo, también sirve para saber si el producto cumple con el color comercial exigido. A mayor altura se tienen fracciones menos puras (ASTM-D-156).

## **DESTILACION ASTM.**

Método estandar de laboratorio de destilación diferencial (tipo bach) aplicada a naftas y destilados intermedios a presión atmosférica. La destilación ASTM relaciona el % volumen de vaporización alcanzado a varias temperaturas.

## **DESTILACION HEMPEL.**

Se usa frecuentemente en lugar de la destilación TBP atmosférica para determinación del contenido de gasolinas y componentes ligeros de crudos; normalmente alcanza vaporizaciones del 50 al 60 % volumen, después de lo cual existe descomposición térmica

(ASTM-D-285).

#### DESTILACION (15/5) O TBP.

A nivel laboratorio se obtiene por destilación diferencial, con ayuda de una columna de 15 platos teóricos y una relación de reflujo a 5 a 1. De ésta se obtienen las temperaturas de ebullición y se define como destilación TBP (True Boiling Point). Junto con la destilación ASTM son las curvas más usuales para la caracterización de corrientes de hidrocarburos. (Residuo ASTM-D-1160, los demás ASTM-D-86).

#### FACTOR DE CARACTERIZACION (CHARACTERIZATION FACTOR).

Indice que determina la calidad de un corte, útil en la correlación de propiedades físicas, este factor también llamado factor de caracterización UOP ó Kw de Watson se define como:

$$K_w = (TBP(^{\circ}R))^{1/3} / (S.G. 60/60)$$

#### FACTOR DE VOLATILIDAD (VOLATILITY FACTOR).

El valor de este índice varia de acuerdo al contenido parafínico de la muestra, valores altos indican un mayor contenido de parafinas (Crudos UOP-A-46-40).

Valor definido como una función de la Presión de Vapor Reid como un % a 158 °F y un % a 212 °F. El factor de volatilidad es una cantidad empírica que indica que tan buena es una gasolina con respecto a su volatilidad y además es un factor que muestra la tendencia de escape del vapor.

IEI Análisis PONA es el desglose en % en volumen de un producto en cuatro tipos de compuestos orgánicos: Parafinas, Olefinas, Nafténicos y Aromáticos. Acostumbra realizarse a gasolinas (ASTM-D-2002).

#### INDICE DE BROMO (BROMINE INDEX).

Es el número en miligramos de bromo que pueden reaccionar con 100 gr. de muestra, bajo ciertas condiciones fijas. La magnitud del índice de bromo indica la cantidad de constituyentes que reaccionan con el Bromo y no la identificación de éstos. Se aplica como una medida de rastros de insaturación olefínica de la muestra. Se aplica a Gasolinas, Kerosinas, Turbosinas y fracciones en el rango de gasóleos (ASTM-D-2500).

## INDICE DE DIESEL (DIESEL INDEX).

Medida de la calidad de ignición de un combustible diesel, se define como:

$$DI = \frac{^{\circ}\text{API} \cdot \text{PUNTO DE ANILINA } (^{\circ}\text{F})}{100}$$

100

Mientras más alto sea este índice, la calidad de ignición de la muestra es mayor. Es posible predecir el número de cetano a partir del índice de diesel por correlaciones específicas para cada combustible (IP-21/53).

## INSOLUBLES EN PENTANO Y HEPTANO (n-C<sub>5</sub> y n-C<sub>7</sub>).

Cantidad expresada en % peso de los materiales pesados de crudos y fracciones pesadas que no pueden ser disueltos en heptano o pentano normales. Indica la cantidad de compuestos de alto peso molecular conocidos como asfaltenos, que contienen metales e hidrocarburos polinucleares (multiaromáticos), estos valores son útiles en la fijación de variables de operación de reductoras de viscosidad y de tratamiento de residuos pesados.

## NUMERO DE BROMO (BROMINE NUMBER).

Es el número de gramos de Bromo que reaccionan con 100 gr. de muestra bajo ciertas condiciones de experimentación. Tiene las mismas características que el índice de bromo, pero se aplica cuando éste es mayor de 1000 (ASTM-D-2711).

## NUMERO DE CAFEINA (CAFFEINE NUMBER).

Valor relacionado a la cantidad de compuestos carcinógenos (aromáticos de alto peso molecular) en un crudo.

## NUMERO DE CETANO (CETANO NUMBER).

El porcentaje en volumen de cetano normal para en una mezcla de alfa-metil-naftaleno que iguala la calidad de ignición de una muestra de combustible diesel. Esta característica se especifica para destilados intermedios y es similar al número de octano de Gasolinas (ASTM-D-976), antiguamente ASTM D-613

## NUMERO DE NEUTRALIZACION O ACIDEZ.

Es la cantidad de ácido o base requerida para neutralizar todos los compuestos básicos o ácidos presentes en una muestra dada. Este número mide la cantidad que se oxida de un producto en

**servicio o almacenado. (Pesados ASTM-D-664, los demás ASTM-D-974).**

**NUMERO DE OCTANO "MOTOR" (MOTOR OCTANE NUMBER : MON).**

Es el porcentaje en volumen de iso-octano en una mezcla de iso-octano y n-heptano que explota con la misma intensidad que la muestra de combustible. Esta prueba se realiza en un motor estandar a 900 rpm, que son condiciones promedio de velocidad de un automóvil (ASTM-D-2723).

**NUMERO DE OCTANO "RESEARCH" (RESEARCH OCTANE NUMBER : RON).**

Es el porcentaje en volumen de iso-octano en una mezcla de iso-octano y n-heptano, que explota con la misma intensidad que una muestra de combustible en un motor estandar que opera a 600 rpm, estos valores son similares a los obtenidos en el motor de un automóvil a baja velocidad (ASTM-D-2724).

**NUMERO DE OCTANO "ROAD" (ROAD OCTANE NUMBER).**

Porcentaje en volumen de iso-octano requerido en una mezcla con n-heptano para producir un cascabeleo incipiente en el motor de un automóvil, similar al obtenido con el combustible probado, a las mismas condiciones de carga, velocidad y chispa de las bujías. Este número se puede aproximar como el promedio de los números "Research" y "Motor".

**PRUEBA DOCTOR (DOCTOR TEST).**

Es un método que se utiliza para determinar la presencia de azufre mercaptánico en productos del petróleo, este método se aplica a hidrocarburos en los cuales se requiere una especificación libre de Azufre por razones comerciales y ambientales (ASTM-D-484).

**PRESION DE VAPOR REID (REID VAPOR PRESSURE).**

Es la presión de vapor de un producto determinado a 100 °F, en donde el volumen de vapor es cuatro veces el volumen del líquido. La presión de vapor Reid es una medida de la volatilidad de gasolinas y crudos. Indica la posibilidad de evaporaciones y explosiones (ASTM-D-323).

**PUNTO DE ANILINA (ANILINE POINT).**

Temperatura mínima para la miscibilidad completa de volúmenes iguales de muestra y anilina. Esta prueba se considera una indicación de la parafinidad de la muestra y también es usada como una clasificación de la calidad de ignición de combustibles diesel. Los hidrocarburos aromáticos exhiben los puntos de anilina más bajos mientras que los parafínicos los más altos, tanto olefinas como cicloparafinas exhiben valores intermedios. En series homólogas de compuestos el punto de anilina se incrementa con el peso molecular (ASTM-D-611).

**PUNTO DE ESCURRIMIENTO (POUR POINT).**



Es la temperatura más baja a la cual el petróleo crudo y sus derivados fluyen o se escurren, cuando son enfriados, sin alternarse una velocidad estandar de escurrimiento (ASTM-D-97).

#### **PUNTO DE HUMO (SMOKE POINT).**

Es la altura en milímetros de la flama generada por una muestra en combustión hasta la zona donde se produce humo, en una lámpara estandar. Este valor se usa para medir la calidad de combustión de turbosinas, kerosinas y aceites para iluminación. Su valor es inversamente proporcional al contenido de aromáticos de la fracción (ASTM-D-1322).

#### **PUNTO DE NUBE (CLOUD POINT).**

Prueba de laboratorio para medir la temperatura en °F a la cual compuestos solidificables presentes en la muestra cristalizan o se separan de la solución bajo enfriamiento. El punto de nube es una especificación física de destilados intermedios que indica el contenido aproximado de parafinas (ASTM-D-2500).

#### **PUNTO DE PENETRACION (PENETRACION POINT).**

Medida en décimas de milímetros a la cual una aguja estandar penetra en una cera bajo condiciones definidas. El punto de penetración refleja la dureza de la muestra, la cual tiene un efecto significativo en otras propiedades. Se utiliza generalmente para asfaltos (ASTM-D-5).

#### **TEMPERATURA DE INFLAMACION (FLASH POINT).**

Es la temperatura a la cual la muestra puede ser calentada, bajo ciertas condiciones ya fijadas, para obtener suficiente vapor, que al mezclarlo con aire pueda ser quemado facilmente. Esta temperatura indica el potencial de ignición o explosión de un producto (Ligeros ASTM-D-56, Intermedios ASTM-D-93, Pesados ASTM-D-92).

#### **COQUE. (COKE)**

Una mezcla de polimeros deficitarios en hidrógeno, de alto peso molecular, alta dureza y aspecto oscuro, frecuentemente producto de procesos de descomposicion térmica y catalítica.

#### **ACEITE DECANTADO (DECANTED OIL)**

Es el producto claro del domo que se decanta en un asentador de lechada y que procede de los residuos de la fraccionadora de una planta catalítica. El residuo de la decantadora que contiene finos de catalizador se recircula continuamente al reactor. El aceite decantado se usa en mezclas o se vende directamente como combustóleo pesado.

#### **PROCESO DE DESALADO**

Proceso para remover la salmuera al petróleo crudo (generalmente un sistema electrolítico de

precipitación) antes del proceso de destilación primaria.

#### **VRU ó GCU (VAPOR RECOVERY UNIT O GAS CONCENTRATION UNIT)**

Una planta conformada por una serie de torres fraccionadoras y absorbedoras puestas a continuación de la fraccionadora principal cuya función es la de concentrar y separar los productos más ligeros de la gasolina. El proceso puede contener básicamente los siguientes equipos: Absorbedor primario, absorbedor secundario, desetanizadora, despropanizadora, desbutanizadora, removedora de H<sub>2</sub>S, etc.

#### **ACEITE CICLICO PESADO (HEAVY CYCLE OIL, HCO)**

Suele referirse al gasóleo de 343(+) °C que se recircula al reactor de una planta catalítica. Se aplica también a combustibles pesados, tales como el combustóleo industrial pesado (equivalente al tipo 6 USA).

#### **ACEITE CICLICO LIGERO (LIGHT CYCLE OIL)**

Hidrocarburos producto del rompimiento catalítico de moléculas de gran tamaño, suele formar parte de combustibles medios como el diesel o gasóleo con un rango de ebullición de 221-343 °C ASTM.

#### **ACEITE PESADO (SLURRY OIL)**

Es el producto de fondo de la fraccionadora de una planta catalítica que contiene residuos pesados de petróleo y partículas finas de catalizador; con frecuencia se utiliza una fracción de aceite cíclico pesado para desplazar hacia el reactor esta fracción.

#### **GASOLINA (GASOLINE)**

Fracción de hidrocarburos de punto de ebullición de C5-221 °C; se denomina también gasolina desbutanizada o gasolina estabilizada y debe cumplir con una especificación de presión de vapor reid de 10 máx.

#### **NAFTA VIRGEN PESADA (HEAVY VIRGIN NAPHTHA)**

Hidrocarburos que se obtienen por destilación directa del petróleo crudo y que suele cargarse a reformadoras catalíticas para incrementarles el octanaje. El rango de ebullición típico de esta fracción suele ser de 93-210 °C

#### **ISOMERIZACION (ISOMERIZATION)**

Un proceso de reformación selectiva que transforma las parafinas C5-C6 de bajo octanaje en i-C5 o diisobutano 2-2 o 2-3 , de más alto octanaje. El índice de octano Research del producto isomerizado

es de 80-87 °C según sea el proceso que se use.

#### **TURBOSINAS (JET FUELS)**

Combustibles para aviones a propulsión, hidrocarburos de rango medio de ebullición ( 71-232 °C) que cumplen con especificaciones estrictas de punto de congelación y formación de gomas.

#### **QUEROSINAS (KEROSENES)**

Destilados medios de puntos de ebullición de 177 a 260 °C que cumplen con ciertas especificaciones de contaminantes (S) y combustión.

#### **NAFTA VIRGEN LIGERA (LIGHT VIRGIN NAPHTA)**

Nafta de bajo punto de ebullición ( 102 °C) destilada directamente del crudo. Es usada como disolvente o mezcla para gasolinas previa desulfurización , suele tener buen octanaje.

#### **NAFTA (NAPHTHA)**

Cualquiera de la gran variedad de destilados ligeros del petróleo en el rango de ebullición de C5-232 °C.

#### **REFORMADO (REFORMATE)**

Es el producto de la reformación catalítica, generalmente nafta aromática de 90-105 octanos cuyos puntos de ebullición se encuentran comprendidos en la escala de la gasolina.

#### **DESTILACION DIRECTA (STRAIGHT RUN)**

Es la operación de destilación de cualquier fracción de hidrocarburos que se toma directamente del petróleo crudo.(nafta de destilación directa y nafta virgen son términos sinónimos).

#### **VAPOR DE AGOTAMIENTO**

Es una corriente de vapor de agua cuyo objetivo es reducir la presión parcial de los hidrocarburos y favorecer el arrastre de los hidrocarburos ligeros.

### **APENDICE 7.3**

## **7.3 CONCEPTOS BÁSICOS DE DESTILACIÓN DE PETRÓLEO CRUDO**

### **A) TIPOS DE DESTILACIÓN.**

El objetivo general de la destilación es la separación de sustancias que tienen diferentes presiones de vapor a una temperatura determinada. Esta separación puede ser esencialmente completa, o bien puede ser incompleta, en cuyo caso la concentración relativa de los componentes que son separados se incrementará, ya sea en el destilado o en el residuo líquido, con respecto a las concentraciones relativas en la mezcla original de carga.

Los procesos de destilación pueden clasificarse de acuerdo al número de componentes presentes en la mezcla original: Los binarios son aquellos en los cuales se separan únicamente dos componentes, en los multicomponentes se encuentran presentes más de dos componentes identificables; y en los complejos el número de componentes presentes es tan alto que se dice que son no identificables, o pseudocomponentes.

También existe otra clasificación de acuerdo al tipo de separación, como: equilibrio simple o "flash"; y destilación de fraccionamiento o diferencial. Ocasionalmente los procesos de destilación pueden ser designados como continuos o batch, a presión o a vacío, o bien, destilaciones con arrastre de vapor.

El fin último del proceso de destilación es obtener uno o varios productos que cumplan con ciertas especificaciones, las cuales pueden ser de tipo comercial (cumplir con cierta pureza para su venta), o bien especificaciones de proceso, cuando el producto es sólo un paso intermedio en un proceso mayor.

Aunque siempre será posible cumplir con las especificaciones requeridas mediante el uso de cualquier tipo de destilación, no todos los tipos son adecuados para obtener el máximo rendimiento de producto. Las consideraciones económicas y de rendimientos han hecho del proceso de destilación fraccionada, ya sea por etapas o diferencial, el proceso más ampliamente utilizado.

Desde el punto de vista más simple, la destilación fraccionada se considera como una serie de etapas de equilibrio conectadas en serie de tal forma que los productos de cada etapa sean la alimentación de las subsiguientes. Mediante este arreglo se logra que los componentes de menor punto de ebullición se transporten en la corriente vapor hacia las etapas superiores y consecuentemente, los de mayor punto de ebullición se concentren en el líquido de las etapas inferiores.

Dado que el proceso de destilación no es espontáneo, requerirá de cierta cantidad de energía como fuerza impulsora para lograr la separación, esta energía puede ser proporcionada en forma práctica en la carga, en la última etapa de equilibrio (rehervidor) o en ambos lugares.

## **B) CONSIDERACIONES DE DISEÑO.**

Existen dos factores principales en el diseño de columnas de fraccionamiento: a) El proceso debe producir la calidad de producto especificada, y b) Debe poder manejar la cantidad necesaria con las debidas previsiones para absorber las fluctuaciones normales del proceso, sin detrimento en la calidad del producto.

Casi todos los pasos en el diseño de un proceso afectan de una u otra forma estas consideraciones, que son básicamente de índole económica.

El procedimiento general de diseño en procesos de destilación parte de fijar o calcular las siguientes variables de diseño.

- 1) La presión de la destilación.
- 2) El número de etapas de equilibrio.
- 3) La eficiencia de etapas y el número de etapas real.
- 4) El diseño de platos.
- 5) El diseño de la columna.
- 6) Los accesorios de la columna (condensador, rehervidor, interenfriadores, etc.)
- 7) Vapor de agotamiento.

### **1) Presión.**

La presión a la cual la destilación se efectúa estará determinada por una o varias de las consideraciones siguientes:

En general puede decirse que a presiones altas, las relaciones de concentraciones al equilibrio de líquido y vapor tienden a igualarse al acercarse al punto crítico, por lo que la separación tiende a ser más difícil. Consecuentemente, cuando la presión se disminuye, la separación llega a ser más fácil, debido al mismo efecto. Sin embargo, la disminución de la presión incrementa el volumen de vapor y con ello, el diámetro requerido en la columna, mientras que un incremento en la presión aumenta los requerimientos de espesor en la misma. Por lo tanto, es obvio que se deberá establecer un análisis detallado para encontrar la presión óptima en cada caso particular, considerando además factores de otra índole, como el efecto de la presión sobre el punto de burbuja del reflujo y del tipo de enfriamiento usado en el condensador, por ejemplo si el medio de enfriamiento es agua a 32 °C, la temperatura mínima a la que podría obtenerse el reflujo sería del orden de  $32 + 8 = 40$  °C y la presión de operación sería la presión de burbuja del reflujo a 40 °C.

En sistemas complejos, la presión total del sistema es la suma de las presiones parciales de los componentes (ley de Dalton), por tanto, la utilización de gases o vapores de agotamiento, disminuyen la presión efectiva del sistema ( $P_{\text{sistema}} = P_t - P_{\text{medio de agotamiento}}$ ) al reducir estas presiones individuales de los componentes modifica las volatilidades relativas de la mezcla, favoreciendo la destilación.

## 2) Número de etapas de equilibrio.

Una vez que la presión del sistema se ha establecido, se debe determinar el número de etapas óptimo del proceso, para lo cual debe analizarse el efecto de todas las variables que interactúan como son: temperatura, balance de materia total, por componentes, balances de entalpía, adición y remoción de calor, reflujos, etc., con el fin de determinar el número de variables o grados de libertad que deberán ser fijados en el proceso.

El número de etapas de equilibrio en sistemas de destilación complejos puede ser estimado por métodos cortos, o bien utilizar los valores típicos de número de etapas por sección, recomendados por criterios heurísticos como los indicados por R.N. Watkins, que se muestran a continuación:

SECCIÓN	No. DE PLATOS
Nafta Ligera a Nafta Pesada	6 a 8
Nafta Pesada a Destilado Ligero	6 a 8
Destilado Ligero a Destilado Pesado	4 a 6
Destilado Pesado a Gasóleo Atmosférico	4 a 6
Zona Flash a 1er. Plato de Extracción	3 a 4
Secciones de Agotamiento de Productos	4

## 3) Eficiencia y etapas reales.

El número de etapas reales de una columna de fraccionamiento, se relaciona con el número de etapas teóricas a través de la eficiencia individual o la eficiencia promedio de columna, dividiendo el número de etapas teóricas entre el factor de eficiencia de las mismas.

Un análisis somero de las variables que afectan este factor de eficiencia nos lleva a dividirlos en tres clases:

### 1. Variables de operación.

- Temperatura.
- Presión.
- Flujo de líquido.
- Flujo de vapor.

### 2. Variables de diseño.

- Diámetro de la columna.
- Espaciamiento entre platos.
- Área total de paso de vapor en el plato.
- Área individual de paso de vapor.

- Espesor del plato.
- Pitch en el plato.
- Altura de líquido en el plato.
- Altura de espuma en el plato.
- Longitud de sendero del líquido.
- Resistencia al flujo de líquido (gradiente).
- Área de contacto líquido vapor por área unitaria de plato.
- Accesorios especiales del diseño, baffles de entrada, baffles corta espuma, etc.
- Tipo de unidad de contacto, perforaciones, válvulas, cachuchas de burbujeo, etc.

### 3. Variables del sistema.

- Tensión superficial.
- Densidad del líquido.
- Viscosidad del líquido.
- Densidad del vapor.
- Viscosidad del vapor.
- Volatilidad relativa de los componentes en el sistema.
- Difusividad.

Existe una gran cantidad de variables que afectan de manera compleja la eficiencia de la etapa por lo que la evaluación de la misma en una forma rigurosa es extremadamente complicada, y es práctica común el uso de tablas de eficiencia para sistemas típicos. A continuación se incluye la tabla 7.3.1 de eficiencias típicas por sección para un sistema de destilación de crudo.

TABLA 7.3.1

SECCIÓN	EFICIENCIAS TÍPICAS
Nafta Ligera a Nafta Pesada	50%
Nafta Pesada a Destilado Ligero	50%
Destilado Ligero a Destilado Pesado	50%
Destilado Pesado a Gasóleo Atmosférico	50%
Zona Flash a 1er. Plato de Extracción	30%
Secciones de Agotamiento de Productos	50-60%



#### **4) Diseño de la columna, platos y accesorios.**

El diseño de la columna de destilación incluyendo sus platos y accesorios, considera las características propias de los componentes a destilar, entre las que destaca su tendencia al "craqueo", viscosidad, densidad, tensión superficial, medio de enfriamiento disponible, flujos internos, flexibilidad de operación requerida, etc.

#### **5) Vapor de Agotamiento**

El vapor de agotamiento ha sido utilizado como elemento auxiliar de la destilación desde tiempos antiguos; en los sistemas de destilación atmosférica, es un hecho común la utilización del vapor de agua para abatir la presión parcial de los hidrocarburos y facilitar para ello la separación, sin tener que recurrir a altas temperaturas.

La dosificación del vapor de agotamiento, está directamente relacionada con la cantidad de hidrocarburos ligeros que contiene la corriente, así como la cantidad total de ésta; Sin embargo un criterio inicial recomendado por R.N. Watkins en su procedimiento de diseño, sitúa el requerimiento promedio en un valor de 4.5 Kg de vapor de agua por barril de producto líquido medido a 15.5 °C.

### **C) BREVE DESCRIPCIÓN DEL OBJETIVO DE LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.**

El petróleo crudo es una mezcla compleja de compuestos orgánicos e hidrocarburos en general, que ha sido conocido y usado desde hace miles de años, sin embargo su uso en forma natural es extremadamente limitado, además de poseer un escaso valor, por lo que surge la necesidad de procesarlo, para obtener productos de mayor valor agregado y gran diversidad de aplicaciones.

Por consideraciones principalmente de tipo económico, el principal proceso para la separación de crudo en sus componentes es la destilación atmosférica, llamada así por efectuarse a una presión muy cercana a ésta.

Básicamente, este proceso se efectúa en un rango muy estrecho de condiciones de operación, sin embargo existen variaciones derivadas, ya sea por el tipo de carga procesada, o por el destino final de los productos. El proceso puede estar enfocado como proceso energético; en cuyo caso sus productos serán básicamente combustibles, un segundo enfoque es hacia la producción de olefinas y extracción de aromáticos, o bien puede estar orientado hacia la producción de lubricantes, obteniendo cortes precisos en especificaciones de viscosidad adecuadas.

El proceso en general se caracteriza por un alto grado de integración térmica entre sí y con unidades afines. Si se integra con la unidad de destilación al vacío, se denomina unidad de destilación combinada. Puede también integrarse con la unidad reductora de viscosidad, y con la planta de craqueo catalítico (FCC), o con alguna otra unidad del complejo.

## - CONCEPTOS BÁSICOS PARA LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE CRUDO.

Un análisis completo componente por componente de un crudo o fracción de petróleo, es una tarea compleja e impráctica ya que éstos, se conforman de un número casi infinito de hidrocarburos puros que incluyen desde metano hasta componentes de 70 ó más átomos de carbono. De esta forma, en la industria del petróleo es usual encontrar una nomenclatura específica en base a diferentes correlaciones de propiedades que permiten una caracterización adecuada de mezclas complejas de hidrocarburos.

Se han propuesto a lo largo de los años muchos parámetros de caracterización, entre los más útiles se encuentran cinco diferentes definiciones de puntos de ebullición para mezclas multicomponentes, el factor de caracterización UOP o de Watson, la gravedad específica API, y las curvas de destilación de hidrocarburos %Vol vs Temperatura en sus diferentes modalidades: TBP, ASTM, EFV, HEMPEL. Cada uno de estos parámetros es útil para la caracterización de una propiedad particular.

A continuación se presentan las relaciones que definen algunos de los parámetros mencionados anteriormente:

### A) PROPIEDADES GENERALES.

Punto de ebullición promedio volumétrico.

$$VABP = \sum_i^n X_{vi} T_{bi} \quad \text{ó}$$
$$VABP = \frac{T_{10\%} + T_{30\%} + T_{50\%} + T_{70\%} + T_{90\%}}{5} \quad \text{de la curva ASTM}$$

Punto de ebullición promedio molar.

$$MABP = \sum_i^n X_i T_{bi}$$

Punto de ebullición promedio en peso.

$$WABP = \sum_i^n X_{wi} T_{bi}$$

Punto de ebullición promedio cúbico.

$$CABP = \left( \sum_i^n X_{vi} T_{bi}^{1/3} \right)^3$$

Punto de ebullición promedio medio.

$$MeABP = \frac{MABP + CABP}{2}$$

Donde:

$X_{vi}$  = Fracción volumétrica del componente  $i$ .

$X_i$  = Fracción mol del componente  $i$ .

$X_{wi}$  = Fracción peso del componente  $i$ .

$T_{bi}$  = Temperatura normal de ebullición del componente  $i$  en °F, ó en °R para cualquiera de los puntos excepto para CABP en el cual únicamente podrá ser en °R.

$\Sigma$  = Sumatoria

Cualesquiera de las características anteriores pueden ser relacionados en forma gráfica a través de la figura 2B1.1 del Manual API.

El factor de caracterización de Watson está definido por la siguiente ecuación:

$$K = \frac{(MeABP)^{1/3}}{S.G. 60/60}$$

Donde:

MeABP = Temperatura de ebullición del corte en °R.

S.G. = Gravedad específica a 60/60.

Este factor es un índice de la parafinidad de una sustancia, encontrándose que a mayor valor de éste, le corresponde un mayor grado de saturación. Para mezclas de hidrocarburos el factor K está definido por la ecuación:

$$K = \sum_{i=1}^n K_{wi} X_{wi}$$

y puede también relacionarse con otras propiedades de hidrocarburos a través del nomograma 2B6.1 del Manual API.

Este factor es un parámetro muy satisfactorio para caracterizar fracciones del tipo parafínico o nafténico, sin embargo pierde notablemente exactitud tratándose de fracciones de olefinas e hidrocarburos aromáticos.

Otro parámetro importante para la caracterización de hidrocarburos es el peso molecular el cual puede conocerse a partir de datos de MeABP y gravedad específica mediante la siguiente correlación:

$$M = 2.0438 \times 10 \exp(.00218 \text{ MeABP}) \exp(-3.07S) \text{ MeABP } S$$

Donde:

MeABP = punto de ebullición promedio medio °R.

S = Gravedad específica 60/60 °F

M = Peso molecular.

La cual tiene rango de aplicabilidad en compuestos de peso molecular de 70 a 700. Un procedimiento alterno aunque de menor exactitud es mediante el uso de la figura 2B2.2 de API con datos de viscosidad a 38 y 99 °C.

Una propiedad adicional de gran utilidad en la caracterización de hidrocarburos es la densidad API la cual se define como:

$$\text{API} = \frac{141.5}{\text{S.G.}_{60/60}} - 131.5$$

## B) CURVAS DE DESTILACIÓN TBP, ASTM, EFV, HEMPEL.

En un sistema multicomponente como una fracción de petróleo es extremadamente complejo identificar la composición de la misma en función de componentes puros, por lo que se hace necesaria su caracterización de una manera indirecta a través de propiedades promedio y correlaciones empíricas como las siguientes:

### -CURVA TBP (True Boiling Point).

Las propiedades de vaporización de una mezcla de hidrocarburos, frecuentemente son caracterizadas por una curva de destilación batch, donde el porcentaje destilado o recuperado es graficado contra la temperatura a la cual es destilado. Este tipo de curvas se obtienen a través de equipo de laboratorio de alta complejidad. Para lograr un buen grado de fraccionamiento, es frecuente el uso de columnas

con 60 o más platos, y de relaciones de reflujo que van de 5 a un reflujo casi total.

Para el análisis se requiere una muestra de 1000 a 5000 c.c., ya que se debe disponer de 100 c.c. como mínimo para la determinación de las propiedades de cada corte (S.G., Viscosidad, Punto Flash, etc.).

La figura 7.3.1 representa una curva TBP de una mezcla de siete componentes comparada con un fraccionamiento perfecto de los mismos. Debe notarse que para una mezcla compleja de hidrocarburos, donde el porcentaje en volumen de cada uno de los componentes sea muy pequeño, y los puntos de ebullición muy cercanos, esta curva determinada bajo fraccionamiento perfecto, representa la temperatura de ebullición para cada componente a la presión total de la destilación, y cualquier punto sobre ésta puede ser considerado un punto sobre la curva de presión de vapor de un pseudocomponente. Esto posibilita el uso de los gráficos de Cox\* de presión de vapor para su transformación a un valor equivalente a otra presión, además de facilitar su caracterización en base a su rango de temperaturas de ebullición como parafinas, pentanos, aromáticos, etc.

#### **-CURVAS ASTM (American Society for Testing and Materials)**

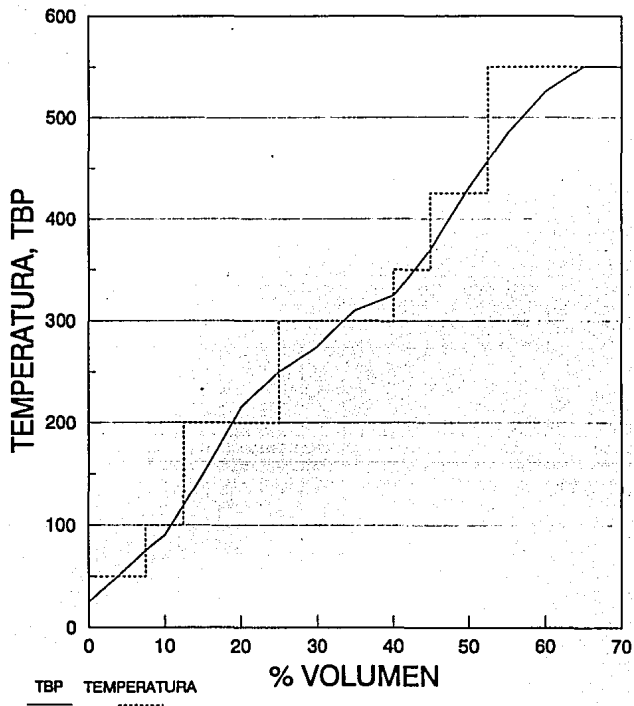
Las características de vaporización de fracciones de petróleo y algunas mezclas complejas orgánicas, se determinan convencionalmente, por medio de una destilación batch simple, donde se logra un fraccionamiento muy pobre debido a los pocos platos usados y a que el único reflujo usado es aquel que logra condensar en las paredes del aparato de destilación. La ventaja principal de este tipo de destilación es su gran rapidez y el menor costo con respecto a la curva TBP, por lo que es frecuente que sea a menudo el único dato disponible, de ahí la importancia y la gran variedad de correlaciones de este tipo de curva en relación a las demás curvas.

Existe una gran estandarización de este tipo de destilaciones en función de la fracción que se desea caracterizar, encontrándose entre las más comunes las siguientes:

- ASTM D-86** Destilación a presión atmosférica que aplica a fracciones ligeras como gasolina, nafta, querosina, turbosina, etc.
- ASTM D-158** Esta destilación es la estandarización de la antigua destilación SAYBOLT para crudo, es de uso muy limitado actualmente.
- ASTM D-1160** Destilación a vacío que se usa principalmente para fracciones pesadas que pueden ser vaporizadas parcial o completamente a una temperatura máxima de 399 °C. Esta prueba se efectúa a presiones que van de 1 a 760 mm. Hg, preferentemente 10 mm. Hg.

(\*) Gráficos de Cox son gráficos de temperatura de ebullición constante contra presión del sistema sobre una escala logarítmica.

FIGURA 7.3.1  
CURVA TBP PARA UNA MEZCLA MULTICOMPONENTE



TESIS PROFESIONAL  
GERMAN V. GONZALEZ MONROY

FIGURA 7.3.1

## **-CURVA DE DESTILACIÓN EFV (Equilibrium Flash Vaporization)**

Este tipo de curva de destilación, se logra cuando una mezcla de hidrocarburos se calienta manteniendo temperatura y presión constantes y un contacto íntimo entre las fases líquida y vapor durante el tiempo necesario para lograr el equilibrio.

Para conseguir una curva EFV completa, se requiere una serie de muestras tal que puedan ser destiladas a la misma presión pero diferentes temperaturas entre el punto de burbuja y el punto de rocío de la mezcla.

Como puede inferirse esta curva es de gran utilidad en el análisis de procesos de destilación, ya que permite conocer la cantidad vaporizada de una mezcla compleja conociendo su presión y temperatura en una etapa de equilibrio. Cabe mencionar también que la pendiente 10-70 % de esta curva es la menor con respecto a las curvas TBP y ASTM, lo cual es consecuencia de la calidad de fraccionamiento tan pobre lograda en la destilación EFV (Equivalente tan solo a una etapa teórica).

La determinación de la curva consume un tiempo excesivo además de requerir aparatos sofisticados y una gran cantidad de muestra por lo que su costo se incrementa. De ahí el desarrollo de un gran número de correlaciones empíricas para relacionarla con las correspondientes curvas TBP y ASTM de uso corriente en la industria.

## **CURVA DE DESTILACIÓN HEMPEL**

Curva de destilación Hempel (U.S. Bureau of Mines). Este tipo de destilación es la más común de las destilaciones llamadas de semifraccionamiento. En ésta se logra un grado de fraccionamiento medio por el uso de una sección empacada, por lo que las curvas obtenidas por este método son muy aproximadas a la curva TBP (valores ligeramente menores), dada la pequeña diferencia en las temperaturas de ebullición entre los componentes de la mezcla.

Una prueba similar es la descrita en el método ASTM D-285.

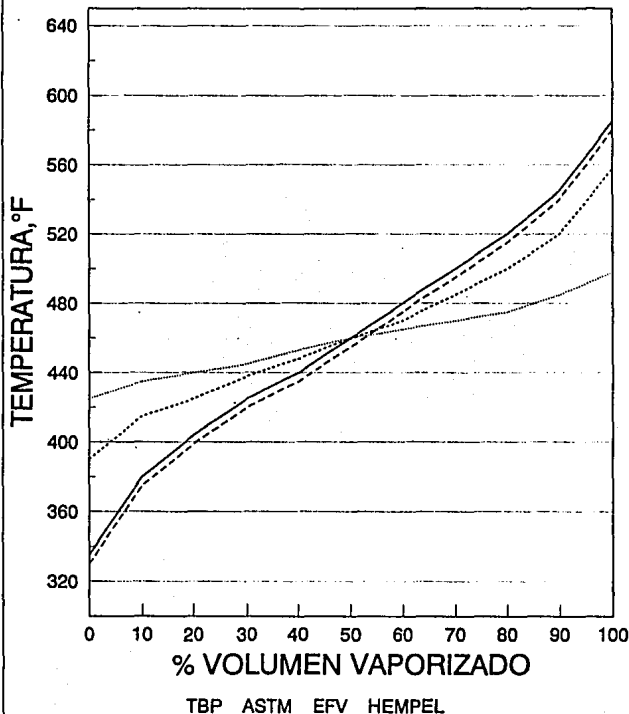
## **C) CORRELACIONES DE TRANSFORMACIONES ENTRE DIVERSAS CURVAS.**

Existe una gran cantidad de correlaciones de transformación entre las curvas TBP, ASTM y EFV, sobre todo en función de las pendientes de las mismas (10-70 %) y la temperatura media (50 % vol).

Entre los autores más importantes de dichas correlaciones encontramos a Okamoto, Van Winkle, Nelson y Edmister, muchos de cuyos trabajos han sido probados y adoptados por el American Petroleum Institute (API), y que serán los que se utilicen en el presente trabajo.

En la figura 7.3.2 se muestra una representación esquemática de las formas relativas de las curvas TBP, ASTM, EFV, Hempel, asimismo en la tabla 7.3.2 se presenta el sumario para las correlaciones disponibles en el manejo de datos de destilación del Manual API. La identificación de las tablas y gráficas corresponde a la nomenclatura de los capítulos 2 y 3 de dicho manual.

**FIGURA 7.3.2**  
**FORMAS RELATIVAS DE CURVAS TBP,ASTM,EFV,HEMPEL**



TESIS PROFESIONAL  
 GERMAN V. GONZALEZ MONROY

FIGURA 7.3.2



**TABLA 7.3.2**

**RESUMEN DE CORRELACIONES PARA MANEJO DE DATOS DE DESTILACIÓN**

DATOS DISPONIBLES		DATOS DESEADOS		MÉTODO DE CONVERSIÓN	NOTAS
TIPO	PRESIÓN	TIPO	PRESIÓN		
ASTM D-86	ATM	TBP	ATM	FIG 3A1.1	Notas 1 y 2
ASTM D-1160	10 mm. Hg	TBP	10 mm. Hg	FIG 3A2.1	Nota 1
ASTM D-1160	10 mm. Hg	TBP	ATM	--	Usa la figura 3A2.1 para obtener los datos de TBP a 10 mm. Hg corregir estos datos de 10 a 760 mm. Hg usando el procedimiento 5A1.13 del capítulo 5 sin la corrección de K.
ASTM D-1160	10 mm. Hg	ASTM D-86	ATM	--	Convierta a TBP a 760 mm. Hg como se describe arriba y entonces convierta a ASTM usando la figura 3A1.1 en un procedimiento de prueba y error. La Corrección de la espiga del termómetro debe ser sustraída de la temperatura convertida para aproximar a una temperatura de destilación ASTM D-86.
ASTM D-86	ATM	EFV	ATM	FIG. 3B1.1 y 3B1.2	Notas 1 y 2
ASTM D-1160	10 mm. Hg	EFV	10 mm. Hg	FIG 3B2.1 y 3B2.2	Nota 1
EFV	ATM	EFV	SUPATM	FIG 3B3.1	
TBP	10 mm. Hg	TBP	ATM	---	Convierta de 10 mm. Hg a 760 mm. Hg usando el procedimiento 5A1.13 del capítulo 5 sin la corrección de K.
TBP	ATM	EFV	ATM	FIG 3C1.1	
TBP	10 mm. Hg	EFV	10 mm. Hg	FIG 3C2.1 y 3C2.2	
EFV	SUBATM	EFV	OTRA SUBATM	FIG 3C2.3	

## NOTAS:

1) Todos los datos de la destilación ASTM, deben ser corregidos por pérdidas antes de ser convertidos a datos TBP o EFV. El porcentaje destilado a la temperatura reportada es la suma de los destilados colectados y las pérdidas.

2) Para temperaturas ASTM D-86 arriba de 246 °C use la siguiente corrección de temperaturas por "Craqueo".

$$\log D = -1.587 + 0.00473 T$$

donde : D = corrección a ser adicionada a T en °F  
T = Temperatura de destilación observada, °F

Para destilaciones hechas a otras presiones diferentes a la atmosférica, no existe una corrección similar disponible.

Como puede notarse, las correlaciones presentadas están agrupadas de la siguiente manera: Sección 3A para correlaciones ASTM-TBP, Sección 3B para correlaciones ASTM-EFV y Sección 3C para correlaciones TBP-EFV; cada sección está adicionalmente dividida de acuerdo a la presión de la prueba.

Cabe hacer notar que todas las correlaciones son empíricas y su aplicación está condicionada a mezclas multicomponentes de puntos de ebullición semejantes entre sí (crudo y fracciones del petróleo, básicamente).

Dado que los aparatos y procedimientos para la obtención de la curva ASTM han cambiado a lo largo de los años y los respectivos procedimientos para la obtención de la curva TBP presentan diversas variantes, es de suponer que la reproducibilidad de las transformaciones presentarán diferencias que llegan a ser tan altas como 16 °C, mientras que para las curvas tipo EFV el panorama es similar llegándose a encontrar variaciones de hasta 13 %.

Los datos de destilación TBP obtenidos a una presión pueden ser convertidos a otra a través de las curvas del procedimiento 5A1.13 del Manual API, mientras que para las curvas ASTM, el procedimiento recomendado consiste en transformar la curva a la correspondiente TBP y aplicar el mismo procedimiento 5A1.13 para nuevamente transformar esta curva a la correspondiente ASTM.

En el Capítulo 2 del manual API, se presentan las figuras y correlaciones necesarias para efectuar las transformaciones entre diversas curvas.

## D) CALIDAD DE SEPARACIONES "GAP Y OVERLAP".

Dado que en los procesos de destilación de mezclas complejas es prácticamente imposible lograr una separación perfecta de los productos obtenidos debido al número limitado de etapas, a la existencia de un reflujo finito y a la gran semejanza de las características de los componentes de la mezcla, es común el uso de una terminología que caracteriza el grado de separación o fraccionamiento, logrado en un proceso determinado.

- **% Vol. de corte TBP** es el rendimiento volumétrico entre dos fracciones o cortes.
- **Punto de corte TBP** se refiere a la temperatura TBP sobre el crudo total, correspondiente al volumen del corte indicado o sea 1/2 (TBP 100 % ligero-TBP 0 % pesado).
- **Overlap TBP** se define como la diferencia de temperaturas TBP, punto final de la fracción ligera menos punto inicial de la fracción pesada entre dos cortes adyacentes destilados.
- **GAP ASTM** se define como la temperatura ASTM al 5 % de la fracción pesada menos la temperatura ASTM a 95 % de la fracción ligera entre dos cortes adyacentes destilados.

Cabe hacer notar que una separación perfecta entre cortes se indicaría por un valor de overlap de 0 °C, ésto debido al significado de fraccionamiento perfecto de la curva TBP; la determinación de un valor análogo para la destilación ASTM no es posible, sin embargo, si pueden relacionarse los valores de GAP ASTM (5-95) con los overlap equivalentes a través de correlaciones empíricas (como la figura 2.16 de R.N. Watkins), lo que permite un análisis adecuado de las separaciones.

A continuación se presenta una tabla de criterios heurísticos de separación en torres atmosféricas tomada de Petroleum Refinery Distillation R.N. Watkins.

SEPARACIÓN	GAP (5-95) °C
Nafta Ligera a Nafta Pesada.	11 a + 17
Nafta Pesada a Destilado Ligero.	+ 14 a + 28
Destilado Ligero a Destilado Pesado.	0 a + 6
Destilado Pesado a Gasóleo Atmosférico	0 a + 6

Base de Rangos de Corte de Productos TBP °C	
Nafta Ligera	TIE - 149 (Máx. 149°C TFE)
Nafta Pesada	149 - 204 (Máx. 196-204 °C TFE y menos de 2 % de pentanos)
Destilado Ligero	204 - 302 (Min. 154 °C TIE Máx. 302 °C TFE, API 40-45)
Destilado Pesado	302 - 371 (Min. 190 °C TIE Máx. 371 °C TFE, API 31-35)
Gasóleo Atmosférico	371 - 413 (Min. 246 °C TIE, API 18-28)
Gasóleo de Vacío	350 - 525 °C
Residuo de Vacío	525(+ ) °C

## **E) TIPOS DE TORRES Y DE EXTRACCIONES DE CALOR "PUMP BACK" Y "PUMPAROUND".**

La destilación atmosférica de crudo puede efectuarse mediante una gran variedad de arreglos o topologías, en función de la integración térmica y del diseño de proceso de la unidad, por lo que cualquier intento de clasificación resulta en principio subjetivo; sin embargo, para fines descriptivos la clasificación sugerida por Watkins suele ser la de mayor aceptación.

- Serie de tanques Flash.
- Torre Atmosférica tipo "U".
- Torre Atmosférica tipo "A".
- Torre Atmosférica tipo "R".

### **-SERIE DE TANQUES FLASH**

Consiste en el proceso más simple para obtener una serie de fracciones de hidrocarburos en un rango de puntos de ebullición deseado. En este proceso indicado en la figura 7.3.3 los productos son obtenidos por condensación parcial a la salida de cada tanque flash hasta temperaturas previamente establecidas para controlar la especificación de cada producto, puesto que en este caso no existe reflujo, la calidad de la separación lograda será muy pobre.

### **-TORRE ATMOSFÉRICA TIPO U.**

Es la primera aproximación a un fraccionamiento verdadero, figura 7.3.4, en ésta, cada recipiente representa una sección de separación y el calor del proceso únicamente es removido en el condensador final, originando un reflujo que circula por toda la columna. Los inconvenientes principales de este sistema son que la disponibilidad de calor en el condensador, es a un nivel de temperatura demasiado bajo para poderse recuperar y, adicionalmente el tráfico de líquido y vapor en la columna se incrementa marcadamente.

FIGURA 7.3.3 SERIE DE TANQUES "FLASH".

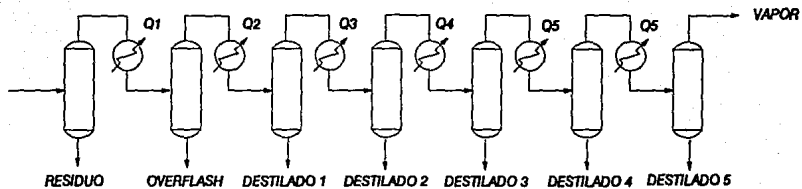
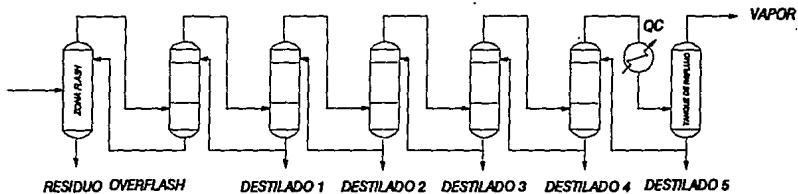


FIGURA 7.3.4 TORRE TIPO "U"



### **-TORRE ATMOSFÉRICA TIPO "A".**

Es el proceso más usual para alta recuperación de calor de niveles de temperatura intermedia. El proceso mostrado en la figura 7.3.5 indica cómo el líquido pesado del plato superior al plato de extracción del producto es extraído, enfriado y realimentado a la columna tres platos arriba de este punto. Este tipo de reflujo parcial es comúnmente llamado "pumparound" y se caracteriza por disminuir el reflujo superior como consecuencia de la reducción y estabilización de flujos totales circulando en la columna, ya que éste puede aplicarse en dos o hasta tres puntos en la columna, con lo que se facilita la recuperación de calor al tener diferentes niveles de temperatura que son aprovechados normalmente cediendo calor al crudo de carga.

La desventaja principal consiste en que los platos comprendidos entre la extracción y su retorno a la torre, bajan notablemente su eficiencia al grado de ser considerados como una sola etapa teórica para propósitos de fraccionamiento. Este efecto es consecuencia de las diferencias en composición entre el reflujo y el plato de retorno, que originan ineficiencias en los procesos de transferencia de masa y calor.

### **-TORRE ATMOSFÉRICA TIPO "R".**

Es el proceso de destilación mostrado en la figura 7.3.6 en el cual se extrae el producto conjuntamente con el reflujo. Este último, es subenfriado y realimentado a la torre en el plato inmediato inferior, con lo cual se logra un método eficiente de recuperación de calor que puede ser utilizado en cada sección de la columna, ya que el reflujo parcial en este caso, al no cambiar de composición contribuye al fraccionamiento en todos los platos y permite un perfil de flujos de líquido y vapor más estable que favorece un óptimo diseño del diámetro de la torre y los platos. El reflujo anteriormente descrito es comúnmente llamado "pumpback".

La desventaja principal es un alto costo de capital por equipo de intercambio (al reducirse la diferencia de temperatura permitida por tratarse de platos adyacentes), bombeo y agotamiento de los productos, por lo que la elección final de cualesquiera de los sistemas mencionados es compleja y deberá considerar una evaluación de costos totales de la planta.

### **F) VAPORIZACIÓN DE EQUILIBRIO EN ZONA FLASH "OVERFLASH".**

Dado que en el proceso de destilación atmosférica, la mayor parte de la energía necesaria para la separación se proporciona directamente en la carga, la vaporización de equilibrio en la zona flash (zona de alimentación de la torre) debe contener vaporizados la totalidad de los productos que se desean obtener, más una pequeña fracción extra que servirá como reflujo en el plato superior a la alimentación. Dicha fracción varía en un rango de 2 a 4 % vol. con respecto al crudo, aunque se han reportado casos de operación satisfactoria en valores tan pequeños de hasta 0.5 % vol. Es recomendable mantener este flujo en un valor tan pequeño como sea posible, pero sin que esto llegue a representar problemas operativos, ya que cada % de vaporización extra representa un costo innecesario para el proceso.

FIGURA 7.3.5 TORRE TIPO "A" (REFLUJO "PUMPAROUND")

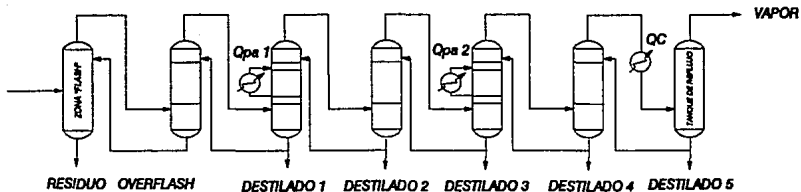
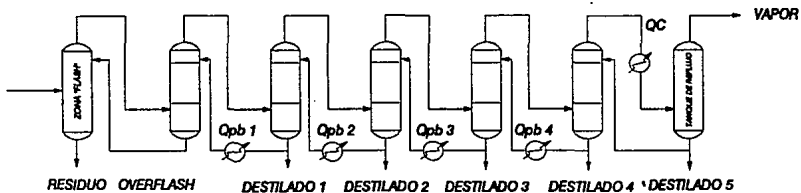


FIGURA 7.3.6 TORRE TIPO "B" (REFLUJO "PUMPBACK")



## **G) ESPECIFICACIONES DE CARGA Y PRODUCTOS Y CONCEPTO DE RENDIMIENTO.**

Los rendimientos estimados de productos, están determinados por las propiedades deseadas de los mismos y por las características intrínsecas de la carga (tipo de crudo).

En general una planta de destilación atmosférica debe poseer un alto grado de flexibilidad, por ser el primer proceso en la separación de crudo en sus fracciones. Es común por consiguiente que existan dos o más tipos de carga (ligera y pesada) y adicionalmente dos o más casos de maximización de productos, lo que origina una gran variedad de posibilidades de operación con diferentes rendimientos. Ahora bien, la manera en que pueden definirse los rendimientos es estableciendo el balance de materia y energía global, considerando que el destilado total es conocido y utilizando los criterios de separación indicados anteriormente o los criterios específicos de la planta. A continuación se indican las especificaciones generales de algunos de los principales productos del petróleo:

<b>Gas natural o combustible.</b>	Básicamente metano con menos de 5% de impurezas.
<b>Gas LPG</b>	Gas licuado de petróleo, mezcla de Propano, n-Butano, e I-Butano, con pequeñas contaminaciones de Metano, Etano e Isopentano. Normalmente se requiere un proceso adicional (destilación a mayor presión) para su obtención como producto final.
<b>Nafta (gasolina)</b>	Corte que incluye desde Pentanos hasta compuestos de 204 °C de punto final ASTM, puede obtenerse en una o varias fracciones dependiendo del uso que sea destinado, por ejemplo: uso en motores, alimentación a procesos petroquímicos o de reformación y solventes.
<b>Destilado ligero</b>	Comprende compuestos en el rango de 274 a 302 °C puntos finales ASTM. Dentro de este rango se localizan productos como Querosina (163 a 288 °C) y algunos tipos de combustibles de avión (66 a 246 °C).
<b>Destilado pesado</b>	Incluye compuestos con puntos finales ASTM en el rango de 343 a 371 °C, el principal producto de este tipo es el diesel con un rango de ebullición de 177 a 357°C aproximadamente. El diesel tipo marino es ligeramente más pesado (TFE 413 °C).
<b>Gasóleo</b>	Incluye todos los destilados más pesados que el destilado pesado que pueden ser obtenidos en una torre atmosférica y tiene puntos finales ASTM de 427 °C aproximadamente. Los llamados gasóleos de vacío tendrán puntos finales ASTM tan altos como 593 °C.



Debe notarse que la mayoría de los rangos de ebullición de estos materiales se traslapan parcialmente, esto indica que puede maximizarse la producción de algún producto a costa de los adyacentes. Por ejemplo, si se desea maximizar la producción de querosina (162 - 274 °C ASTM) es obvio que el punto final de la nafta no podrá ser de 204°C, que corresponde a una máxima operación de nafta, ni el destilado pesado podrá ser mucho menor que 260°F, para así poder lograr la maximización de destilado ligero.

Existe una gran variedad de propiedades de tipo específico que complementan las especificaciones para cada corte como son por ejemplo: presión de vapor Reid e índice de octano para naftas y gasolinas, punto flash o temperatura de inflamación y temperatura de congelamiento para combustibles de avión, índice de cetano y punto flash para diesel y contenido de azufre, metales y viscosidades para los residuos.

## **DESALADO**

El petróleo crudo contiene como impurezas, agua residual arrastrada del proceso de producción y separación primaria. Esta agua se encuentra presente en forma de pequeñas gotas suspendidas en la fase de hidrocarburos, las cuales contienen sales como el Cloruro de Sodio, Calcio y Magnesio en forma disuelta. Asimismo, contiene otras impurezas como lodos, óxido de hierro, arenas de sílica y cuarzo y sal cristalina.

La eliminación de estas sales en el proceso de destilación primaria se denomina DESALADO, y este puede efectuarse, dependiendo de las características del crudo en un rango de 66 a 150 °C.

Por lo general el equipo de desalado está situado en la sección de precalentamiento de la unidad de destilación, para obtener la temperatura deseada por cambio de calor entre los destilados y la carga de crudo.

La operación de desalado requiere de la adición de una cantidad de agua de lavado, generalmente de 4 a 8 % en volumen respecto a la corriente de crudo. El agua fresca se agrega al aceite para disolver y mojar las impurezas, bajo condiciones controladas que permitan formar una emulsión estable de agua aceite. Las propiedades de la emulsión se controlan ajustando la caída de presión a través de una válvula de diseño especial a la que se denomina "válvula mezcladora". La emulsión así formada se descompone introduciéndola dentro de un campo electrostático de elevado voltaje generado dentro del recipiente de desalado a través de un juego de electrodos distribuidos en el mismo.

El agua conteniendo las diversas impurezas separadas del crudo, coalesce de la fase dispersa por la acción del campo y tiende a acumularse en el fondo del recipiente de donde es eliminada en forma continua al sistema de efluentes. Los electrodos que mantienen el campo están colocados en tal forma que la intensidad del voltaje es del orden de 13000 a 15000 volts.

El crudo libre de agua y sales es extraído por la parte superior del recipiente que opera inundado para facilitar la acción del campo eléctrico.

## **DISEÑO DE REDES DE INTERCAMBIO "EL MÉTODO PINCH"**

Una de las principales secciones de la unidad de Destilación Combinada es sin duda el tren de precalentamiento de crudo, el cual está conformado por una serie de equipos que intercambian calor entre las corrientes producto de la Unidad y el crudo Frío.

La red de intercambio generada en el proceso, es un objetivo típico de las técnicas de síntesis de procesos que han tenido un gran desarrollo en la última década. La resolución del problema se ha enfocado hacia cuatro objetivos principales:

- Requerimiento mínimo de servicios.
- Número mínimo de intercambiadores de calor.
- Localización y eliminación de cuellos de botella en el intercambio térmico (modificación de puntos de pliegue)
- Red de costo mínimo de inversión.

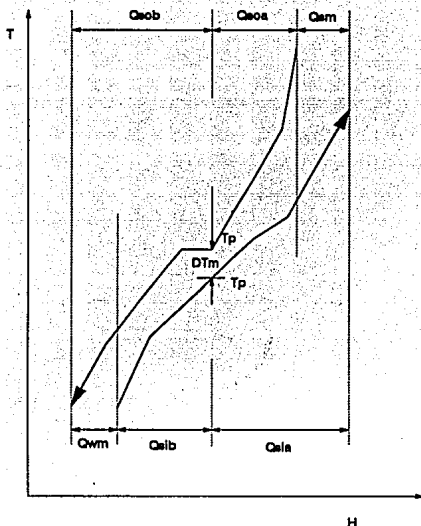
La determinación de estos objetivos se lleva a cabo mediante la representación del proceso en términos de curvas Temperatura-Entalpia (curvas compuestas) como las representadas en la figura 7.3.7, en la que se indican los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento y el acercamiento mínimo o punto de pliegue.

La curva compuesta caliente representa la corriente energética de todas las corrientes calientes de la unidad, y debe interpretarse como una fuente termodinámica de calor hacia las corrientes frías. La curva compuesta fría representa la corriente energética de todas las corrientes frías de la unidad y debe interpretarse como un sumidero de calor de las corrientes calientes.

El intercambio de calor entre estos dos subsistemas es termodinámicamente posible a lo largo del traslape de las curvas compuestas (área sombreada de fig 7.3.8), mientras que las regiones que no se cubren con el traslape, representan los requerimientos mínimos de servicios auxiliares, tanto del área de calentamiento (zona superior) como del área de enfriamiento (zona inferior).

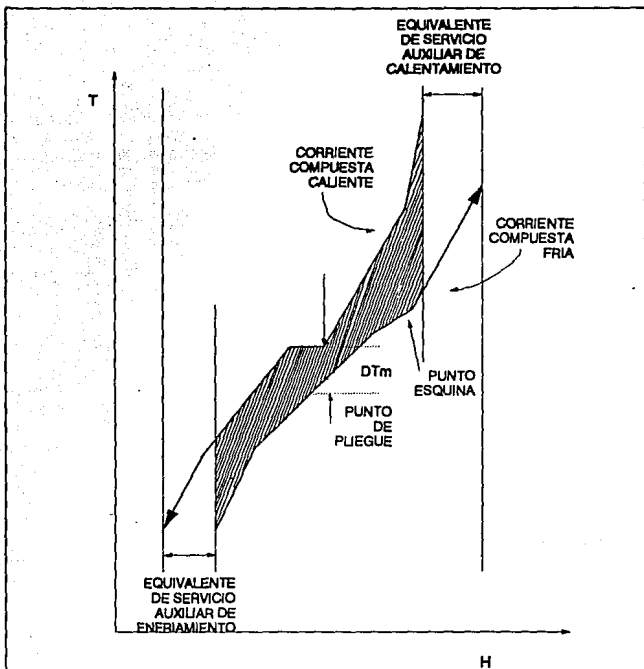
De esta forma es evidente que la reducción del acercamiento de temperaturas a un mínimo conduce invariablemente a una reducción en el consumo de servicios, pero con el consecuente incremento en el costo de inversión de equipos, lo que limita finalmente la decisión a una evaluación económica.

Una característica del punto de pliegue o acercamiento mínimo es que divide al sistema en dos subsistemas termodinámicamente separados, cada uno de los cuales está en balance entálpico. La sección superior al punto de pliegue mediante la adición de un servicio de calentamiento, y la sección inferior mediante un servicio de enfriamiento. Si se suministra un exceso de energía a través de los servicios auxiliares de calentamiento, las corrientes de proceso arriba del punto de pliegue no pueden absorber más calor que el correspondiente al balance y este calor adicional debe ser transferido a través del punto de pliegue a la sección inferior donde se requerirá una cantidad adicional de servicio de enfriamiento para su eliminación. De la misma forma, los efectos de utilizar un servicio de enfriamiento innecesario arriba del punto de pliegue, conduce igualmente a una doble



$Q_{eob}$  = Suministro de calor abajo del punto de pliegue.  
 $Q_{eoa}$  = Suministro de calor arriba del punto de pliegue.  
 $Q_{oib}$  = Sumidero de calor abajo del punto de pliegue.  
 $Q_{oia}$  = Sumidero de calor arriba del punto de pliegue.  
 $Q_{am}$  = Calentamiento mínimo requerido.  
 $Q_{wm}$  = enfriamiento mínimo requerido.  
 $T_p$  = temperatura del punto de pliegue.  
 $DT_m$  = Acercamiento mínimo (Pinch point)

LOCALIZACION DEL PUNTO DE PLEGUE EN GRAFICA T vs H,  
 PARA CORRIENTES COMPUESTAS DE PROCESO.



GRAFICA T vs H PARA CORRIENTES COMPUESTAS DE PROCESO

**penalización; primero con el propio servicio adicional y segundo con el servicio auxiliar adicional para cerrar el balance térmico.**

**Para el caso de análisis de sistemas existentes donde los equipos han sido previamente diseñados los grados de libertad se reducen. En la medida de la complejidad del cambio aceptado podrán efectuarse modificaciones a los equipos existentes, adición de nuevos equipos, reordenamiento de equipo existente o una combinación de estas acciones.**

**Es importante apuntar que aún considerando las técnicas más avanzadas en la síntesis de redes óptimas de intercambio de calor, actualmente no existe alguna que contemple en forma integral todos los factores económicos que se involucran en el reacondicionamiento de una planta existente. Entre algunos de los factores de difícil evaluación se encuentran:**

- **-Disponibilidad de espacio para modificación de los equipos existentes o adición de nuevos.**
- **-Requerimientos de nuevos arreglos de tubería para el manejo de corrientes frías y calientes en soportería ("racks") de tubería existente.**
- **-Requerimiento de modificaciones a cimentaciones y soportería de equipo existente.**
- **-Evaluación del impacto económico del tiempo de reacondicionamiento de la unidad sobre otras unidades de proceso**
- **-Impacto de costo sobre las existencias ("stock") de suministros para mantenimiento al utilizar equipos no estandarizados al resto de la unidad.**

## **APENDICE 7.4**

## **7.4 DESCRIPCIÓN DE LOS PRICIPALES PROCESOS QUE INTERACTÚAN CON LA PLANTA COMBINADA "AS".**

### **7.4.1 UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.**

La Unidad de Destilación Atmosférica ilustrada en la fig. 7.4.1 tiene como objetivo la destilación primaria de crudo en diversas fracciones de acuerdo con su punto de ebullición, tal que éstas sean la carga a las unidades subsiguientes satisfaciendo las especificaciones particulares de cada una de ellas.

El crudo de carga previamente estabilizado y deshidratado se precalienta en un tren de intercambiadores recuperando el calor de las corrientes producto y de las extracciones de calor de la torre de destilación atmosférica. Al alcanzar una temperatura de 100-115 °C el crudo se alimenta a un sistema de desalado electrostático en una o dos etapas según se requiera para minimizar el ensuciamiento y corrosión posterior originados por estas sales. Una vez desalado el crudo continúa su precalentamiento aprovechando el calor de las corrientes de gasóleo pesado y residuo de la unidad, hasta lograr la vaporización de la fracción correspondiente a la nafta ligera y gases. El crudo parcialmente vaporizado se alimenta a una torre de despunte con reflujo de nafta atmosférica donde se separa nafta ligera y gases por el domo y crudo despuntado por el fondo. Esta última corriente se alimenta a un calentador a fuego directo donde se calienta hasta vaporizar los productos que serán destilados en la columna de fraccionamiento. Algunos de estos productos se alimentan a una torre agotadora para su estabilización. Posteriormente los productos en un arreglo de integración energética intercambian calor con la corriente de crudo de carga antes de ser enviados a L.B.. De igual forma la corriente de residuo del fondo de la columna principal, intercambia calor con el crudo antes de ser alimentada como carga a la unidad de destilación al vacío.

### **7.4.2 UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO.**

El residuo atmosférico o crudo reducido, contiene fracciones ligeras disueltas que no pueden separarse en la destilación a presión atmosférica a temperaturas moderadas, por lo que deben separarse mediante una destilación a vacío.

El proceso que se ilustra en la figura 7.4.2 consiste en un calentamiento del crudo reducido, primero mediante el aprovechamiento del calor de las corrientes producto de la destilación a vacío (Gasóleo pesado y Residuo de vacío), y posteriormente mediante el calentador de crudo reducido en el cual se proporciona la carga térmica necesaria para vaporizar los gasóleos ligero y pesado que se obtienen como productos de ésta torre.

El proceso de destilación se favorece con la reducción de la presión parcial de los hidrocarburos. Esta reducción puede lograrse aplicando vacío mediante un sistema de eyectores o inyectando vapor de agotamiento (tipo de operación seca o húmeda respectivamente).

Los gasóleos producto de ésta unidad conjuntamente con el gasóleo pesado obtenido en la Unidad de Destilación Atmosférica sirven como carga a la Unidad de Desintegración Catalítica. Por otro

FIG. 7.4.1  
PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA

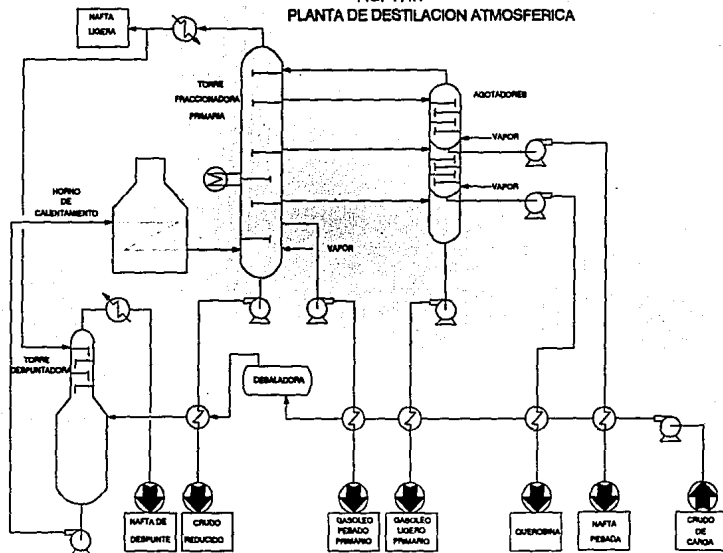
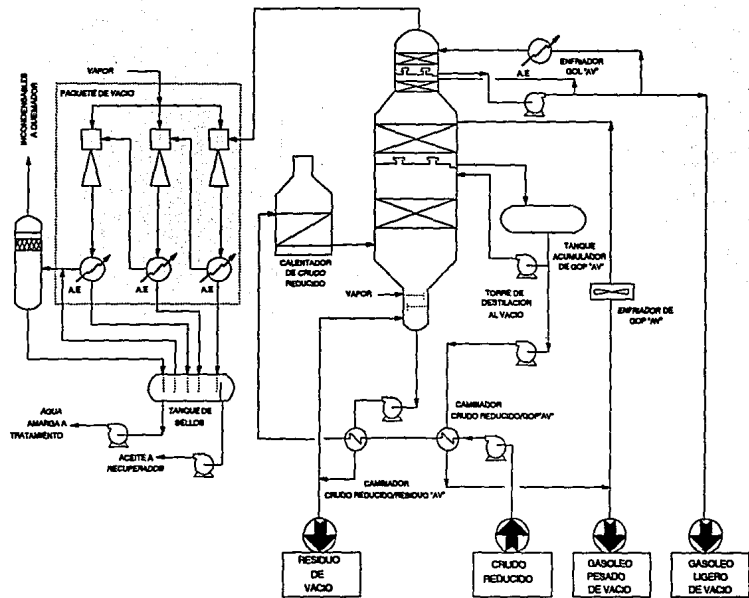




FIG 7.4.2 PLANTA DE DESTILACION AL VACIO



lado el residuo de vacío se envía a la Unidad Reductora de Viscosidad para la producción de combustible.

#### **7.4.3 UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA FCC.**

La Unidad de Desintegración Catalítica tiene como objetivo la maximización de destilados ligeros por medio de una reacción catalítica de craqueo a partir de los gasóleos pesados obtenidos en las plantas precedentes. En la figura 7.4.3 se muestra un esquema simplificado del proceso.

Los gasóleos ligero y pesado provenientes de la Unidad de Destilación al Vacío se precalientan y alimentan a un calentador a fuego directo en donde se alcanza la temperatura de "cracking". La corriente efluente del horno se mezcla con el catalizador a la entrada del sistema de fluidización del reactor de desintegración catalítica, en el cual se ponen en contacto la fase de hidrocarburos y el catalizador para que se efectúe la reacción.

El proceso genera básicamente gasolina de alto octano, aceites cíclico ligero y pesado y gases licuables. Los productos de la reacción junto con el catalizador se introducen por la parte superior del reactor al separador agotador donde se separan los hidrocarburos del catalizador. Los hidrocarburos que constituyen el producto de la reacción se obtienen en fase vapor por el domo del reactor alimentándose posteriormente a la sección de fraccionamiento donde se obtiene gasolina, butanos, propano, gas combustible, aceite cíclico ligero y residuo de catalítica, que son enviados a L.B..

El catalizador separado se regenera en el mismo reactor con una combustión parcial del carbón depositado en él posibilitando de ésta manera la recuperación de energía del sistema.

#### **7.4.4 UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA TCC.**

La unidad de desintegración catalítica Tipo TCC es básicamente idéntica a la tipo FCC a excepción de la sección de Reacción, la cual presenta un Reactor de características menos avanzadas que la Unidad FCC, la cual se considera tecnología de punta en estos momentos.

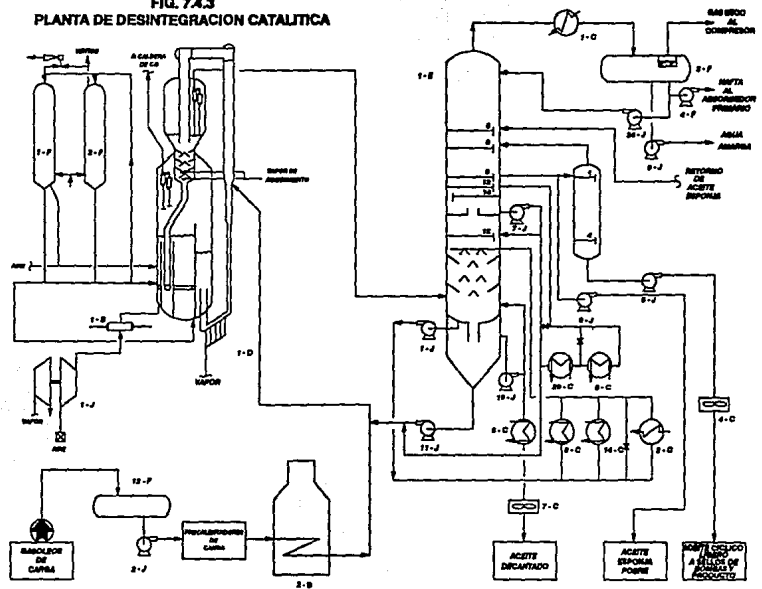
#### **7.4.5 PLANTAS HIDRODESULFURADORAS DE DESTILADOS INTERMEDIOS.**

- (U-4 Hidrodesulfuradora de Diesel)
- (U-7 Hidrodesulfuradora de Querosina)
- (U-8 Hidrodesulfuradora de Diesel)

El objetivo de éstas plantas es la hidrogenación selectiva y separación de los compuestos de azufre presentes en la carga para obtener combustibles con bajo contenido de contaminantes.

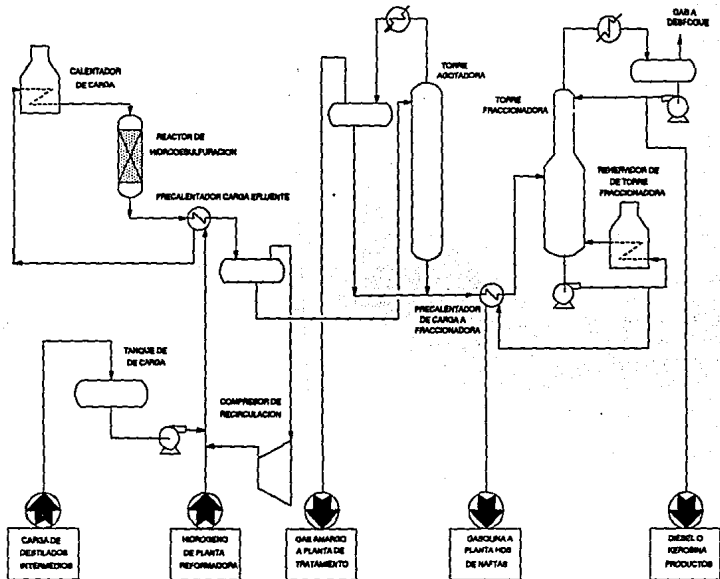
Las plantas de hidrodesulfuración como la ilustrada en la fig. 7.4.4 pueden operar con diferentes

**FIG. 7.4.3**  
**PLANTA DE DESINTEGRACION CATALITICA**



130

FIG. 7.4.4 PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS



cargas mediante un ajuste de las condiciones de operación pudiendo manejar desde: Turbosina, Querosina, Diesel y Gasóleos.

El proceso recibe carga en un tanque de balance ya sea de la planta combinada o bien de almacenamiento. La carga se bombea y se mezcla con una corriente de hidrógeno de recirculación y posteriormente se precalienta aprovechando el calor del efluente del reactor antes de pasar al calentador de carga en el cual se alcanza la temperatura de reacción. Una vez lograda ésta, la mezcla se alimenta al reactor de hidrodesulfuración. El producto se enfría precalentando la carga, se alimenta a un tanque separador para obtener hidrógeno de recirculación por el domo e hidrocarburo hidrodesulfurado por el fondo.

El hidrocarburo líquido se alimenta a una torre agotadora para eliminar los gases ácidos producidos en la reacción, los que se envían a tratamiento fuera de L.B. El líquido agotado se introduce a una torre fraccionadora donde se separa la nafta del hidrocarburo pesado (diesel, gasóleo o querosina).

#### **7.4.6 UNIDADES HIDRODESULFURADORAS DE NAFTA**

**(HDS-1 Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 1)**

**(HDS-2 Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2)**

El objetivo de éstas plantas es la hidrogenación selectiva y separación de los compuestos de azufre presentes en la carga para obtener combustibles con bajo contenido de contaminantes.

Las plantas de hidrodesulfuración como la ilustrada en la fig. 7.4.5 reciben carga en un tanque de balance ya sea de la planta combinada o bien de almacenamiento. La carga se bombea y se mezcla con una corriente de hidrógeno de recirculación y posteriormente se precalienta aprovechando el calor del efluente del reactor antes de pasar al calentador de carga en el cual se alcanza la temperatura de reacción. Una vez lograda ésta, la mezcla se alimenta al reactor de hidrodesulfuración. El producto se enfría precalentando la carga, se alimenta a un tanque separador para obtener hidrógeno de recirculación por el domo e hidrocarburo hidrodesulfurado por el fondo.

El hidrocarburo líquido hidrodesulfurado se alimenta a una torre desbutanizadora en la que se obtienen por el domo el LPG y los gases ácidos producidos en la reacción que se envían a tratamiento fuera de L.B. El líquido estabilizado del fondo se introduce a una torre desisohexanizadora donde se separa la nafta hidrodesulfurada producto de la fracción de n-hexano y compuestos más pesados.

#### **7.4.7 UNIDADES REFORMADORAS DE NAFTA**

**(RR-1 Unidad Reformadora de Naftas No. 1)**

**(RR-1 Unidad Reformadora de Naftas No. 2)**

La Unidad Reformadora de Naftas como la ilustrada en la figura 7.4.6 tiene por objeto incrementar la calidad de la gasolina primaria hidrodesulfurada, mediante reacciones de ciclización ,

FIGURA 7.4.5 PLANTA HIRODESULFURADORA DE NAFTAS

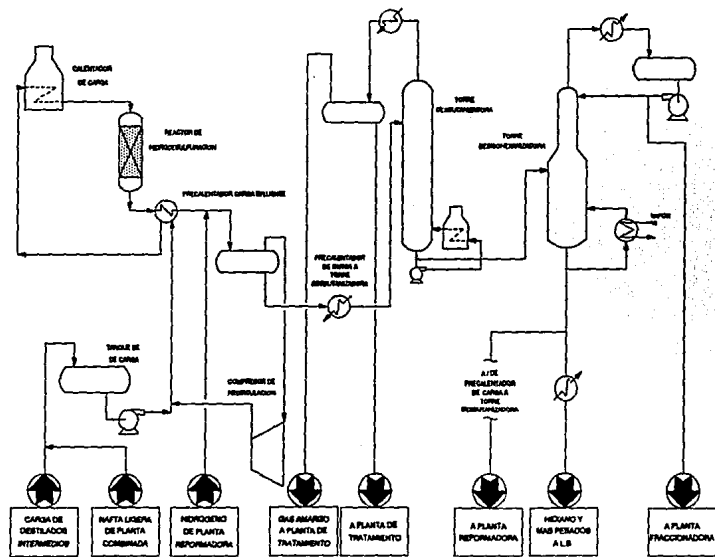


FIGURA 7.4.6 PLANTA REFORMADORA No. 1

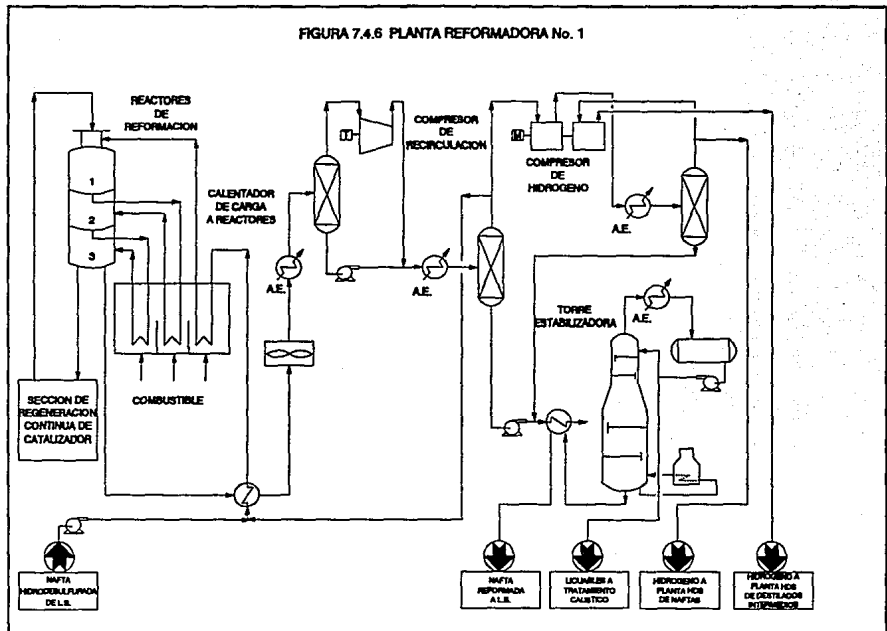
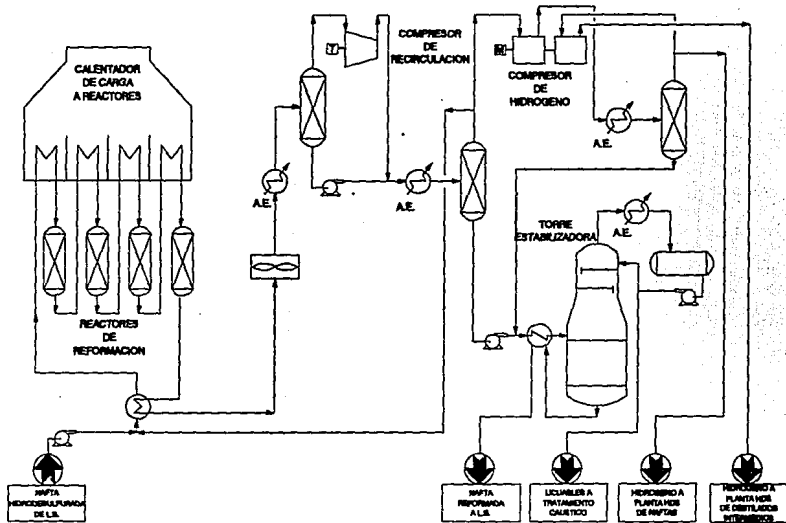


FIGURA 7.4.8 A PLANTA REFORMADORA No. 2



TESIS PROFESIONAL  
GERMAN V. GONZALEZ MONROY

FIGURA 7.4.8.A



aromatización y en menor proporción craqueo, incrementando con ello el número de Octano.

La planta recibe alimentación directamente de la planta hidrodesulfuradora de naftas o de almacenamiento, según se requiera.

La carga se precalienta en el cambiador carga efluente del reactor introduciéndose posteriormente al calentador a fuego directo donde se proporciona la energía suficiente para efectuar la reacción en 4 camas empacadas, a la salida de cada una de las cuales, se introduce nuevamente al calentador para adicionar la energía suficiente para continuar la reacción. Una vez concluida ésta, la corriente efluente del reactor se enfría primero con el cambiador carga efluente y posteriormente en enfriadores con agua.

Una vez enfriada la corriente el gas rico en hidrógeno se separa de la nafta reformada. Una parte del mismo es recirculado al circuito de reacción y el restante se comprime para ser exportado fuera de L.B. hacia las Unidades consumidoras (HDS y H-OIL).

La nafta reformada es alimentada a una torre estabilizadora donde se eliminan por el domo el gas combustible y LPG generados durante la reacción, obteniendo por el fondo el Reformado que se envía a almacenamiento o a la batería de mezclado de gasolinas.

## **7.4.8 UNIDAD RECUPERADORA DE LIGEROS**

### **(U-13 Unidad Recuperadora de Ligeros)**

La unidad recuperadora de ligeros tiene el objetivo de recuperar y separar las fracciones ligeras obtenidas de procesos de desintegración catalítica como la planta FCC, TCC y H-OIL.

La fracción de hidrocarburos ligeros, tanto líquidos como vapores, producidos por efecto de la desintegración catalítica de gasóleos, constituye la carga a estas unidades y se caracteriza por poseer una gran cantidad de hidrocarburos de alto valor (olefinas principalmente)

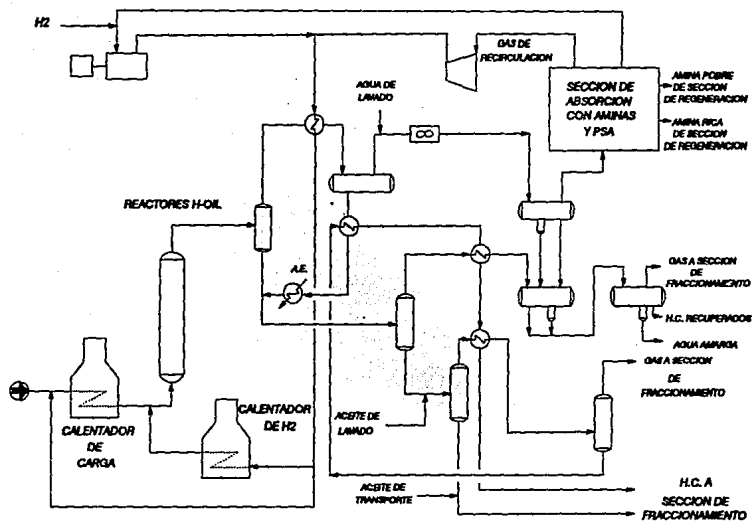
La carga de vapores se comprime hasta la presión del absorbedor-agotador, donde se separa el gas combustible que se elimina por el domo, El hidrocarburo líquido previamente bombeado a la misma presión es utilizado como agente absorbente. La mezcla de hidrocarburos ricos en fracciones ligeras se alimentan a un tren de fraccionamiento para obtener LPG y Gasolina y una fracción de nafta agotada que previo enfriamiento se recircula como agente absorbente.

## **7.4.9 UNIDAD H-OIL**

### **(U-10 Hidrotratadora de Residuos)**

Las unidades Hidrotratadoras de Residuales como la ilustrada en la Fig. 7.4.7 se diseñan para

FIGURA 7.4.7 UNIDAD H-OIL



procesar, Residuo de vacío, asfalto y extracto de la unidad de extracción con furfural para lubricantes, con el objeto de obtener productos de mayor valor agregado los cuales son generalmente más ligeros.

La unidad consta de una sección de reacción y una de fraccionamiento; en la primera se pone en contacto la carga previamente calentada con una corriente rica en hidrógeno a alta presión y temperatura, para ser alimentada al reactor que es de diseño especial (Catalizador en lecho ebullicente), llevándose a cabo reacciones de desulfurización, hidrogenación y denitrificación. El efluente del reactor pasa a un separador a alta temperatura, cuyo efluente vapor se enfría para separar los vapores condensables del gas de recirculación que se recomprime para ser alimentado a los reactores.

El efluente líquido es alimentado a una serie de tanques separadores el vapor de los cuales es enviado a la sección de recuperación de vapores y el líquido remanente (crudo sintético) es alimentado a la sección de fraccionamiento que consiste de una torre Atmosférica y una de Vacío similares a las de procesamiento primario de crudo, y en las cuales se obtienen los productos típicos de éstas.

## **APENDICE 7.5**

## TESIS PROFESIONAL

PLANTA COMBINADA "AS"  
LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESIS  
FECHA 05 ABR. 1993 13:16:50

HECHO POR GGM  
AP. POR

## BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CRUDO DE OPERACION

SIMPROC-11

# IDENT	NOMBRE	TBP GF	API	PH	K MATSON	BPD/LBM-H
58	AC.SULFHDR.	-76.270	45.300	34.380	9.077	2.91834
1	METANO	-258.350	340.000	16.042	19.529	3.66348
2	ETANO	-127.200	243.700	30.068	18.369	3.46414
3	PROPANO	-43.400	147.200	44.094	14.706	5.95211
5	I-BUTANO	11.220	119.800	58.120	13.817	7.07412
4	N-BUTANO	31.430	110.600	58.120	13.499	6.81514
7	I-PENTANO	82.460	95.000	72.146	13.052	7.91470
6	N-PENTANO	97.260	92.700	72.146	13.036	7.83433
0	2,2DM-BUTANO	121.530	84.990	86.172	12.763	9.03187
10	I-HEXANO	140.820	83.600	86.172	12.825	8.97761
0	3-M-PENTANO	145.910	80.000	86.172	12.646	8.82736
9	N-HEXANO	156.060	81.600	86.172	12.812	8.89413
0	MICCLOPENTAN	160.930	56.290	84.156	11.320	7.65441
0	CTE001	250.556	52.260	110.404	11.585	9.82525
0	CTE002	295.306	48.540	123.689	11.586	10.78586
0	CTE003	371.262	42.870	149.007	11.585	12.58440
0	CTE004	450.820	37.640	179.517	11.586	14.70640
0	CTE005	528.566	33.060	213.475	11.585	17.01683
0	CTE006	605.233	29.040	251.132	11.586	19.52719
0	CTE007	683.461	25.290	293.835	11.586	22.31396
0	CTE008	762.681	21.820	341.410	11.585	25.35301
0	CTE009	827.204	19.220	383.286	11.586	27.98002
0	CTE010	874.310	17.420	415.468	11.585	29.96707
0	CTE011	922.991	15.650	450.078	11.585	32.07759
0	CTE012	973.969	13.890	487.675	11.586	34.34146
0	CTE013	1024.381	12.220	525.961	11.585	36.61209
0	CTE014	1074.576	10.640	565.085	11.586	38.90308
0	CTE015	1124.677	9.120	604.786	11.585	41.19102
0	CTE016	1169.638	7.820	640.907	11.586	43.24767
0	CTE017	1232.539	6.070	691.641	11.586	46.08488
0	CTE018	1325.768	3.630	766.300	11.585	50.15368
0	CTE019	1427.943	1.150	845.346	11.586	54.31199
0	CTE020	1475.000	-2.100	845.706	11.395	53.00389
63	AGUA	212.026	10.000	18.016	8.758	1.23472

TESIS PROFESIONAL  
PLANTA COMBINADA "AS"  
LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
CLIENTE FISC UNAM

CONTRATO TESIS  
FECHA 05 ABR. 1993 13:16:50

HECHO POR GGM  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CRUDO DE OPERACION

SINPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	CRUDO TOTAL 1 L10		CRUDO TREN A 2 L10		L10. ASOCIADO 201 L10		SAL.HORMO TREN A 3 MEZ		L10. ASOCIADO 301 LSAT	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AC.SULFURICO	7.916	0.149	3.958	0.149	3.958	0.149	3.958	0.149	0.034	0.004
METANO	10.373	0.196	5.186	0.196	5.186	0.196	5.186	0.196	0.024	0.003
ETANO	19.048	0.359	9.524	0.359	9.524	0.359	9.524	0.359	0.069	0.008
PROPANO	41.269	0.778	20.634	0.778	20.634	0.778	20.634	0.778	0.210	0.025
1-BUTANO	52.501	0.990	26.251	0.990	26.251	0.990	26.251	0.990	0.343	0.040
N-BUTANO	200.353	3.776	100.177	3.776	100.177	3.776	100.177	3.776	1.431	0.168
1-PENTANO	260.622	4.912	130.311	4.912	130.311	4.912	130.311	4.912	2.440	0.286
N-PENTANO	334.240	6.300	167.120	6.300	167.120	6.300	167.120	6.300	3.255	0.381
2,2DM-BUTANO	2.266	0.043	1.133	0.043	1.133	0.043	1.133	0.043	0.011	0.001
1-HEXANO	103.055	1.942	51.527	1.942	51.527	1.942	51.527	1.942	1.272	0.149
3-N-PENTANO	39.645	0.747	19.823	0.747	19.823	0.747	19.823	0.747	0.234	0.027
N-HEXANO	141.591	2.669	70.796	2.669	70.796	2.669	70.796	2.669	1.561	0.218
NCILOCOPENTAN	45.720	0.862	22.860	0.862	22.860	0.862	22.860	0.862	0.319	0.037
C1E001	92.029	1.735	46.015	1.735	46.015	1.735	46.015	1.735	1.205	0.150
C1E002	771.217	14.535	385.609	14.535	385.609	14.535	385.609	14.535	15.456	1.809
C1E003	540.822	10.193	270.411	10.193	270.411	10.193	270.411	10.193	20.231	2.368
C1E004	448.095	8.445	224.028	8.445	224.028	8.445	224.028	8.445	32.347	3.787
C1E005	416.342	7.847	208.171	7.847	208.171	7.847	208.171	7.847	55.677	6.518
C1E006	354.280	6.677	177.140	6.677	177.140	6.677	177.140	6.677	80.433	9.416
C1E007	275.823	5.199	137.912	5.199	137.912	5.199	137.912	5.199	93.135	10.903
C1E008	255.385	4.813	127.693	4.813	127.693	4.813	127.693	4.813	108.855	12.743
C1E009	191.790	3.615	95.895	3.615	95.895	3.615	95.895	3.615	89.666	10.496
C1E010	234.634	4.422	117.317	4.422	117.317	4.422	117.317	4.422	113.471	13.283
C1E011	121.514	2.290	60.757	2.290	60.757	2.290	60.757	2.290	59.837	7.005
C1E012	71.501	1.348	35.751	1.348	35.751	1.348	35.751	1.348	35.526	4.159
C1E013	50.336	0.949	25.168	0.949	25.168	0.949	25.168	0.949	25.106	2.939
C1E014	38.536	0.726	19.268	0.726	19.268	0.726	19.268	0.726	19.250	2.254
C1E015	30.880	0.582	15.440	0.582	15.440	0.582	15.440	0.582	15.435	1.807
C1E016	20.470	0.386	10.235	0.386	10.235	0.386	10.235	0.386	10.234	1.198
C1E017	37.433	0.706	18.716	0.706	18.716	0.706	18.716	0.706	18.716	2.191
C1E018	32.466	0.612	16.233	0.612	16.233	0.612	16.233	0.612	16.233	1.900
C1E019	27.341	0.515	13.670	0.515	13.670	0.515	13.670	0.515	13.670	1.600
C1E020	36.366	0.685	18.183	0.685	18.183	0.685	18.183	0.685	18.183	2.129
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	5305.821	100.000	2652.910	100.000	2652.910	100.000	2652.910	100.000	854.248	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	1146877	520215	573439	260107	573439	260107	573439	260107	326397	148051
TEMPERATURA F * C	68.00	20.00	424.00	217.78	424.00	217.78	638.42	336.90	638.42	336.90
PRECION PSIG*KG/CM2 HAR. (P. ATH = 12,2000 PSIA)	483.59	34.001	206.24	14.501	206.24	14.501	25.60	1.800	25.60	1.800
PESO MOLECULAR*% WATSON										
DENS RELATIVA A 60 F*API	216.155	11.694	216.155	11.694	216.155	11.694	216.155	11.694	382.087	11.580
BPD A 60 F	0.87334	30.521	0.87334	30.521	0.87334	30.521	0.87334	30.521	0.95047	17.373
NMPCD 68F, 1 KG*60F, 1ATH	90000.0		45000.0		45000.0		45000.0		23335.2	
DENS A PYI LB/FT3*G/CM3	50.704	48.325	25.352	24.162	25.352	24.162	25.352	24.162	8.164	7.780
GPM A P Y T	54.3308	0.87029	47.9145	0.76752	47.9145	0.76752	1.0480	0.01679	50.7069	0.81225
VAPORIZACION MOLAR*PEO	2631.8		1492.1		1492.1		0.67800	0.43081	802.5	

CALOR ESP A PYT BTU/LB-F	0.4310	0.6223	0.6223	0.6930
CP/CV	1.0599	1.0758	1.0758	1.0442
VISCOSIDAD CENTIPOISE	18.2680	0.8714	0.8714	1.8514
COND. TERMIC BTU/N-FT-F	0.0768	0.0686	0.0686	0.0582
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.3483	0.1039	0.1039	0.0242
TEMS. SUPERFICIAL DIN/CM				14.9713
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-9248.69	31163.91	31163.91	70310.87
ENTALPIA NGTU/H	-49071.9	82675.1	82675.1	186528.4
MODULO	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL

PLANTA COMBINADA "AS"  
LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
CLIENTE FISC UNAM

CONTRATO TESIS  
FECHA 05 ABR. 1993 13:16:50

HECHO POR GCM  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CRUDO DE OPERACION

SIMPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	VAPOR ASOCIADO 302 VSAT		CRUDO TREN B 22 L10		L10. ASOCIADO 221 L10		SAL. NORMO TREN A 33 MEZ		L10. ASOCIADO 331 L6AT	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE										
AC.SULFONIOR.	3.924	0.218	3.958	0.149	3.958	0.149	3.958	0.149	0.033	0.004
METANO	5.163	0.287	5.186	0.196	5.186	0.196	5.186	0.196	0.023	0.003
ETANO	9.455	0.526	9.524	0.359	9.524	0.359	9.524	0.359	0.066	0.008
PROPANO	20.425	1.136	20.634	0.778	20.634	0.778	20.634	0.778	0.201	0.024
I-BUTANO	25.907	1.440	26.251	0.990	26.251	0.990	26.251	0.990	0.328	0.039
M-BUTANO	98.745	5.490	100.177	3.776	100.177	3.776	100.177	3.776	1.368	0.164
I-PENTANO	127.871	7.109	130.311	4.912	130.311	4.912	130.311	4.912	2.326	0.279
M-PENTANO	163.865	9.110	167.120	6.300	167.120	6.300	167.120	6.300	3.101	0.372
2,2DM-BUTANO	1.122	0.062	1.133	0.043	1.133	0.043	1.133	0.043	0.010	0.001
I-HEXANO	50.255	2.794	51.527	1.942	51.527	1.942	51.527	1.942	1.209	0.143
3-M-PENTANO	19.589	1.089	19.823	0.747	19.823	0.747	19.823	0.747	0.219	0.026
M-HEXANO	68.934	3.833	70.796	2.669	70.796	2.669	70.796	2.669	1.768	0.212
MCICLOPENTAN	22.542	1.253	22.860	0.862	22.860	0.862	22.860	0.862	0.298	0.036
CTE001	44.729	2.487	46.015	1.735	46.015	1.735	46.015	1.735	1.198	0.144
CTE002	370.153	20.579	385.609	14.535	385.609	14.535	385.609	14.535	14.380	1.725
CTE003	250.180	13.999	270.411	10.193	270.411	10.193	270.411	10.193	18.781	2.253
CTE004	191.681	10.657	224.028	8.445	224.028	8.445	224.028	8.445	30.034	3.602
CTE005	152.495	8.478	208.171	7.847	208.171	7.847	208.171	7.847	51.969	6.233
CTE006	96.707	5.377	177.140	6.677	177.140	6.677	177.140	6.677	76.039	9.120
CTE007	44.776	2.489	137.912	5.199	137.912	5.199	137.912	5.199	89.760	10.766
CTE008	18.838	1.047	127.693	4.813	127.693	4.813	127.693	4.813	106.845	12.815
CTE009	6.229	0.346	95.895	3.615	95.895	3.615	95.895	3.615	88.868	10.659
CTE010	3.866	0.214	117.317	4.422	117.317	4.422	117.317	4.422	112.927	13.544
CTE011	0.920	0.051	60.757	2.290	60.757	2.290	60.757	2.290	59.696	7.160
CTE012	0.225	0.013	35.751	1.348	35.751	1.348	35.751	1.348	35.488	4.256
CTE013	0.062	0.003	25.168	0.949	25.168	0.949	25.168	0.949	25.095	3.010
CTE014	0.018	0.001	19.268	0.726	19.268	0.726	19.268	0.726	19.247	2.309
CTE015	0.005	0.000	15.440	0.582	15.440	0.582	15.440	0.582	15.434	1.851
CTE016	0.001	0.000	10.235	0.386	10.235	0.386	10.235	0.386	10.234	1.227
CTE017	0.000	0.000	18.716	0.706	18.716	0.706	18.716	0.706	18.716	2.245
CTE018	0.000	0.000	16.233	0.612	16.233	0.612	16.233	0.612	16.233	1.947
CTE019	0.000	0.000	13.670	0.515	13.670	0.515	13.670	0.515	13.670	1.640
CTE020	0.000	0.000	18.183	0.685	18.183	0.685	18.183	0.685	18.183	2.181
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H										
	1798.662	100.000	2652.910	100.000	2652.910	100.000	2652.910	100.000	833.748	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	24704.1	112056.	57343.9	260107.	57343.9	260107.	57343.9	260107.	321387.	145779.
TEMPERATURA F * C	638.42	336.90	404.24	206.80	404.24	206.80	644.36	340.20	644.36	340.20
PRECION PSIG/KG/CM2 MAN. (P. ATN = 12.2000 PSIA)	25.60	1.800	184.90	13.000	184.90	13.000	25.60	1.800	25.60	1.800
PESO MOLECULAR*KG WATSON										
	137.347	11.845	216.155	11.694	216.155	11.694	216.155	11.694	385.473	11.580
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.78877	47.893	0.87334	30.521	0.87334	30.521	0.87334	30.521	0.95163	17.193
BPD A 60 F	21464.9		45000.0		45000.0		45000.0		23145.8	
HMPCSD 68F,1 KG*60F,1ATN										
	17.189	16.382	25.352	24.162	25.352	24.162	25.352	24.162	7.968	7.954
DENS A PTT LB/FT3/G/CM3	0.45668	0.00732	48.3426	0.77437	48.3426	0.77437	1.0309	0.01651	50.7047	0.81221
GPM A P T J			1478.9		1478.9				790.2	
FT3/SEG A P T T	150.209									



VAPORIZACION MOLAR*PESO				0.48572	0.43954	
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F	0.6466	0.6122	0.6122			0.6952
CP/CV	1.0281	1.0745	1.0745			1.0639
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0116	0.9477	0.9477			1.8728
COND. TERMIC BTU/H-FY-F	0.0234	0.0690	0.0690			0.0580
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.9644	0.0951	0.0951			0.0243
TENS. SUPERFICIAL DIN/CM				14.9394		14.9394
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	52161.33	28515.56	28515.56	71341.75		111083.20
ENTALPIA MBTU/H	93820.6	75649.2	75649.2	189263.3		92615.4
MODULO	2005	2005	2005	2005		2005 TESIS PROF

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA \*AS\*  
 LOCALIZACION SALAMANCA, CTO  
 CLIENTE FESC UNAH

CONTRATO TESIS  
 FECHA 05 ABR. 1993 13:16:50

HECHO POR CON  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CRUDO DE OPERACION

SIMPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	VAPOR ASOCIADO 332 VSAT		QUEROSINA 4 LIQ		COL. PRIMARIO 5 LIQ		RESIDUO PRIMARIO 6 LIQ		DOP. PRIMARIO 7 LIQ	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE										
AC.SULFIDR.	3.925	0.216	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	5.164	0.284	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	9.458	0.520	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	20.433	1.123	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-BUTANO	25.922	1.425	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	98.808	5.432	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-PENTANO	127.984	7.035	0.011	0.002	0.005	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	164.019	9.016	0.021	0.004	0.009	0.002	0.000	0.000	0.003	0.001
2,2OH-BUTANO	1.122	0.062	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-HEXANO	50.319	2.766	0.016	0.003	0.009	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
3-H-PENTANO	19.604	1.078	0.005	0.001	0.005	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	69.028	3.794	0.037	0.007	0.014	0.003	0.000	0.000	0.003	0.001
NOCTOCLPENTAN	22.562	1.240	0.021	0.004	0.009	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE001	44.817	2.464	0.347	0.066	0.080	0.017	0.000	0.000	0.007	0.002
CTE002	371.228	20.407	10.673	2.031	2.184	0.467	0.006	0.002	0.206	0.060
CTE003	251.630	13.832	60.522	11.517	9.168	1.960	0.025	0.005	1.011	0.295
CTE004	193.994	10.664	270.280	51.433	40.328	8.622	0.185	0.060	5.483	1.600
CTE005	156.202	8.587	179.884	34.231	200.502	42.867	1.484	0.482	27.289	7.963
CTE006	101.101	5.558	3.684	0.701	200.413	42.848	9.249	3.004	112.336	32.797
CTE007	48.151	2.647	0.000	0.000	14.864	3.178	30.259	9.828	137.332	40.073
CTE008	20.848	1.146	0.000	0.000	0.140	0.030	51.088	16.593	46.515	13.573
CTE009	7.027	0.386	0.000	0.000	0.000	0.000	44.761	14.538	8.921	2.603
CTE010	4.390	0.241	0.000	0.000	0.000	0.000	56.664	18.404	3.136	0.915
CTE011	1.061	0.058	0.000	0.000	0.000	0.000	29.656	9.632	0.360	0.105
CTE012	0.262	0.014	0.000	0.000	0.000	0.000	17.491	5.681	0.034	0.010
CTE013	0.073	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000	12.319	4.001	0.003	0.001
CTE014	0.021	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	9.431	3.063	0.000	0.000
CTE015	0.006	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	7.559	2.455	0.000	0.000
CTE016	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	5.009	1.627	0.000	0.000
CTE017	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	9.163	2.976	0.000	0.000
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	7.947	2.581	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.694	2.174	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	8.901	2.891	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	1819.163	100.000	525.500	100.000	467.730	100.000	307.890	100.000	342.700	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	252051.	114329.	98231.	44557.	106437.	48279.	136789.	62047.	96350.	43704.
TEMPERATURA F * C	644.36	340.20	363.32	184.07	464.03	240.02	440.00	226.67	548.15	286.75
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN.	25.60	1.800	118.00	8.297	120.22	8.453	245.00	17.226	129.90	9.133
(P. ATM = 12.2000 PSIA)										
PEO MOLECULAR*KG WATSON										
	138.554	11.840	186.930	11.585	227.560	11.586	444.280	11.575	281.149	11.586
DENS RELATIVA A 60 *API	0.79043	47.516	0.84270	36.413	0.86904	31.323	0.96809	14.665	0.89780	26.108
BPD A 60 F	21854.2		7988.9		8393.9		9683.9		7355.0	
MPPCSD 68F, 1 KG*60F, 1ATM										
	17.385	16.569	5.022	4.786	4.470	4.260	2.942	2.804	3.275	3.121
DENS A PTT LB/FT3*G/CM3	0.4584	0.00734	47.5669	0.76195	47.7415	0.76475	55.0268	0.88144	48.4904	0.77674
GPM A P Y T			257.5		278.0		309.9		247.7	
FT3/SEG A P Y T	152.746									

CALOR ESP A PTT BTU/LB-F	0.6488	0.6046	0.6432	0.5989	0.6688
CP/CV	1.0277	1.0901	1.0768	1.0294	1.0617
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0116	0.4224	0.4549	10.1331	0.4020
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0235	0.0725	0.0680	0.0613	0.0639
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.9644	0.0579	0.0637	0.2151	0.0762
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	53127.70	17539.63	36529.57	69992.23	62009.92
ENTALPIA MBTU/H	96447.9	9217.1	17086.0	21549.9	21259.8
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "A"  
 LOCALIZACION BALAMUNCA, QTO  
 CLIENTE PESC UNAM

CONTRATO TESIS  
 FECHA 05 ABR. 1993 13:16:50

MECHO POR GCM  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CRUDO DE OPERACION

SIMPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	REC. SUP. ATN.		GOL AV		GOP AV		REC. INF. ATN.		RESIDUO PRIMARIO	
	8 LTO	% NOL	9 LTO	% NOL	10 LTO	% NOL	11 LTO	% NOL	12 LTO	% NOL
COMPONENTE	LB-NOL/H	% NOL	LB-NOL/H	% NOL	LB-NOL/H	% NOL	LB-NOL/H	% NOL	LB-NOL/H	% NOL
AC. SULFONOR.	0.042	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.029	0.002	0.000	0.000
METANO	0.021	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.015	0.001	0.000	0.000
ETANO	0.064	0.003	0.194	0.025	0.010	0.003	0.029	0.002	0.000	0.000
PROPANO	0.254	0.012	0.000	0.000	0.000	0.000	0.131	0.009	0.000	0.000
1-BUTANO	0.488	0.023	0.000	0.000	0.000	0.000	0.233	0.016	0.000	0.000
N-BUTANO	2.290	0.108	0.000	0.000	0.000	0.000	1.032	0.071	0.000	0.000
1-PENTANO	4.665	0.220	0.000	0.000	0.000	0.000	1.962	0.133	0.000	0.000
N-PENTANO	6.595	0.311	0.000	0.000	0.000	0.000	2.747	0.189	0.000	0.000
2,2-DIM-BUTANO	0.042	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.029	0.002	0.000	0.000
1-HEXANO	2.841	0.134	0.000	0.000	0.000	0.000	1.134	0.078	0.000	0.000
3-N-PENTANO	1.103	0.052	0.000	0.000	0.000	0.000	0.451	0.031	0.000	0.000
N-HEXANO	4.423	0.218	0.000	0.000	0.000	0.000	1.788	0.123	0.000	0.000
HECICLOPENTAN	1.781	0.084	0.000	0.000	0.000	0.000	0.698	0.048	0.000	0.000
CTE001	7.422	0.350	0.000	0.000	0.000	0.000	2.267	0.156	0.000	0.000
CTE002	164.223	4.915	0.031	0.004	0.000	0.000	29.883	2.056	0.006	0.002
CTE003	191.142	9.014	0.264	0.034	0.000	0.000	46.715	3.214	0.025	0.008
CTE004	502.792	23.711	2.925	0.376	0.017	0.005	98.433	6.786	0.185	0.060
CTE005	1118.883	52.766	24.937	3.206	0.328	0.095	267.105	18.377	1.484	0.482
CTE006	170.107	8.022	138.004	17.742	5.068	1.468	641.320	44.137	9.249	3.004
CTE007	1.103	0.052	309.338	39.769	36.791	10.657	320.433	22.046	30.259	9.828
CTE008	0.000	0.000	218.082	28.037	97.251	28.170	33.953	2.336	51.088	16.393
CTE009	0.000	0.000	58.143	7.475	84.598	24.505	2.328	0.160	44.761	14.338
CTE010	0.000	0.000	22.977	2.954	84.519	24.482	0.363	0.025	56.664	18.404
CTE011	0.000	0.000	2.691	0.346	27.404	7.958	0.015	0.001	29.656	9.632
CTE012	0.000	0.000	0.233	0.030	7.291	2.112	0.000	0.000	17.491	5.681
CTE013	0.000	0.000	0.016	0.002	1.647	0.477	0.000	0.000	12.319	4.001
CTE014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.273	0.079	0.000	0.000	9.431	3.063
CTE015	0.000	0.000	0.000	0.000	0.031	0.009	0.000	0.000	7.559	2.455
CTE016	0.000	0.000	0.000	0.000	0.003	0.001	0.000	0.000	5.009	1.627
CTE017	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	9.163	2.976
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	7.947	2.581
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.694	2.174
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	8.901	2.891
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-NOL/H	2120.480	100.000	777.837	100.000	345.231	100.000	1453.490	100.000	307.890	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	416229	188799	239070	108440	129830	58890	354309	160712	136789	62047
TEMPERATURA F * C	414.28	212.38	221.48	105.27	469.40	243.00	507.80	264.33	612.00	322.22
PRESION PSIG*KG/CM2 MAX. (P. ATN = 12.2000 PSIA)	95.00	6.679	99.95	7.027	134.20	9.436	97.22	6.836	255.00	17.929
PESO MOLECULAR*KG WATSON	196.290	11.591	307.352	11.586	376.067	11.586	243.764	11.589	444.280	11.575
DENS RELATIVA A 60 F*API BPO A 60 F	0.84942	33.084	0.90981	24.027	0.93731	19.465	0.87900	29.479	0.96809	11.665
WPPCSD 88F, 1 KG*60F, 1ATN	33583.0		18008.8		9493.0		27625.2		9683.9	
	20.264	19.313	7.433	7.084	3.299	3.144	13.890	13.238	2.942	2.804
DENS A PVT LB/FT3*G/DWG	47.0970	0.75442	54.2806	0.86949	52.6660	0.84363	47.6650	0.76352	52.6857	0.84394
GM A P P Y	1101.8		549.1		307.3		926.7		323.7	
CALOR ESP A PVT BTU/LB-F	0.6284		0.5022		0.6160		0.6598		0.6748	

CP/CV	1.0900	1.0429	1.0376	1.0736	1.0327
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.4114	2.7273	1.6248	0.3904	3.4809
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0708	0.0703	0.0628	0.0662	0.0577
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0476	0.0869	0.1049	0.0539	0.1959
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	24861.59	9706.04	66586.84	64601.79	118725.60
ENTALPIA MBTU/H	52718.5	7552.0	22987.8	67735.2	36554.4
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "AS"  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESIS  
 FECHA 05 ABR. 1993 13:16:50

MECIO POR GCM  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CRUDO DE OPERACION

SINPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	REC. INF. VACIO		RESIDUO DE VACIO		NAFTA		NAFTA PESADA	
	13 L1Q	13 L1Q	14 L1Q	14 L1Q	15 L1Q	15 L1Q	16 L1Q	16 L1Q
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AC.SULFURIC.	0.000	0.000	0.000	0.000	5.793	0.289	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000	2.165	0.108	0.000	0.000
ETANO	0.044	0.003	0.005	0.001	11.406	0.569	0.000	0.000
PROPANO	0.000	0.000	0.000	0.000	34.660	1.729	0.000	0.000
I-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	48.672	2.428	0.000	0.000
N-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	189.998	9.478	0.007	0.001
I-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	254.887	12.715	0.039	0.006
N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	328.698	16.397	0.066	0.010
2,2DM-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	2.245	0.112	0.000	2.000
1-MEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	102.256	5.100	0.059	0.009
3-M-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	39.351	1.963	0.026	0.004
N-MEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	140.624	7.015	0.157	0.024
NICLOPENTAN	0.000	0.000	0.000	0.000	45.385	2.264	0.079	0.012
CTE001	0.000	0.000	0.000	0.000	89.266	4.453	2.195	0.335
CTE002	0.000	0.000	0.000	0.000	665.213	33.183	90.936	13.876
CTE003	0.000	0.000	0.000	0.000	44.001	2.195	428.027	65.314
CTE004	0.073	0.005	0.005	0.001	0.060	0.003	131.155	20.013
CTE005	1.382	0.095	0.053	0.011	0.000	0.000	2.595	0.396
CTE006	21.256	1.468	0.735	0.154	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE007	155.033	10.657	5.812	1.217	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE008	409.804	28.170	24.682	5.168	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE009	356.488	24.505	44.087	9.231	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE010	356.153	24.482	86.722	18.158	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE011	115.478	7.938	63.749	13.348	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE012	30.724	2.112	46.694	9.777	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE013	6.939	0.477	36.402	7.622	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE014	1.149	0.079	28.856	6.042	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE015	0.131	0.009	23.316	4.882	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE016	0.015	0.001	15.469	3.239	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.000	0.000	28.302	5.926	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.000	0.000	24.544	5.139	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	20.675	4.329	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	27.490	5.756	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	1454.769	100.000	477.600	100.000	2004.660	100.000	655.340	100.000
FLUJO TOTAL LB/R * KG/R	547090.248156		253301.114895		185112.83965		99403.45088	
TEMPERATURA F * C	469.60	243.00	639.96	337.76	88.16	31.20	294.68	145.93
PREISION PSI(G*G)/CM2 MAN.	59.17	4.160	300.00	21.093	210.00	14.765	108.30	7.615
(P. ATH = 12.2000 PSIA)								
PESO MOLECULAR*KG WATSON								
	376.067	11.586	530.362	11.568	92.341	12.257	151.682	11.586
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.93731	19.465	0.99476	10.748	0.70421	69.434	0.81637	42.254
WPD A 60 F		40002.6		17451.7		18015.3		8365.5
WPCSD 60F, 1 KG*60F, TATH								
	13.902	13.250	4.564	4.350	19.157	18.258	6.263	5.969
DENS A PVT LB/FI3*G/CM3	52.6660	0.84363	54.2386	0.86882	43.3735	0.69478	46.7418	0.74873
GPM A P Y T		1295.1		582.2		532.1		265.1
CALOR ESP A PVT BTU/LB-F		0.6163		0.6821		0.5070		0.5805

CP/CM	1.0381	1.0262	1.1664	1.1110
VISCOSIDAD CENTIPOISE	1.6248	11.1155	0.3463	0.3043
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0628	0.0554	0.0943	0.0767
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0511	0.2587	0.0805	0.0483
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	66487.63	151284.20	-4842.57	7629.33
ENTALPIA HBTU/H	98724.1	72233.3	-9707.7	4909.8

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "AS"  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESIS  
 FECHA 04 MAY. 1993 10:32:53

HECHO POR GCM  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA 110000 BPD CASO "A" SIN DESPUNTADORA SIN DESVIO REV 3

SINXOC-11

# IDENT	NOMBRE	TBP GF	API	PH	K WATSON	BPD/LEM-R
58	AC. SULFRIDW.	-76.270	45.300	34.080	9.077	2.91834
1	METANO	-258.350	340.000	16.042	19.529	3.66348
2	ETANO	-127.200	243.700	30.068	18.349	5.46414
3	PROPANO	-43.400	147.200	44.094	14.706	5.95211
5	1-BUTANO	11.220	119.800	58.120	13.817	7.07412
4	N-BUTANO	31.430	110.600	58.120	13.499	6.81514
7	1-PENTANO	82.460	95.000	72.146	13.052	7.91470
6	N-PENTANO	97.260	92.700	72.146	13.036	7.83433
0	2,2DM-BUTANO	121.530	84.900	86.172	12.763	9.03187
10	1-HEXANO	140.820	83.600	86.172	12.825	8.97761
0	3-H-PENTANO	145.910	80.000	86.172	12.646	8.82736
9	N-HEXANO	156.060	81.600	86.172	12.812	8.89413
0	NCICLOPENTAN	160.930	56.290	84.156	11.320	7.65441
0	CTE001	250.556	52.240	110.404	11.585	9.82525
0	CTE002	295.306	48.540	123.689	11.586	10.78566
0	CTE003	371.262	42.870	149.007	11.585	12.58440
0	CTE004	450.820	37.640	179.517	11.586	14.70640
0	CTE005	528.566	33.080	213.475	11.585	17.01683
0	CTE006	605.233	29.040	251.132	11.586	19.52719
0	CTE007	683.461	25.290	293.835	11.586	22.31596
0	CTE008	762.681	21.820	341.410	11.585	25.35301
0	CTE009	827.204	19.220	383.286	11.586	27.98002
0	CTE010	874.310	17.420	415.468	11.585	29.96707
0	CTE011	922.991	15.650	450.078	11.585	32.07759
0	CTE012	973.969	13.890	487.675	11.586	34.34146
0	CTE013	1024.381	12.220	525.961	11.585	36.61209
0	CTE014	1074.576	10.640	565.085	11.586	38.90308
0	CTE015	1124.677	9.120	604.786	11.585	41.19102
0	CTE016	1169.638	7.820	640.907	11.586	43.24767
0	CTE017	1232.539	6.070	691.641	11.586	46.08488
0	CTE018	1325.768	3.630	766.300	11.585	50.15588
0	CTE019	1427.943	1.150	843.344	11.586	54.31199
0	CTE020	1475.000	-2.100	843.706	11.395	53.00389
63	AGUA	212.026	10.000	18.016	8.758	1.23472



TESTIS PROFESIONAL  
PLANTA COMBINADA "AS"  
LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
CLIENTE FERC UNAM

CONTRATO TESTIS  
FECHA 04 MAY. 1993 10:32:53

RECNO POR GCR  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA 110000 BPD CASO "A" SIN DESPUNTAJORA SIN DESVIO REV 3 SIMPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	CRUDO TOTAL 1 LIQ		CRUDO ALIM. HORNOS 2 LIQ		LIQUIDO ASOCIADO 201 LIQ		CRUDO SAL. HORNOS 3 MEZ		LIQUIDO ASOCIADO 301 LSAT	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AC.SULFIDR.	9.675	0.149	9.675	0.149	9.675	0.149	9.675	0.149	0.060	0.004
METANO	12.678	0.196	12.678	0.196	12.678	0.196	12.678	0.196	0.044	0.003
ETANO	23.281	0.359	23.281	0.359	23.281	0.359	23.281	0.359	0.123	0.007
PROPANO	50.439	0.778	50.439	0.778	50.439	0.778	50.439	0.778	0.364	0.022
1-BUTANO	64.168	0.990	64.168	0.990	64.168	0.990	64.168	0.990	0.582	0.035
N-BUTANO	244.876	3.776	244.876	3.776	244.876	3.776	244.876	3.776	2.409	0.144
I-PENTANO	318.538	4.912	318.538	4.912	318.538	4.912	318.538	4.912	4.017	0.259
N-PENTANO	408.516	6.300	408.516	6.300	408.516	6.300	408.516	6.300	5.323	0.317
2,2DM-BUTANO	2.769	0.043	2.769	0.043	2.769	0.043	2.769	0.043	0.016	0.001
I-HEXANO	125.956	1.942	125.956	1.942	125.956	1.942	125.956	1.942	2.038	0.121
3-M-PENTANO	48.455	0.747	48.455	0.747	48.455	0.747	48.455	0.747	0.330	0.020
N-HEXANO	173.056	2.669	173.056	2.669	173.056	2.669	173.056	2.669	2.961	0.176
MCICLOPENTAN	55.880	0.862	55.880	0.862	55.880	0.862	55.880	0.862	0.447	0.027
CTE001	112.480	1.735	112.480	1.735	112.480	1.735	112.480	1.735	1.740	0.104
CTE002	942.599	14.535	942.599	14.535	942.599	14.535	942.599	14.535	20.580	1.226
CTE003	661.005	10.193	661.005	10.193	661.005	10.193	661.005	10.193	26.306	1.567
CTE004	547.623	8.445	547.623	8.445	547.623	8.445	547.623	8.445	41.448	2.482
CTE005	508.863	7.847	508.863	7.847	508.863	7.847	508.863	7.847	73.382	4.372
CTE006	433.009	6.677	433.009	6.677	433.009	6.677	433.009	6.677	114.761	6.838
CTE007	337.117	5.199	337.117	5.199	337.117	5.199	337.117	5.199	153.672	9.157
CTE008	312.137	4.813	312.137	4.813	312.137	4.813	312.137	4.813	212.658	12.671
CTE009	234.409	3.615	234.409	3.615	234.409	3.615	234.409	3.615	194.842	11.610
CTE010	286.775	4.422	286.775	4.422	286.775	4.422	286.775	4.422	259.417	15.457
CTE011	148.517	2.290	148.517	2.290	148.517	2.290	148.517	2.290	141.281	8.418
CTE012	87.390	1.348	87.390	1.348	87.390	1.348	87.390	1.348	85.443	5.091
CTE013	61.522	0.949	61.522	0.949	61.522	0.949	61.522	0.949	60.933	3.631
CTE014	47.100	0.726	47.100	0.726	47.100	0.726	47.100	0.726	46.918	2.796
CTE015	37.742	0.582	37.742	0.582	37.742	0.582	37.742	0.582	37.687	2.246
CTE016	25.019	0.386	25.019	0.386	25.019	0.386	25.019	0.386	25.004	1.490
CTE017	45.751	0.706	45.751	0.706	45.751	0.706	45.751	0.706	45.744	2.726
CTE018	39.681	0.612	39.681	0.612	39.681	0.612	39.681	0.612	39.680	2.364
CTE019	33.417	0.515	33.417	0.515	33.417	0.515	33.417	0.515	33.417	1.991
CTE020	44.447	0.685	44.447	0.685	44.447	0.685	44.447	0.685	44.447	2.648
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	6484.892	100.000	6484.892	100.000	6484.892	100.000	6484.892	100.000	1678.276	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	1401739.	635818.	1401739.	635818.	1401739.	635818.	1401739.	635818.	690724.	313307.
TEMPERATURA F * C	68.00	20.00	451.00	232.78	451.00	232.78	690.00	365.56	690.00	365.56
PRECION PSIG*KG/CM2 N.H.	483.59	34.001	176.00	12.375	176.00	12.375	26.00	1.828	26.00	1.828
(P. ATM = 12.2000 PSIA)										
PSO MOLECULAR*KG WATSON										
DENS RELATIVA A 60 F*API	216.155	11.694	216.155	11.694	216.155	11.694	216.154	11.694	411.568	11.578
BPD A 60 F	0.87334	30.521	0.87334	30.521	0.87334	30.521	0.87334	30.521	0.96037	15.839
WPCSD 68F, 1 KG/60F, 1ATM	110000.0		110000.0		110000.0		110000.0		49292.0	
DENS A PVT LB/FI3*G/CM3	61.972	59.064	61.972	59.064	61.972	59.064	61.972	59.064	16.038	15.286
GEN A P Y T	54.3308	0.87029	47.3024	0.75771	47.3024	0.75771	0.9280	0.01487	50.6785	0.81179
VAPORIZACION MOLAR*PEPO	3216.6		3694.6		3694.6				1699.3	
							0.74120	0.50724		

CALOR ESP A PVT BTU/LB-F	0.4310	0.6367	0.6367		0.7115
CP/CV	1.0599	1.0790	1.0790		1.0420
VISCOSIDAD CENTIPOISE	18.2680	0.7812	0.7812		2.0773
COND. TERMIC BTU/M-FT-F	0.0768	0.0679	0.0679		0.0565
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.3483	0.0880	0.0880		0.0251
TEHS. SUPERFICIAL DIN/CM				14.6681	14.6881
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-9248.69	34822.52	34822.52	79303.46	131812.90
ENTALPIA MBTU/M	-59976.8	225820.3	225820.3	514274.4	221218.4
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL

PLANTA COMBINADA "AS"  
LOCALIZACION SALAMANCA, GTD  
CLIENTE FESC UNAH

CONTRATO TESIS  
FECHA 04 MAY. 1993 10:32:53

HECHO POR GGH  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA 110000 BPD CASO "A" SIN DESPUNTIADORA SIN DEVIOS REV 3

SINPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	VAP. ASOCIADO 302 VSAT		QUEROSINA 4 LIQ		QUEROSINA 4 LIQ		GOL. PRIMARIO 5 LIQ		GOL. PRIMARIO 5 LIQ	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE										
AC.SULFIDR.	9.615	0.200	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	12.634	0.263	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	23.157	0.482	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	50.075	1.042	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-BUTANO	63.566	1.323	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	242.467	5.044	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-PENTANO	314.521	6.544	0.013	0.002	0.013	0.002	0.013	0.002	0.013	0.002
N-PENTANO	403.193	8.388	0.026	0.004	0.026	0.004	0.020	0.003	0.020	0.003
2,2DM-BUTANO	2.753	0.057	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-HEXANO	123.919	2.578	0.019	0.003	0.019	0.003	0.013	0.002	0.013	0.002
3-N-PENTANO	48.125	1.001	0.006	0.001	0.006	0.001	0.007	0.001	0.007	0.001
N-HEXANO	170.094	3.539	0.051	0.008	0.051	0.008	0.027	0.004	0.027	0.004
NOICLOPENTAN	55.433	1.153	0.026	0.004	0.026	0.004	0.013	0.002	0.013	0.002
CTE001	110.740	2.304	0.424	0.066	0.424	0.066	0.107	0.016	0.107	0.016
CTE002	922.019	19.182	12.608	1.963	12.608	1.963	2.848	0.424	2.848	0.424
CTE003	634.699	13.205	73.221	11.400	73.221	11.400	11.151	1.660	11.151	1.660
CTE004	505.976	10.527	333.726	51.960	333.726	51.960	48.623	7.238	48.623	7.238
CTE005	435.481	9.060	217.016	33.788	217.016	33.788	260.190	38.732	260.190	38.732
CTE006	318.248	6.621	5.138	0.800	5.138	0.800	302.035	44.961	302.035	44.961
CTE007	183.445	3.817	0.006	0.001	0.006	0.001	45.754	6.811	45.754	6.811
CTE008	99.479	2.070	0.000	0.000	0.000	0.000	0.954	0.142	0.954	0.142
CTE009	39.567	0.823	0.000	0.000	0.000	0.000	0.013	0.002	0.013	0.002
CTE010	27.357	0.569	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE011	7.236	0.151	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE012	1.948	0.041	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE013	0.589	0.012	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE014	0.182	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE015	0.055	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE016	0.014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.006	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	4806.616	100.000	642.280	100.000	642.280	100.000	671.770	100.000	671.770	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	711014.	322511.	120058.	54457.	120058.	54457.	155932.	70729.	155932.	70729.
TEMPERATURA F * C	690.00	365.56	374.22	190.12	110.00	43.33	489.05	253.92	120.00	48.89
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN.	26.00	1.828	118.00	8.297	108.00	7.593	120.22	8.453	118.00	8.297
(P. ATM = 12.2000 PSIA)										
ESP. MOLECULAR*KG WATSON	147.924	11.807	186.924	11.586	186.924	11.586	232.121	11.586	232.121	11.586
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.80268	44.784	0.84269	36.414	0.84269	36.414	0.87175	30.818	0.87175	30.818
BPD A 60 F	60708.1		9764.1		9764.1		12259.0		12259.0	
MPPCSO 60F, 1 KG*60F, 1ATH										
DENS A PTT LB/FT3*G/CM3	45.934	43.778	6.138	5.850	6.138	5.850	6.420	6.118	6.420	6.118
GPM A P Y T	0.4750	0.00761	47.3639	0.75870	51.7360	0.82873	47.4832	0.76061	53.4014	0.85541
FT3/SEG A P Y T	415.775		316.0		289.3		409.4		364.1	

CALOR ESP A PTT BTU/LB-F	0.6658	0.6105	0.4673	0.6544	0.4622
CP/CV	1.0254	1.0913	1.0739	1.0771	1.0577
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0118	0.4023	2.1905	0.4226	3.5233
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0244	0.0723	0.0786	0.0672	0.0758
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.9642	0.0574	0.0710	0.0636	0.0910
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	60969.29	18776.29	-7854.45	41133.66	-6791.71
ENTALPIA HBTU/H	293056.0	12059.6	-5044.8	27632.4	-4562.5
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
PLANTA COMBINADA "A"  
LOCALIZACION SALAMANCA, QTO  
CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESIS  
FECHA 04 MAY. 1993 10:32:53

HECHO POR GON  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA 110000 BPD CASO "A" SIN DESPUNTADORA SIN DESVIO REV 3

SIMPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	RESIDUO PRIMARIO 6 LIT		RESIDUO PRIMARIO 6 LIT		GOP. PRIMARIO 7 LIT		GOP. PRIMARIO 7 LIT		REC. SUP. ATH 8 LIT	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AC.SULFIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.080	0.003
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.027	0.001
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.080	0.003
PROPANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.346	0.013
1-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.638	0.024
N-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.978	0.112
1-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	5.956	0.224
N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.005	0.001	0.005	0.001	8.376	0.315
2,2DM-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.080	0.003
1-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.590	0.135
3-M-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.409	0.053
N-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.005	0.001	0.005	0.001	5.770	0.217
NOICLOPENTAN	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.234	0.084
CTE001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.011	0.002	0.011	0.002	8.881	0.336
CTE002	0.000	0.001	0.000	0.001	0.253	0.048	0.253	0.048	123.963	4.662
CTE003	0.000	0.005	0.000	0.005	1.113	0.211	1.113	0.211	222.160	8.355
CTE004	0.000	0.032	0.000	0.032	5.452	1.034	5.452	1.034	608.620	22.889
CTE005	0.000	0.225	0.000	0.225	25.445	4.826	25.445	4.826	1409.008	52.989
CTE006	0.000	1.388	0.000	1.388	107.318	20.354	107.318	20.354	251.303	9.451
CTE007	0.000	5.887	0.000	5.887	212.916	40.382	212.916	40.382	3.563	0.134
CTE008	0.000	14.237	0.000	14.237	121.801	23.101	121.801	23.101	0.000	0.000
CTE009	0.000	15.039	0.000	15.039	34.540	6.551	34.540	6.551	0.000	0.000
CTE010	0.000	20.412	0.000	20.412	15.659	2.970	15.659	2.970	0.000	0.000
CTE011	0.000	11.005	0.000	11.005	2.388	0.453	2.388	0.453	0.000	0.000
CTE012	0.000	6.560	0.000	6.560	0.301	0.057	0.301	0.057	0.000	0.000
CTE013	0.000	4.632	0.000	4.632	0.037	0.007	0.037	0.007	0.000	0.000
CTE014	0.000	3.548	0.000	3.548	0.005	0.001	0.005	0.001	0.000	0.000
CTE015	0.000	2.843	0.000	2.843	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE016	0.000	1.885	0.000	1.885	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.000	3.447	0.000	3.447	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.000	2.989	0.000	2.989	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	2.515	0.000	2.515	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	3.348	0.000	3.348	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	0.000	100.000	0.000	100.000	527.250	100.000	527.250	100.000	2659.060	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	0.	0.	0.	0.	158696.	71983.	158696.	71983.	526008.	238593.
TEMPERATURA F * C	440.00	226.67	200.00	93.33	592.99	311.66	120.00	48.89	433.35	222.97
PRESION PSIC*KG/CM2 MAX. (P. ATH = 12.2000 PSIA)	245.00	17.226	118.00	8.297	129.90	9.133	119.90	8.430	95.00	6.679
PESO MOLECULAR* K WATSON										
DENS RELATIVA A 60 F*API BPD A 60 F	463.923	11.574	463.923	11.574	300.988	11.586	300.988	11.586	197.817	11.591
MPCSD 68F, 1 KG*60F, 1ATH	0.97420	13.747	0.97420	13.747	0.90718	24.477	0.90718	24.477	0.85046	34.880
	0.0	0.0	0.0	0.0	11988.9		11988.9		42388.5	
DENS A PTT LB/FI3*G/CM3 GPI A P Y T	0.000	0.000	0.000	0.000	5.039	4.802	5.039	4.802	25.411	24.218
	55.4327	0.88795	58.6006	0.93869	48.4335	0.77583	55.6174	0.89090	46.8044	0.74973
	0.0	0.0	0.0	0.0	408.5		355.7		1461.2	
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F	0.5979		0.4797		0.6849		0.4491		0.6381	

CP/CV	1.0279	1.0264	1.0587	1.0429	1.0914
VISCOSIDAD CENTIPOISE	14.4340	499.1552	0.4006	8.8986	0.3895
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0609	0.0660	0.0622	0.0728	0.0702
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.2230	0.1456	0.0782	0.1149	0.0473
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	73210.03	12851.44	75964.52	-5236.43	27469.53
ENTALPIA MBTU/H	0.0	0.0	40052.3	-2760.9	73043.1
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "AS"  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESIS  
 FECHA 04 MAY. 1993  
 10:32:53

HECHO POR GGN  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA 110000 BPD CASO "AM" SIN DESPUNTADORA SIN DEVIOS REV 3

SINPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	REC. SUP. ATN.		COL. AV.		COL. AV.		COL. AV.		COL. AV.	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AC. SULFONDR.	0.080	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.027	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	0.080	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	0.346	0.013	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-BUTANO	0.638	0.024	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	2.978	0.112	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-PENTANO	5.956	0.224	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	8.376	0.315	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
2,2DM-BUTANO	0.080	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-HEXANO	3.590	0.135	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
3-M-PENTANO	1.409	0.053	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	5.770	0.217	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
MICLOPENTAN	2.234	0.084	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE001	8.881	0.334	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE002	123.963	4.662	0.047	0.007	0.013	0.007	0.034	0.007	0.000	0.000
CTE003	222.160	8.355	0.240	0.036	0.067	0.036	0.173	0.036	0.000	0.000
CTE004	608.620	22.889	1.517	0.228	0.423	0.228	1.094	0.228	0.004	0.001
CTE005	1409.008	52.989	10.314	1.550	2.874	1.550	7.440	1.550	0.039	0.010
CTE006	251.303	9.451	61.133	9.187	17.036	9.187	44.097	9.187	0.714	0.182
CTE007	3.563	0.134	222.060	33.371	61.881	33.371	160.179	33.371	11.748	2.995
CTE008	0.000	0.000	264.514	39.751	73.711	39.751	190.803	39.751	87.118	22.209
CTE009	0.000	0.000	74.262	11.160	20.694	11.160	53.567	11.160	113.274	28.877
CTE010	0.000	0.000	27.681	4.190	7.770	4.190	20.112	4.190	124.571	31.757
CTE011	0.000	0.000	3.167	0.476	0.883	0.476	2.285	0.476	41.815	10.660
CTE012	0.000	0.000	0.286	0.043	0.080	0.043	0.206	0.043	10.960	2.794
CTE013	0.000	0.000	0.013	0.002	0.004	0.002	0.010	0.002	1.863	0.480
CTE014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.133	0.034
CTE015	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.004	0.001
CTE016	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	2659.060	100.000	665.434	100.000	185.434	100.000	680.000	100.000	392.263	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	526008.	238593.	215044.	97542.	59926.	27162.	135119.	70561.	153788.	69757.
TEMPERATURA F * C	250.00	121.11	300.25	149.03	200.00	93.33	125.00	51.67	548.54	286.97
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 12.2000 PSIA)	85.00	5.976	99.95	7.027	90.00	6.328	90.00	6.328	134.20	9.436
PESO MOLECULAR*KG WATSON	197.817	11.591	323.164	11.586	323.164	11.586	323.164	11.586	392.053	11.586
DENS RELATIVA A 60 F*API BPO A 60 F	0.85046	34.880	0.91645	22.900	0.91645	22.900	0.91645	22.900	0.94274	18.594
MMPCSD 60F, 1 KG*60F, 1ATM	42388.5		16081.6		4481.4		11600.2		11179.9	
DENS A PVT LB/FT3*G/CM3	25.411	24.216	6.359	6.061	1.772	1.689	4.587	4.372	3.749	3.573
QPH A P Y T	50.0186	0.80122	53.6035	0.85865	35.0075	0.86113	56.1196	0.89895	51.9396	0.83199
CALOR ESP A PVT BTU/LB-F	1311.1		500.2		135.8		344.6		369.2	
	0.5401		0.5405		0.4887		0.4487		0.6502	

CP/CV	1.0750	1.0417	1.0402	1.0397	1.0377
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.8933	1.7426	4.1582	11.8884	1.4360
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0746	0.0680	0.0703	0.0719	0.0607
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0505	0.0829	0.0848	0.0938	0.1021
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	6098.35	24072.10	7381.46	-3981.33	89426.57
ENTALPIA MOTU/H	16215.9	16018.4	1368.8	-1911.0	35078.7
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005



TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "A"  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESIS  
 FECHA 04 MAY. 1993 10:32:53

RECNO POR GGR  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA 110000 BPD CASO "A" SIN DESPUNTADORA SIN DESVIO REV 3

SIMPDOC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	GOP. AV. 10 LIQ		REC. SUP. ATN. 11 LIQ		REC. SUP. ATN. 11 LIQ		RESIDUO PRIMARIO 12 LIQ		RESIDUO PRIMARIO 12 LIQ	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE										
AC.SULFONDR.	0.000	0.000	0.047	0.002	0.047	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	0.023	0.001	0.023	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	0.000	0.000	0.047	0.002	0.047	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	0.000	0.000	0.209	0.009	0.209	0.009	0.000	0.000	0.000	0.000
1-BUTANO	0.000	0.000	0.349	0.015	0.349	0.015	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	0.000	0.000	1.606	0.069	1.606	0.069	0.000	0.000	0.000	0.000
1-PENTANO	0.000	0.000	2.979	0.128	2.979	0.128	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	0.000	0.000	4.143	0.178	4.143	0.178	0.000	0.000	0.000	0.000
2,2DM-BUTANO	0.000	0.000	0.023	0.001	0.023	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
1-HEXANO	0.000	0.000	1.699	0.073	1.699	0.073	0.000	0.000	0.000	0.000
3-N-PENTANO	0.000	0.000	0.675	0.029	0.675	0.029	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	0.000	0.000	2.653	0.114	2.653	0.114	0.000	0.000	0.000	0.000
HEXICOPENTAN	0.000	0.000	1.024	0.044	1.024	0.044	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE001	0.000	0.000	3.119	0.134	3.119	0.134	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE002	0.000	0.000	40.058	1.721	40.058	1.721	0.000	0.001	0.000	0.001
CTE003	0.000	0.000	60.634	2.605	60.634	2.605	0.000	0.005	0.000	0.005
CTE004	0.004	0.001	121.059	5.201	121.059	5.201	0.000	0.032	0.000	0.032
CTE005	0.039	0.010	318.138	13.668	318.138	13.668	0.000	0.225	0.000	0.225
CTE006	0.714	0.182	840.640	36.116	840.640	36.116	0.000	1.388	0.000	1.388
CTE007	11.748	2.995	759.360	32.624	759.360	32.624	0.000	5.887	0.000	5.887
CTE008	87.118	22.209	149.246	6.412	149.246	6.412	0.000	14.237	0.000	14.237
CTE009	113.274	28.877	16.223	0.697	16.223	0.697	0.000	15.039	0.000	15.039
CTE010	124.571	31.757	3.422	0.147	3.422	0.147	0.000	20.412	0.000	20.412
CTE011	41.815	10.660	0.233	0.010	0.233	0.010	0.000	11.005	0.000	11.005
CTE012	10.960	2.794	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.560	0.000	6.560
CTE013	1.883	0.480	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	4.632	0.000	4.632
CTE014	0.133	0.034	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.548	0.000	3.548
CTE015	0.004	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.843	0.000	2.843
CTE016	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.885	0.000	1.885
CTE017	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.447	0.000	3.447
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.989	0.000	2.989
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.515	0.000	2.515
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.348	0.000	3.348
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	392.263	100.000	2327.610	100.000	2327.610	100.000	0.000	100.000	0.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	153758.	69757.	598080.	271284.	598080.	271284.	0.	0.	0.	0.
TEMPERATURA F * C	200.00	93.33	562.64	283.69	350.00	176.67	660.93	349.41	200.00	93.33
PRESION PSIG*KG/CM2 MAK. (P. ATM = 12.2000 PSIA)	118.20	8.311	97.22	6.836	87.22	6.132	255.00	17.929	235.00	16.523
PESO MOLECULAR*E WATSON										
DENS RELATIVA A 60 F*API	392.053	11.586	256.950	11.580	256.950	11.580	463.923	11.574	463.923	11.574
BPD A 60 F	0.94274	18.594	0.88623	28.165	0.88623	28.165	0.97420	13.747	0.97420	13.747
MPPCS2 68F,1 KG*60F,1ATN	11179.9		46251.3		46251.3		0.0		0.0	
DENS A PTT LB/FT3*G/CM3	3.749	3.573	22.244	21.200	22.244	21.200	0.000	0.000	0.000	0.000
GPM A P T T	56.6573	0.90756	47.5855	0.76225	50.8715	0.81688	52.4335	0.83190	58.6006	0.93869
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F	338.4		1567.0		1465.8					
	0.4811		0.6729		0.5771		0.6937		0.4796	

CP/CV	1.0320	1.0712	1.0577	1.0321	1.0262
VISCOSIDAD CENTIPOISE	24.5812	0.3583	0.7645	3.6178	499.1552
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0683	0.0648	0.0692	0.0562	0.0660
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.1275	0.0549	0.0578	0.1966	0.2764
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	11781.94	55372.00	24417.53	139526.80	13073.79
ENTALPIA MBTU/H	4621.6	128884.4	56834.5	0.0	0.0
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA \*AS\*  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESIS  
 FECHA 04 MAY. 1993 10:32:53

MENOS POR GGN  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA 110000 BPD CASO \*A\* SIN DESPUNTADORA SIN DESVIO

REV 3

SIMPDOC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	REC. INF. DE VAC. 13 LIO		REC. INF. DE VAC. 13 LIO		RESIDUO DE VACIO 14 LIO		RESIDUO DE VACIO 14 LIO		NAFTA ATMOSFERICA 15 LIO	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AC.SULFIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.077	0.097
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.385	0.018
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.126	0.146
PROPANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	16.723	0.781
1-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	34.062	1.588
N-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	150.034	7.007
1-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	249.900	11.671
N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	337.561	15.765
2,2-DI-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.441	0.114
1-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	114.833	5.363
3-N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	44.537	2.080
N-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	161.062	7.522
NOICLOPENTAN	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	52.310	2.443
CTE001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	106.024	5.045
CTE002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	808.658	37.765
CTE003	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	55.500	2.592
CTE004	0.010	0.001	0.010	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.066	0.004
CTE005	0.098	0.010	0.098	0.010	0.015	0.002	0.015	0.002	0.000	0.000
CTE006	1.776	0.182	1.776	0.182	0.270	0.036	0.270	0.036	0.000	0.000
CTE007	29.223	2.995	29.223	2.995	3.979	0.530	3.979	0.530	0.000	0.000
CTE008	216.701	22.209	216.701	22.209	29.594	3.942	29.594	3.942	0.000	0.000
CTE009	281.764	28.877	281.764	28.877	66.290	8.830	66.290	8.830	0.000	0.000
CTE010	309.865	31.757	309.865	31.757	138.669	18.471	138.669	18.471	0.000	0.000
CTE011	104.014	10.660	104.014	10.660	103.399	13.773	103.399	13.773	0.000	0.000
CTE012	27.262	2.794	27.262	2.794	76.042	10.129	76.042	10.129	0.000	0.000
CTE013	4.684	0.480	4.684	0.480	59.601	7.939	59.601	7.939	0.000	0.000
CTE014	0.332	0.034	0.332	0.034	46.921	6.250	46.921	6.250	0.000	0.000
CTE015	0.010	0.001	0.010	0.001	37.725	5.025	37.725	5.025	0.000	0.000
CTE016	0.000	0.000	0.000	0.000	25.000	3.330	25.000	3.330	0.000	0.000
CTE017	0.000	0.000	0.000	0.000	45.795	6.100	45.795	6.100	0.000	0.000
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000	39.654	5.282	39.654	5.282	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	33.370	4.445	33.370	4.445	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	44.421	5.917	44.421	5.917	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	975.737	100.000	975.737	100.000	750.747	100.000	750.747	100.000	2141.250	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	382540.	173517.	382540.	173517.	402524.	182582.	402524.	182582.	208445.	93642.
TEMPERATURA F = C	548.54	286.97	425.00	218.33	649.75	343.19	300.00	148.89	115.00	46.11
PRESION PSIO*KG/CM2 MAX. (P. ATM = 12.2000 PSIA)	59.17	4.160	49.17	3.457	300.00	21.093	238.00	16.734	210.00	14.765
PESO MOLECULAR*KG TATSON	392.053	11.586	392.053	11.586	536.165	11.568	536.165	11.568	96.413	12.158
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.94274	18.594	0.94274	18.594	0.99621	10.539	0.99621	10.539	0.71560	66.235
BPD A 60 F	27809.6		27809.6		27691.9		27691.9		19771.6	
WPCSD 687,1 KG*60F,1ATN	9.325	8.887	9.325	8.887	7.174	6.838	7.174	6.838	20.463	19.502
DENS A PVT LB/FT3*KG/DM3	51.9396	0.83199	53.6409	0.85924	54.2184	0.86850	58.6200	0.93900	43.5696	0.69792
GPM A P T T	918.2		889.1		925.6		856.1		590.7	
CALOR ESP A PVT BTU/LB-F	0.6506		0.5938		0.6858		0.5287		0.5190	

CP/CV	1.0384	1.0351	1.0260	1.0225	1.1618
VISCOSIDAD CENTIPOISE	1.4360	2.6581	11.3668	489.3665	0.3252
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0607	0.0634	0.0551	0.0624	0.0921
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0496	0.0472	0.2593	0.2807	0.0797
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	89330.27	59166.50	156520.70	41998.95	-3854.32
ENTALPIA INTU/H	87162.9	57730.9	117507.5	31530.6	-8253.1
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "A"  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FESC UMAN

CONTRATO TESIS  
 FECHA 04 MAY. 1993 10:32:53

HECHO POR GGM  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA 110000 BPD CASO "A" SIN DESPUNTAORA SIN DESVIO REV 3

SINPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	NAFTA PESADA 16 LIQ		NAFTA PESADA 16 LIQ	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE				
AC. SULFONDR.	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	0.000	0.000	0.000	0.000
1-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	0.008	0.001	0.008	0.001
I-PENTANO	0.056	0.007	0.056	0.007
N-PENTANO	0.096	0.012	0.096	0.012
2,2DM-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000
1-HEXANO	0.068	0.011	0.068	0.011
3-M-PENTANO	0.032	0.004	0.032	0.004
N-HEXANO	0.208	0.026	0.208	0.026
NCICLOPENTAN	0.104	0.013	0.104	0.013
CTE001	2.725	0.340	2.725	0.340
CTE002	112.716	14.066	112.716	14.066
CTE003	522.770	65.237	522.770	65.237
CTE004	159.322	19.682	159.322	19.682
CTE005	3.213	0.401	3.213	0.401
CTE006	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE007	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE008	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE009	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE010	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE011	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE012	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE013	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE014	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE015	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE016	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	801.340	100.000	801.340	100.000
FLUJO TOTAL LB/H ° KG/H	121475.	55100.	121475.	55100.
TEMPERATURA F ° C	301.92	149.95	100.00	37.78
PREISION PSIC*KG/CM2 MAX.	108.30	7.615	98.30	6.911
(P. ATN = 12,2000 PSIA)				
PESO MOLECULAR* K WATSON	151.589	11.586	151.589	11.586
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.81428	42.272	0.81428	42.272
BPD A 60 F		10224.0		10224.0
MPPCSO 68F, 1 KG*60F, 1ATM				
	7.658	7.299	7.658	7.299
DENS A PTT LB/FT3*G/CM3	46.5962	0.74640	50.1111	0.80270
GPM A P Y T		325.0		302.2
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F		0.5847		0.4707

CP/CV	1.1121	1.0939
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.2924	1.3204
COND. TERMIC BTU/N-FT-F	0.0766	0.0816
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0480	0.0557
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	8263.83	-7985.59
ENTALPIA MBTU/R	6622.1	-6319.0
MODULO	2005	2005

TESIS PROFESIONAL

PLANTA COMBINADA "AS"  
LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
CLIENTE PETROLEOS MEXICANOS

CONTRATO TESIS  
FECHA 03 MAY. 1993 19:28:15

HECHO POR GON  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA 110000 BPD CASO "B" CON DESPUNTADORA SIN DESVIO

SIMPROC-11

# IDENT	NOMBRE	TMP GF	AP1	PH	K WATSON	BPD/LBM-H
58	AC.SULFIDR.	-76.270	45.300	34.080	9.077	2.91834
1	METANO	-258.350	340.000	16.042	19.529	3.66348
2	ETANO	-127.200	243.700	30.068	18.369	5.46414
3	PROPANO	-43.400	147.200	44.094	14.706	5.95211
5	I-BUTANO	11.220	119.800	58.120	13.817	7.07412
4	II-BUTANO	31.430	110.600	58.120	13.499	6.81514
7	I-PENTANO	82.460	95.000	72.146	13.052	7.91470
6	II-PENTANO	97.260	92.700	72.146	13.036	7.83433
0	2,2DM-BUTANO	121.530	84.900	86.172	12.763	9.03187
10	I-HEXANO	140.820	83.600	86.172	12.825	8.97761
0	3-III-PENTANO	145.910	80.000	86.172	12.646	8.82736
9	II-HEXANO	156.060	81.600	86.172	12.812	8.89413
0	MICLOPENTAN	160.930	56.290	84.156	11.320	7.65441
0	CTE001	250.556	52.260	110.404	11.585	9.82525
0	CTE002	295.306	48.540	123.689	11.586	10.78586
0	CTE003	371.262	42.870	149.007	11.585	12.58440
0	CTE004	450.820	37.640	179.517	11.586	14.70640
0	CTE005	528.566	33.080	213.475	11.585	17.01683
0	CTE006	605.233	29.040	251.132	11.586	19.52719
0	CTE007	683.461	25.290	293.835	11.586	22.31396
0	CTE008	762.681	21.820	341.410	11.585	25.35301
0	CTE009	827.204	19.220	383.286	11.586	27.96002
0	CTE010	874.310	17.420	415.468	11.585	29.96707
0	CTE011	922.991	15.650	450.078	11.585	32.07759
0	CTE012	973.969	13.890	487.675	11.586	34.34146
0	CTE013	1024.381	12.220	525.961	11.585	36.61209
0	CTE014	1074.576	10.640	565.085	11.586	38.90368
0	CTE015	1124.677	9.120	604.786	11.585	41.19102
0	CTE016	1169.638	7.820	640.907	11.586	43.24747
0	CTE017	1232.539	6.070	691.661	11.586	46.08488
0	CTE018	1325.768	3.430	766.300	11.585	50.15388
0	CTE019	1427.943	1.150	845.346	11.586	54.31199
0	CTE020	1475.000	-2.100	845.706	11.395	53.00389
63	AGUA	212.026	10.000	18.016	8.758	1.23472

TESIS PROFESIONAL

PLANTA COMBINADA "AS"  
LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
CLIENTE FISC LINAM

CONTRATO TESIS  
FECHA 03 MAY. 1993 19:28:15

HECHO POR GCM  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA 110000 BPD CASO "B" CON DESPUNTAADORA SIN DESVIO

SIMPDOC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	CRUDO TOTAL 1 LTO		CRUDO ALIN. C/NORMO 2 LTO		LIQUIDO ASOCIADO 201 LTO		CRUDO SAL. NORMOS 3 NEZ		LID. ASOCIADO 301 LSAT	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE										
AC. SULFURICO	9.675	0.149	0.330	0.013	0.330	0.013	0.659	0.013	0.007	0.000
METANO	12.678	0.196	0.127	0.005	0.127	0.005	0.254	0.005	0.001	0.000
ETANO	23.281	0.359	0.558	0.022	0.558	0.022	1.116	0.022	0.010	0.001
PROPANO	50.439	0.778	2.207	0.087	2.207	0.087	4.413	0.087	0.051	0.003
1-BUTANO	64.168	0.990	4.134	0.163	4.134	0.163	8.268	0.163	0.119	0.007
N-BUTANO	244.876	3.776	18.159	0.716	18.159	0.716	36.319	0.716	0.564	0.031
1-PENTANO	318.538	4.912	34.163	1.347	34.163	1.347	68.326	1.347	1.919	0.074
N-PENTANO	408.516	6.300	47.174	1.860	47.174	1.860	94.347	1.860	1.919	0.106
2,2DM-BUTANO	2.769	0.043	0.279	0.011	0.279	0.011	0.558	0.011	0.005	0.000
1-HEXANO	125.956	1.942	19.605	0.773	19.605	0.773	39.210	0.773	0.982	0.054
3-M-PENTANO	48.455	0.747	6.214	0.245	6.214	0.245	12.427	0.245	0.126	0.007
N-HEXANO	173.056	2.669	29.293	1.155	29.293	1.155	58.586	1.155	1.548	0.085
NOCTILOPENTAN	55.880	0.862	8.420	0.332	8.420	0.332	16.840	0.332	2.200	0.111
C1E001	112.480	1.735	32.895	1.297	32.895	1.297	65.789	1.297	1.489	0.082
C1E002	942.599	14.535	379.569	14.966	379.569	14.966	759.139	14.966	24.036	1.326
C1E003	661.005	10.193	337.747	13.317	337.747	13.317	675.494	13.317	38.284	2.112
C1E004	547.623	8.445	273.835	10.797	273.835	10.797	547.669	10.797	57.744	3.185
C1E005	508.865	7.847	254.433	10.032	254.433	10.032	508.865	10.032	97.834	5.397
C1E006	433.009	6.677	216.491	8.536	216.491	8.536	432.982	8.536	144.632	7.979
C1E007	337.117	5.199	168.582	6.647	168.582	6.647	337.164	6.647	179.967	9.928
C1E008	312.137	4.813	156.053	6.153	156.053	6.153	312.106	6.153	231.241	12.756
C1E009	234.409	3.615	117.224	4.622	117.224	4.622	234.447	4.622	203.023	11.200
C1E010	286.775	4.422	143.372	5.653	143.372	5.653	286.744	5.653	265.103	14.624
C1E011	148.517	2.290	74.260	2.928	74.260	2.928	148.520	2.928	142.762	7.875
C1E012	87.390	1.348	43.699	1.723	43.699	1.723	87.398	1.723	85.827	4.735
C1E013	61.522	0.929	30.764	1.213	30.764	1.213	61.528	1.213	61.045	3.368
C1E014	47.100	0.726	23.536	0.928	23.536	0.928	47.072	0.928	46.920	2.588
C1E015	37.742	0.582	18.869	0.744	18.869	0.744	37.739	0.744	37.692	2.079
C1E016	25.019	0.386	12.504	0.493	12.504	0.493	25.007	0.493	24.995	1.379
C1E017	45.751	0.706	22.902	0.903	22.902	0.903	45.804	0.903	45.798	2.526
C1E018	39.681	0.612	19.833	0.782	19.833	0.782	39.666	0.782	39.666	2.188
C1E019	33.417	0.515	16.688	0.658	16.688	0.658	33.377	0.658	33.376	1.841
C1E020	44.447	0.685	22.217	0.876	22.217	0.876	44.434	0.876	44.434	2.451
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	6484.892	100.000	2536.135	100.000	2536.135	100.000	5072.269	100.000	1812.746	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	1401739.	635818.	646406.	293205.	646406.	293205.	1292810.	586409.	728136.	330277.
TEMPERATURA F ° C	68.00	20.00	427.01	219.45	427.01	219.45	703.86	373.26	703.86	373.26
PRESSION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 12.2000 PSIA)	483.59	34.001	142.00	9.984	142.00	9.984	26.00	1.828	26.00	1.828
PESO MOLECULAR*KG MATHSON	216.155	11.694	254.878	11.606	254.878	11.606	254.878	11.606	401.675	11.577
DENS RELATIVA A 60 °F/API	0.87334	30.521	0.89875	25.941	0.89875	25.941	0.89875	25.941	0.95705	16.350
BPD A 60 F	110000.0		49292.0		49292.0		98584.1		52142.0	
MMPCSD 68F, 1 KG*60F, 1ATM	61.972	59.064	24.236	23.099	24.236	23.099	48.473	46.198	17.323	16.514
DENS A PTL LB/FT3*KG/CM3	54.3308	0.87029	50.0640	0.80195	50.0640	0.80195	1.2551	0.02011	50.1517	0.80335
GPM A P Y T	3216.6		1609.8		1609.8				1810.1	
VAPORIZACION MOLAR*PEPO							0.64262	0.43678		



CALOR ESP A PYT BTU/LB-F	0.4310	0.6135	0.6135		0.7183
CP/CV	1.0599	1.0612	1.0612		1.0444
VISCOSIDAD CENTIPOISE	18.2680	1.3481	1.3481		1.7634
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0768	0.0665	0.0665		0.0564
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.3483	0.0825	0.0825		0.0265
TEMS. SUPERFICIAL DIM/CM				14.0980	14.0980
ENTALPIA ESP. BTU/LB-HOL	-9248.69	36715.08	36715.08	93670.96	132591.30
ENTALPIA INTU/H	-59978.8	93114.4	93114.4	475124.3	240334.3
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
PLANTA COMBINADA \*AS\*  
LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESIS  
FECHA 03 MAY. 1993 19:28:15

HECHO POR GDR  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA 110000 BPO CASO \*B\* CON DESPUNTORA SIN DESVIO

SINPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	VAP. ASOCIADO		QUEROSINA		QUEROSINA		COL. PRIMARIO		COL. PRIMARIO	
	302 VSAT	4 LIO	4 LIO	5 LIO	5 LIO	5 LIO	5 LIO	5 LIO	5 LIO	
COMPONENTE	LB-NOL/M	% MOL	LB-NOL/M	% MOL	LB-NOL/M	% MOL	LB-NOL/M	% MOL	LB-NOL/M	% MOL
AC.SULFIDR.	0.653	0.020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.252	0.008	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	1.106	0.034	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	4.362	0.134	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-BUTANO	8.149	0.250	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	35.754	1.097	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-PENTANO	66.978	2.055	0.006	0.001	0.006	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	92.428	2.836	0.006	0.001	0.006	0.001	0.007	0.001	0.007	0.001
2,2DM-BUTANO	0.553	0.017	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-HEXANO	38.228	1.173	0.006	0.001	0.006	0.001	0.007	0.001	0.007	0.001
3-N-PENTANO	12.302	0.377	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	57.039	1.750	0.026	0.004	0.026	0.004	0.013	0.002	0.013	0.002
NOCLICOPENTAN	16.644	0.511	0.013	0.002	0.013	0.002	0.007	0.001	0.007	0.001
CTE001	64.301	1.973	0.347	0.054	0.347	0.054	0.074	0.011	0.074	0.011
CTE002	735.104	22.552	13.845	2.155	13.845	2.155	2.692	0.400	2.692	0.400
CTE003	637.211	19.549	85.228	13.266	85.228	13.266	13.580	2.018	13.580	2.018
CTE004	489.926	15.031	313.101	48.735	313.101	48.735	57.315	8.517	57.315	8.517
CTE005	411.031	12.610	221.166	34.425	221.166	34.425	252.390	37.505	252.390	37.505
CTE006	288.350	8.846	8.692	1.333	8.692	1.333	295.546	43.918	295.546	43.918
CTE007	157.196	4.823	0.013	0.002	0.013	0.002	50.108	7.446	50.108	7.446
CTE008	80.865	2.481	0.000	0.000	0.000	0.000	1.198	0.178	1.198	0.178
CTE009	31.424	0.964	0.000	0.000	0.000	0.000	0.013	0.002	0.013	0.002
CTE010	21.640	0.664	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE011	5.758	0.177	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE012	1.571	0.048	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE013	0.483	0.015	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE014	0.152	0.005	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE015	0.047	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE016	0.012	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.006	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-NOL/M	3259.523	100.000	642.450	100.000	642.450	100.000	672.950	100.000	672.950	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	564674.	256132.	120662.	54459.	120662.	54459.	155894.	70712.	155894.	70712.
TEMPERATURA F * C	703.86	373.26	373.10	189.50	110.00	43.33	491.21	255.12	120.00	48.89
PRESION PSIG/KG/CM2 MAX. (P. ATH = 12.2000 PSIA)	26.00	1.628	118.00	8.297	108.00	7.593	120.22	8.453	118.00	8.297
PESO MOLECULAR*KG WATSON	173.238	11.645	186.882	11.585	186.882	11.585	231.658	11.586	231.658	11.586
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.83329	38.308	0.84274	36.405	0.84274	36.405	0.87155	30.854	0.87155	30.854
BPO A 60 F	46442.0		9763.9		9763.9		12258.8		12258.8	
MPPCSD 68F, 1KG*60F, 1ATH	31.149	29.687	6.139	5.851	6.139	5.851	6.431	6.129	6.431	6.129
DENS A PTT LB/FT3*KG/CM3	0.5560	0.00891	47.3852	0.75904	51.7587	0.82877	47.4215	0.75962	53.3890	0.85521
GPM A P T T			315.9		289.3		409.9		364.0	

PYS/SEG A P Y T	282,086				
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F	0,6655	0,6098	0,4473	0,4556	0,4422
CP/CV	1,0231	1,0912	1,0739	1,0775	1,0579
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0,0114	0,4064	2,2042	0,4157	3,5090
COND. TERMIC BTU/R-FT-F	0,0234	0,0723	0,0786	0,0671	0,0754
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0,9532	0,0575	0,0710	0,0634	0,0908
ENTALPIA ESP. BTU/LB-HOL	72025,84	10655,68	-7836,24	41382,64	-6780,24
ENTALPIA INTU/R	234769,9	11985,3	-5035,7	27848,4	-4562,8
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA \*AS\*  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FISC UNAH

CONTRATO TESIS  
 FECHA 03 MAY. 1993 19:28:15

HECHO POR GON  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA 110000 BPD CASO \*B\* CON DESPLUMADORA SIN DESVIO

SIMPROC-II

CORRIENTE NO. (FASE)	RESIDUO PRIMARIO 6 LIQ		RESIDUO PRIMARIO 6 LIQ		GOP. PRIMARIO 7 LIQ		GOP. PRIMARIO 7 LIQ		REC. SUP. ATH. 8 LIQ	
	LB-NOL/H	% NOL	LB-NOL/H	% NOL	LB-NOL/H	% NOL	LB-NOL/H	% NOL	LB-NOL/H	% NOL
COMPONENTE										
AC.SULFHIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.057	0.002
I-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.114	0.004
N-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.682	0.024
I-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.961	0.069
N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.955	0.104
2,2DM-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.028	0.001
1-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.705	0.060
3-N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.540	0.019
N-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.012	0.106
HEPTACENTAN	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.023	0.036
CTE001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.005	0.001	0.005	0.001	8.098	0.285
CTE002	0.000	0.001	0.000	0.001	0.211	0.040	0.211	0.040	154.202	5.427
CTE003	0.000	0.005	0.000	0.005	1.190	0.225	1.190	0.225	342.983	12.071
CTE004	0.000	0.032	0.000	0.032	5.868	1.110	5.868	1.110	759.727	26.739
CTE005	0.000	0.220	0.000	0.220	28.020	5.300	28.020	5.300	1300.697	45.778
CTE006	0.000	1.356	0.000	1.356	110.742	20.947	110.742	20.947	259.219	9.125
CTE007	0.000	5.861	0.000	5.861	209.482	39.624	209.482	39.624	4.319	0.152
CTE008	0.000	14.335	0.000	14.335	120.512	22.795	120.512	22.795	0.000	0.000
CTE009	0.000	15.076	0.000	15.076	34.163	6.462	34.163	6.462	0.000	0.000
CTE010	0.000	20.402	0.000	20.402	15.702	2.970	15.702	2.970	0.000	0.000
CTE011	0.000	10.998	0.000	10.998	2.405	0.455	2.405	0.455	0.000	0.000
CTE012	0.000	6.554	0.000	6.554	0.322	0.061	0.322	0.061	0.000	0.000
CTE013	0.000	4.628	0.000	4.628	0.042	0.008	0.042	0.008	0.000	0.000
CTE014	0.000	3.542	0.000	3.542	0.005	0.001	0.005	0.001	0.000	0.000
CTE015	0.000	2.840	0.000	2.840	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE016	0.000	1.882	0.000	1.882	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.000	3.447	0.000	3.447	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.000	2.985	0.000	2.985	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	2.512	0.000	2.512	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	3.344	0.000	3.344	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-NOL/H	0.000	100.000	0.000	100.000	528.670	100.000	528.670	100.000	2841.320	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	0.	0.	0.	0.	158630.	71953.	158630.	71953.	552437.	250581.
TEMPERATURA F * C	440.00	226.67	200.00	93.33	598.48	316.71	120.00	48.89	424.97	218.32
PRESTION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 12,2000 PSIA)	245.00	17.226	118.00	8.297	129.90	9.133	119.90	8.430	95.00	6.678
PESO MOLECULAR*KG MATE*W	463.880	11.574	463.880	11.574	300.055	11.586	300.055	11.586	194.430	11.588
DENS RELATIVA A 60 *F*API	0.97417	13.751	0.97417	13.751	0.90680	24.543	0.90680	24.543	0.84846	35.272
BPD A 60 F		0.0		0.0	11989.0		11989.0		44623.2	
MMPCSD 68F, 1 KG*60F, 1ATH	0.000	0.000	0.000	0.000	5.052	4.815	5.052	4.815	27.153	25.879
DENS A PYT LB/FT3*KG/CM3	55.4312	0.88792	58.5990	0.93667	48.2967	0.77364	55.5934	0.89052	46.8054	0.74975
GPM A P Y T		0.0		0.0	409.5		355.7		1471.5	
CALOR ESP A PYT BTU/LB-F		0.5979		0.4797	0.6876		0.4492		0.6348	

CP/CV	1.0279	1.0265	1.0595	1.0430	1.0927
VISCOSIDAD CENTIPOISE	14.4008	497.2928	0.3931	8.8030	0.3790
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0609	0.0660	0.0621	0.0728	0.0706
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.2229	0.1456	0.0777	0.1146	0.0469
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	73205.15	12852.29	76846.35	-5254.75	25900.45
ENTALPIA MBTU/H	0.0	0.0	40626.4	-2778.0	73591.5
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "AS"  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE PESC LIMAN

CONTRATO TERIB  
 FECHA 03 MAY. 1993 19:28:15

HECHO POR GCM  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA 110000 BPD CASO "B" CON DESPANTADORA SIN DESVIO

SINF0C-11

CORRIENTE NO. (FASE)	REC. SUP. ATN. 8 LIQ		GOL. AV. 9 LIQ		GOL. AV. 9 LIQ		GOL. AV. 9 LIQ		GOL. AV. 10 LIQ	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE										
AC.SULFIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	0.057	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-BUTANO	0.114	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
M-BUTANO	0.582	0.024	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-PENTANO	1.961	0.069	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
M-PENTANO	2.955	0.104	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
2,2DM-BUTANO	0.028	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
I-HEXANO	1.705	0.060	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
3-M-PENTANO	0.540	0.019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
M-HEXANO	3.012	0.106	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
MICLOPENTAN	1.023	0.036	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE001	8.098	0.285	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE002	154.202	5.427	0.047	0.007	0.013	0.007	0.034	0.007	0.000	0.000
CTE003	342.983	12.071	0.240	0.036	0.067	0.036	0.173	0.036	0.000	0.000
CTE004	759.727	26.739	1.517	0.228	0.423	0.228	1.094	0.228	0.004	0.001
CTE005	1300.697	45.778	10.314	1.550	2.874	1.550	7.440	1.550	0.039	0.010
CTE006	259.219	9.123	61.133	9.187	17.036	9.187	44.097	9.187	0.714	0.182
CTE007	4.319	0.152	222.060	33.371	61.881	33.371	160.179	33.371	11.747	2.995
CTE008	0.000	0.000	264.514	39.751	73.711	39.751	190.803	39.751	87.112	22.209
CTE009	0.000	0.000	74.262	11.160	20.694	11.160	53.567	11.160	113.266	28.877
CTE010	0.000	0.000	27.881	4.190	7.770	4.190	20.112	4.190	124.562	31.757
CTE011	0.000	0.000	3.167	0.476	0.883	0.476	2.285	0.476	41.812	10.660
CTE012	0.000	0.000	0.286	0.043	0.080	0.043	0.206	0.043	10.959	2.794
CTE013	0.000	0.000	0.013	0.002	0.004	0.002	0.010	0.002	1.883	0.480
CTE014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.133	0.034
CTE015	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.004	0.001
CTE016	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H										
	2841.320	100.000	665.434	100.000	185.434	100.000	480.000	100.000	392.236	100.000
FLUJO TOTAL LB/H = KG/H	552437.	250581.	215044.	97542.	59926.	27182.	155119.	70361.	153777.	69752.
TEMPERATURA F ° C	250.00	121.11	300.25	149.03	200.00	93.33	125.00	51.67	548.54	286.97
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 12,2000 PSIA)	85.00	5.976	99.95	7.027	90.00	6.328	90.00	6.328	134.20	9.436
PESO MOLECULAR*KG WATSON										
	194.430	11.588	323.164	11.586	323.164	11.586	323.164	11.586	392.053	11.586
DENS RELATIVA A 60 F*API BPD A 60 F	0.84846	35.272	0.91645	22.900	0.91645	22.900	0.91645	22.900	0.94274	18.594
MMPCSD 68F, 1 KG*60F, IATM	44623.2		16081.6		4481.4		11600.2		11179.2	
	27.153	25.879	6.359	6.061	1.772	1.609	4.587	4.372	3.748	3.572
DENS A PTT LB/FT3*G/CM3	49.8838	0.79906	53.6035	0.85865	55.0075	0.88113	56.1196	0.89895	51.9396	0.83199
GPM A P Y T	1380.7		500.2		135.8		344.6		369.1	
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F	0.5409		0.5405		0.4887		0.4487		0.6502	

CP/CV	1.0767	1.0417	1.0402	1.0397	1.0377
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.8499	1.7426	4.1582	11.8884	1.4360
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0747	0.0680	0.0703	0.0719	0.0607
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0497	0.0829	0.0848	0.0958	0.1021
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	5899.75	24072.10	7381.46	-3981.33	89426.57
ENTALPIA MBTU/H	16763.1	16018.4	1368.8	-1911.0	35076.3
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESTE PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "AS"  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FESC UNAM

CONTRATO TESTE  
 FECHA 03 MAY. 1993 19:28:15

HECHO POR GCM  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA 110000 BPD CASO "B" CON DESPLUMADORA SIN DESVIO

SIMPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	GOP. AV. TO LIO		REC. SUP. ATN. 11 LIO		REC. SUP. ATN. 11 LIO		RESIDUO PRIARIO 12 LIO		RESIDUO PRIARIO 12 LIO	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AC.SULFHIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	0.000	0.000	0.023	0.001	0.023	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
1-BUTANO	0.000	0.000	0.067	0.003	0.069	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	0.000	0.000	0.300	0.013	0.300	0.013	0.000	0.000	0.000	0.000
1-PENTANO	0.000	0.000	0.785	0.034	0.785	0.034	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	0.000	0.000	1.201	0.052	1.201	0.052	0.000	0.000	0.000	0.000
2,2DM-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1-HEXANO	0.000	0.000	0.670	0.029	0.670	0.029	0.000	0.000	0.000	0.000
3-M-PENTANO	0.000	0.000	0.208	0.009	0.208	0.009	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	0.000	0.000	1.109	0.048	1.109	0.048	0.000	0.000	0.000	0.000
MICLOPENTAN	0.000	0.000	0.393	0.017	0.393	0.017	0.000	0.000	0.000	0.000
C1E001	0.000	0.000	2.263	0.098	2.263	0.098	0.000	0.000	0.000	0.000
C1E002	0.000	0.000	39.860	1.726	39.860	1.726	0.000	0.001	0.000	0.001
C1E003	0.000	0.000	76.048	3.293	76.048	3.293	0.000	0.005	0.000	0.005
C1E004	0.004	0.001	146.137	6.328	146.137	6.328	0.000	0.032	0.000	0.032
C1E005	0.039	0.010	356.522	15.438	356.522	15.438	0.000	0.220	0.000	0.220
C1E006	0.714	0.182	813.871	35.242	813.871	35.242	0.000	1.356	0.000	1.356
C1E007	11.747	2.999	707.478	30.635	707.478	30.635	0.000	5.841	0.000	5.841
C1E008	87.112	22.209	143.297	6.205	143.297	6.205	0.000	14.335	0.000	14.335
C1E009	113.266	28.877	15.496	0.671	15.496	0.671	0.000	15.076	0.000	15.076
C1E010	124.562	31.757	3.418	0.148	3.418	0.148	0.000	20.402	0.000	20.402
C1E011	41.812	10.660	0.231	0.010	0.231	0.010	0.000	10.998	0.000	10.998
C1E012	10.959	2.794	0.023	0.001	0.023	0.001	0.000	6.554	0.000	6.554
C1E013	1.883	0.480	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	4.628	0.000	4.628
C1E014	0.133	0.034	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.542	0.000	3.542
C1E015	0.004	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.840	0.000	2.840
C1E016	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.882	0.000	1.882
C1E017	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.447	0.000	3.447
C1E018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.985	0.000	2.985
C1E019	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.512	0.000	2.512
C1E020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.344	0.000	3.344
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	392.236	100.000	2309.400	100.000	2309.400	100.000	0.000	100.000	0.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	153777.	69752.	587893.	266664.	587893.	266664.	0.	0.	0.	0.
TEMPERATURA F * C	200.00	93.33	545.58	285.32	350.00	176.67	669.61	354.23	200.00	93.33
PRESSION PSIG*KG/CM2 MAX. (P. ATM = 12.2000 PSIA)	118.20	8.311	97.22	6.836	87.22	6.132	255.00	17.929	235.00	16.523
PESO MOLECULAR*KG WATSON										
	392.053	11.586	254.565	11.586	254.565	11.586	463.880	11.574	463.880	11.574
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.94274	16.594	0.88512	28.366	0.88512	28.366	0.97417	13.751	0.97417	13.751
BPD A 60 F			45520.6				0		0	
MPCSD 68F, 1 KG*60F, 1ATM										
	3.748	3.572	22.070	21.034	22.070	21.034	0.000	0.000	0.000	0.000
DENS A PTT LB/FT3*G/CM3	56.6573	0.90756	47.4332	0.75981	50.7954	0.81366	52.3021	0.83780	58.5990	0.93867
GM A P Y T		338.4		1545.2		1443.0				
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F		0.4811		0.6750		0.5776		0.6972		0.4796



CP/CV	1.0320	1.0726	1.0584	1.0323	1.0262
VISCOSIDAD CENTIPOISE	24.5812	0.3314	0.7561	3.4725	497.2928
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0683	0.0649	0.0693	0.0560	0.0660
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.1275	0.0544	0.0573	0.1956	0.2764
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	11781.94	53305.68	24106.93	142316.00	13074.64
ENTALPIA MBTU/H	4621.3	127722.9	55672.6	0.0	0.0
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL

PLANTA COMBINADA "AS"  
LOCALIZACION SALAMANCA, BTO  
CLIENTE FESC UMAN

CONTRATO TESIS  
FECHA 03 MAY. 1993 19:28:15

HECHO POR GON  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA 110000 BPD CASO "B" CON DESPUNTAADORA SIN DESVIO

SINPROC-11

CORRIENTE NO. (FASE)	REC. INF. DE VACIO 13 LIQ		REC. INF. DE VACIO 13 LIQ		RESIDUO DE VACIO 14 LIQ		RESIDUO DE VACIO 14 LIQ		MAFTA ATMOSFERICA 15 LIQ	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AC. SULFIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.271	0.060
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.104	0.023
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.456	0.101
PROPANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.804	0.400
I-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	3.383	0.750
N-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	14.847	3.292
I-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	27.926	6.192
N-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	30.561	8.550
2,2DM-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.230	0.051
1-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	16.011	3.550
3-M-PENTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	5.074	1.125
N-HEXANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	23.903	5.300
MC(CLOPENTAN	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.860	1.521
CTE001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	25.924	5.748
CTE002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	262.009	58.093
CTE003	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	23.610	5.233
CTE004	0.010	0.001	0.010	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.041	0.009
CTE005	0.098	0.010	0.098	0.010	0.015	0.002	0.015	0.002	0.000	0.000
CTE006	1.776	0.182	1.776	0.182	0.270	0.036	0.270	0.036	0.000	0.000
CTE007	29.223	2.995	29.223	2.995	3.979	0.530	3.979	0.530	0.000	0.000
CTE008	216.701	22.209	216.701	22.209	29.594	3.942	29.594	3.942	0.000	0.000
CTE009	281.764	28.877	281.764	28.877	66.290	8.830	66.290	8.830	0.000	0.000
CTE010	309.865	31.757	309.865	31.757	138.669	18.471	138.669	18.471	0.000	0.000
CTE011	104.014	10.660	104.014	10.660	103.399	13.773	103.399	13.773	0.000	0.000
CTE012	27.262	2.794	27.262	2.794	76.042	10.129	76.042	10.129	0.000	0.000
CTE013	4.684	0.480	4.684	0.480	59.601	7.939	59.601	7.939	0.000	0.000
CTE014	0.332	0.034	0.332	0.034	46.921	6.250	46.921	6.250	0.000	0.000
CTE015	0.010	0.001	0.010	0.001	37.725	5.025	37.725	5.025	0.000	0.000
CTE016	0.000	0.000	0.000	0.000	25.000	3.330	25.000	3.330	0.000	0.000
CTE017	0.000	0.000	0.000	0.000	45.795	6.100	45.795	6.100	0.000	0.000
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000	39.654	5.282	39.654	5.282	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000	33.370	4.445	33.370	4.445	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000	44.421	5.917	44.421	5.917	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.900	0.000
TOTAL LB-MOL/H										
	975.737	100.000	975.737	100.000	750.747	100.000	750.747	100.000	451.013	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	382540.	173517.	382540.	173517.	402524.	182582.	402524.	182582.	49229.	22330.
TEMPERATURA F * C	548.54	286.97	425.00	218.33	649.75	343.19	300.00	148.89	100.00	37.78
PRESTION PSIG/KG/CM2 MAX. (P. AIN = 12,2000 PSIA)	59.17	4.160	49.17	3.457	300.00	21.093	238.00	16.734	210.00	14.765
PESO MOLECULAR*E WATSON										
	392.053	11.586	392.053	11.586	536.165	11.568	536.165	11.568	109.153	11.870
DENS RELATIVA A 60 °F/API	0.94274	18.594	0.94274	18.594	0.99621	10.539	0.99621	10.539	0.75030	57.091
BPD A 60 F	27809.6		27809.6		27691.9		27691.9		4496.8	
MPCSD 60F, 1 KC*60F, 1ATH	9.325	8.887	9.325	8.887	7.174	6.838	7.174	6.838	4.310	4.108
DENS A PTT LB/FT3*G/CM3	51.9396	0.83199	53.6409	0.85924	54.2184	0.86850	58.6200	0.93900	46.0670	0.73792
GPM A P T T	918.2		889.1		925.6		856.1		133.2	
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F	0.6506		0.5938		0.6858		0.5287		0.4926	

CP/CV	1.0384	1.0351	1.0260	1.0225	1.1370
VISCOSIDAD CENTIPOISE	1.4360	2.6581	11.3868	489.3665	0.4487
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0607	0.0634	0.0551	0.0624	0.0884
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0498	0.0472	0.2593	0.2807	0.0877
ENTALPIA ESP. BTU/LB-NOL	89330.27	59166.50	156520.70	41998.95	-5365.37
ENTALPIA HITU/H	87162.9	57730.9	117507.5	31530.6	-2510.1
MODULO	2005	2005	2005	2005	2005

TESIS PROFESIONAL  
 PLANTA COMBINADA "AS"  
 LOCALIZACION SALAMANCA, GTO  
 CLIENTE FERC UMAN

CONTRATO TESIS  
 FECHA 03 MAY. 1993 19:28:15

HECHO POR GCM  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA 110000 BPD CASO "B" CON DESPUNTAADORA SIN DESVIO

SINPROG-11

CORRIENTE NO. (FASE)	NAFTA PESADA 16 LTO		NAFTA PESADA 16 LTO	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
COMPONENTE				
AC.SULFIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	0.000	0.000	0.000	0.000
I-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000
I-PENTANO	0.016	0.002	0.016	0.002
N-PENTANO	0.024	0.003	0.024	0.003
2,2DM-BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000
I-HEXANO	0.032	0.004	0.032	0.004
3-N-PENTANO	0.008	0.001	0.008	0.001
N-HEXANO	0.088	0.011	0.088	0.011
NCICLOPENTAN	0.040	0.005	0.040	0.005
CTE001	1.896	0.238	1.896	0.238
CTE002	99.257	12.457	99.257	12.457
CTE003	520.196	65.287	520.196	65.287
CTE004	170.849	21.442	170.849	21.442
CTE005	4.374	0.549	4.374	0.549
CTE006	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE007	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE008	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE009	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE010	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE011	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE012	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE013	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE014	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE015	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE016	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE017	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE018	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE019	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE020	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	796.780	100.000	796.780	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	121621.	55166.	121621.	55166.
TEMPERATURA F * C	305.37	151.87	100.00	37.78
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 12.2000 PSIA)	108.30	7.615	98.30	6.911
PESO MOLECULAR*E WATSON				
	152.640	11.585	152.640	11.585
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.81524	42.070	0.81524	42.070
BPD A 60 F		10224.3		10224.3
MMPCSD) 60F, 1 KG*60F, 1ATH				
	7.614	7.257	7.614	7.257
DENS A PVT LB/FT3*G/CM3	46.6008	0.74647	50.1711	0.80366
GPM A P Y T		325.4		302.2
CALOR ESP A PVT BTU/LB-F		0.5862		0.4705

CP/CV	1.1116	1.0931
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.2944	1.3496
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0764	0.0815
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0481	0.0560
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	8636.05	-7925.02
ENTALPIA MBTU/H	6881.0	-6312.9
MODULO	2005	2005

## **APENDICE 7.6**

TABLA No. A.1

INFORMACION DE OPERACION PROMEDIO  
CALENTADOR BA-101 A

	ENTRADA	SALIDA DE SERPENTINES				
	TI-107	TI-105	TI-106	TI-107	TI-108	TI-142
MINIMO	205.0	322.0	320.0	320.0	325.0	318.0
PROMEDIO	215.3	338.2	334.1	337.0	339.6	330.8
MAXIMO	225.0	356.0	352.0	349.0	351.0	345.0

CALENTADOR BA-101 B

	ENTRADA	SALIDA DE SERPENTINES				
	TI-106	TI-101	TI-102	TI-103	TI-104	TI-141
MINIMO	192.0	318.0	318.0	327.0	330.0	317.0
PROMEDIO	204.0	334.3	334.3	341.6	343.4	327.0
MAXIMO	215.0	354.0	352.0	369.0	364.0	344.0

TABLA No. A.1 CONT.							
INFORMACION DE OPERACION PROMEDIO							
CALENTADOR BA-201							
TEMPERATURAS							
INSTRUM.	ENTRADA TI-129	TEMPERATURA DE SERPENTINES				SALIDA 1 TI-130	SALIDA 2 TI-131
		TEMPERATURA DE PARED					
		1	2	3	4		
MINIMO	284.0	360.0	360.0	360.0	360.0	353.0	356.0
PROMEDIO	319.7	370.7	370.8	370.7	370.8	364.8	366.9
MAXIMO	330.0	379.0	381.0	377.0	381.0	375.0	381.0



TABLA No. A.1 CONT.  
 INFORMACION DE OPERACION PROMEDIO  
 TORRE ATMOSFERICA DA-101

TEMPERATURAS °C

	PLATO 32 TI-114	FONDO TI-128	DOMO TI-126	NAFTA PESADA TI-121	QUEROSINA TI-122	DIESEL TI-123
MINIMO	314.0	287.0	68.0	157.0	191.0	238.0
PROMEDIO	325.1	325.2	78.9	164.4	204.4	248.2
MAXIMO	342.0	336.0	92.0	185.0	217.0	259.0
	GASOLEO TI-124	REFLUJO ENTRADA TI-108	LIGERO SALIDA TI-125	REFLUJO PESADO ENTRADA TI-60	SALIDA TI-127	GASOLINA TI-54
MINIMO	282.0	112.0	203.0	116.0	249.0	25.0
PROMEDIO	295.3	123.2	214.1	131.2	261.0	30.0
MAXIMO	307.0	138.0	226.0	146.0	267.0	35.0

**TABLA No. A.1 CONT.**  
**INFORMACION DE OPERACION PROMEDIO**  
**TORRE DE VACIO DA-201**

**TEMPERATURAS, °C**

	DOMO	PLATO 4	PLATO 9	ARRIBA DE MALLA
	TI-152	TI-153	TI-137	TI-138
<b>MINIMO</b>	38.0	56.0	189.0	307.0
<b>PROMEDIO</b>	44.5	73.6	222.6	334.1
<b>MAXIMO</b>	51.0	101.0	327.0	361.0
	ZONA DE VAPORIZACION	REFLUJOS		SAL. GOP.
		ENT. GOL.	SAL. GOL.	
	TI-139	TI-149	TI-147	TI-148
<b>MINIMO</b>	316.0	37.0	76.0	225.0
<b>PROMEDIO</b>	333.0	43.0	97.9	240.9
<b>MAXIMO</b>	357.0	48.0	120.0	250.0

**TABLA No. A.1 CONT.**  
**INFORMACION DE OPERACION PROMEDIO**

**TEMPERATURAS ° C**

	<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA A</b>	<b>SALIDA B</b>
	<b>TI-114</b>	<b>TI-128</b>	<b>TI-126</b>
<b>MINIMO</b>	79.0	66.0	66.0
<b>PROMEDIO</b>	92.7	76.8	76.9
<b>MAXIMO</b>	100.0	83.0	84.0

TABLA No. A.1 CONT.

INFORMACION DE OPERACION PROMEDIO  
SECCION DE DESTILACION ATMOSFERICA

FLUJOS, BPD

	QUEROSINA FRC-118	GASOLEO LIGERO FR-119	GASOLEO PESADO FRC-120	RESIDUO ATMOSFERICO FRC-121
MINIMO	5040.2	5674.5	4737.6	3373.7
PROMEDIO	6909.0	7560.7	8093.9	13143.6
MAXIMO	8247.6	9331.4	7632.8	22491.0
	RECIRCULACION SUPERIOR FRC-122	RECIRCULACION INFERIOR FRC-123	VAPOR DE AGOTAMIENTO TON/DIA FRC-124	
MINIMO	30188.0	28830.6	432.0	
PROMEDIO	34716.2	34468.9	450.2	
MAXIMO	39244.4	40576.4	460.8	

TABLA No. A.1 CONT.

INFORMACION DE OPERACION PROMEDIO  
SECCION DE DESTILACION AL VACIO

FLUJOS, BPD

	RECIRCULACION SUPERIOR	RECIRCULACION INFERIOR	LAVADO	CARGA
	FR-205	FR-207	FRC-209	N/D
MINIMO	12402.0	30188	4764.0	12350.8
PROMEDIO	14967.7	37203	5719.2	24397.5
MAXIMO	15741.0	45282	7622.4	31759.2
<b>PRODUCTOS</b>				
	GASOLEO LIGERO DE VACIO	GASOLEO PESADO DE VACIO	RESIDUO DE VACIO	
MINIMO	2254.5	7820.8	9261.0	
PROMEDIO	3312.8	10210.3	13098.7	
MAXIMO	4769.1	12483.2	20374.2	

## 8. BIBLIOGRAFIA

## **8.- BIBLIOGRAFÍA:**

### **- LIBROS**

#### **1.- API.**

TECHNICAL DATA BOOK-PETROLEUM REFINING, Chapter 2 & 3.

#### **2.- Bland & Davidson.**

PETROLEUM PROCESSING HANDBOOK, Edit. Mc Graw Hill, USA, 1967.

#### **3.- Chemical Engineering Magazine.**

PROCESS HEAT EXCHANGE, Edit. Mc Graw Hill, USA, 1979.

#### **4.- Gary & Handwerk.**

REFINO DEL PETRÓLEO, Edit. Reverté, Madrid, 1985.

#### **5.- Instituto Mexicano del Petróleo.**

LIBRO DE PROCESO PLANTA DE DESTILACIÓN COMBINADA, SALAMANCA, GTO.

#### **6.- Instituto Mexicano del Petróleo.**

MANUAL DE EVALUACIÓN DE PROYECTOS DE LA INDUSTRIA PETROLERA, México, 1974.

#### **7.- Lieberman P. Norman.**

TROUBLESHOOTING PROCESS OPERATIONS, Edit. PennWell Books, USA, 1984.

#### **8.- Martínez Frias, Espejel Zavala, Soto Rodríguez.**

INGENIERÍA ECONÓMICA México, 1978.

#### **9.- Nelson W.L.**

PETROLEUM REFINERY ENGINEERING, Edit. Mc Graw Hill, USA, 1958.

#### **10.- PEMEX.**

ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS 1992.

#### **11.- Peters S. Max & Timerhaus Klaus D.**

PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS, Edit. Mc Graw Hill, USA, 1990.

#### **12.- Reed, Richard J.**

NORTH AMERICAN COMBUSTION HANDBOOK, Vol. I, Edit. North American 3th ed., USA, 1986.

#### **13.- Reed Robert D.**

FURNACE OPERATIONS, Edit. Gulf Publishing Company, 3a. ed., Houston Tx., 1981.

14.- Thumann Albert.

**PLANT ENGINEERS AND MANAGERS GUIDE TO ENERGY CONSERVATION,**  
Edit. Van Nostrand Reinhold Company Inc., 2a. ed., New York, 1982.

15.- Watkins R.N.

**PETROLEUM REFINERY DISTILLATION,** Edit. Gulf, 2a ed., USA, 1979.



## **-ARTÍCULOS DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.**

- 1.- Anón.  
ALIMENTACIONES PESADAS DIFICULTAN EL DESALADO Y OTRAS OPERACIONES,  
Panel. Oil and Gas Journal, Technology. May. 21, 1984.
- 2.- Anón.  
ANALYTICAL CORRELATIONS INTERCONVERT DISTILLATION-CURVE TYPES,  
Oil & Gas Journal, Aug. 25, 1986
- 3.- Anón.  
CRUDE DISTILLATION AND VACUUM FLASHER,  
Petroleum Refiner, Vol. 37, No. 10, Oct. 1958.
- 4.- Anón.  
NPRA Q&A-3, HEAVY FEEDS STRESS DESALTING, OTHER OPERATIONS,  
Oil and Gas Journal, May 21, 1984.
- 5.- Anón.  
ONE HEAT EXCHANGER REPLACES FOUR,  
Oil and Gas Journal, Technology. Sep. 12, 1983.
- 6.- Andrews A.J.  
PROCESS-CONTROL COMPUTER SYSTEM REDUCE ENERGY COSTS  
IN FRACTIONATOR SYSTEMS,  
Oil and Gas Journal, Feb. 15, 1992.
- 7.- Barnett Jack W.  
DESALTERS CAN REMOVE MORE THAN SALTS AND SEDIMENT,  
Oil and Gas Journal, Apr. 11, 1988.
- 8.- Bannon R.P. y Marple S. Jr,  
HEAT RECOVERY IN HYDROCARBON DISTILLATION,  
CEP, Jul., 1978.
- 9.- Bartley D.  
HEAVY CRUDES, STOCKS POSE DESALTING PROBLEMS,  
Oil and Gas Journal, Feb. 1, 1982.
- 10.- Boduszynski M.M.,  
CHARACTERIZATION OF "HEAVY" CRUDE COMPONENTS,  
American Chemical Society, Sept. 13, 1985.

- 11.- Cambier P., Choux G. and Schäfer M.  
EXCHANGER REVAMP SAVES ENERGY,  
Hydrocarbon Processing, July, 1985.
- 12.- Celestinos Isaacs J. A. y Hernández Pérez R.  
PROCESSES COMPARED FOR UPPING MAYA DISTILLATE YIELD,  
Oil and Gas Journal, Technology. Apr. 26, 1982.
- 13.- Chen G. K. y Chuang K. T.  
RECENT DEVELOPMENTS IN DISTILLATION,  
Hydrocarbon Processing, Vol. 68,2 1989.
- 14.- Golden S. W. and Costanzo S.  
COMERCIAL PERFORMANCE DATA FOR STRUCTURED PACKING IN REFINERY  
ATMOSPHERIC CRUDE COLUMNS, AIChE 1990 Spring National  
Meeting Paper No. 83a.
- 15.- Golden S. W. and Michael J. Binkley.  
CRUDE-TOWER MODIFICATION STABILIZES OPERATIONS, Technology Oil and Gas  
Journal, July 30, 1984.
- 16.- Humphrey J. L. y Seibert A. F.  
NEW HORIZONS IN DISTILLATION,  
Chemical Engineering. Dec., 1992.
- 17.- Johnnie D., Jr. and Klooster H. G.  
UPRADING REFINERIES FOR ENERGY CONSERVATION,  
CEP, June 1984.
- 18.- Kurma Rao P.S.V  
HOW TO EVALUATE HEAT-EXCHANGER PERFORMANCE AND CHECK DESIGN  
CALCULATIONS, Oil and Gas Journal, Technology. Jan 18, 1982.
- 19.- Lion & Edmister.  
MAKE EQUILIBRIUM CALCULATIONS BY COMPUTER,  
Hydrocarbon Processing, August, 1975.
- 20.- Manriquez Olmos L., Araujo Guerrero M. A.  
NUEVAS OPCIONES DE PROCESAMIENTO DE CRUDO MAYA, Instituto Mexicano del  
Petróleo Vol XXI Num.2, Abril, 1989.
- 21.- Martin P. Grosboll et al,  
CRUDE AND VACUUM-UNIT OPERATIONS EXAMINED,  
Technology Oil and Gas Journal, May 18, 1987.

- 22.- Marzano B. G.  
ELECTRIC DESALTING IN OIL REFINERIES,  
Petroleum Review May, 1989.
- 23.- Miquel J., Hernández J., Castells F.  
A NEW METHOD FOR PETROLEUM FRACTIONS AND CRUDE OIL  
CHARACTERIZATION, SPE Reservoir Engineering, May 1992.
- 24.- Moins George  
OPTIMIZATION OF CRUDE STABILIZATION UNITS,  
The Oil and Gas Journal, January 21, 1980.
- 25.- Nelson W. L.  
PROCESS STEAM FOR ATMOSPHERIC DISTILLATION,  
The Oil and Gas Journal.
- 26.- NEW BURNERS AND MANAGEMENT SYSTEM IMPROVE OXIRANE EFFICIENCY,  
ALLOW WASTE-FUEL FIRING,  
Power, January 1981, pp. 50.
- 27.- Puerto J. R. y Dunne P.  
MAXIMIZE AGO YIELDS,  
Hydrocarbon Processing, Vol. 63, No. 12, 1984.
- 28.- Russ R. Jakob  
ESTIMATE NUMBER OF CRUDE TRAYS  
Hydrocarbon Processing, May. 1971 p 149.
- 29.- R. Visigalli R., Simola F. & Tarzia T.  
PREDICT AGO QUALITY,  
Hydrocarbon Processing, September 1993.
- 30.- Waldsmith R. W.  
DRY VAC TOWERS IMPROVE REFINERY OPERATIONS,  
Oil & Gas Journal, Dec. 3 , 1984.
- 31.- Watkins R.N.  
HOW TO DESIGN CRUDE DISTILLATION,  
Hydrocarbon Processing, December, 1969, p. 93.
- 32.- Wimpres R. N.  
RATING FIRED HEATERS,  
Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner, Vol. 42, No. 10, Oct. 1963.

## **-BIBLIOGRAFÍA ARTÍCULOS DESTILACIÓN AL VACÍO**

- 1.- Anón.  
NEW HORIZONS IN DISTILLATION, CHEMICAL ENGINEERING, DEC, 1992.
- 2.- Anón.  
PROCESS DESIGN FOR RELIABLE OPERATIONS, PACKED COLUMN PITFALLS.
- 3.- Anón.  
NPRA Q&A-2, CRUDE AND VACUUM-UNIT OPERATIONS EXAMINED,  
Oil & Gas Journal, May 18, 1987.
- 4.- ASTM  
STANDARD TEST METHOD FOR DISTILLATION PETROLEUM PRODUCTS AT  
REDUCED PRESSURES ASTM D1160-87.
- 5.- Glitsch Inc.  
CRUDE VACUUM TOWER WITH GRC BEDS,  
GLITSCH Inc., 1978 Dallas.
- 6.- Glitsch Inc.  
SPECIFICATION SHEET OF CRUDE VACUUM TOWER WITH GRC BEDS, Glitch,  
Inc.
- 7.- Golden S.W.  
REVAMPING VACUUM UNITS FOR HVGO QUALITY AND CUT  
POINT, Science and Technology Bd. 45, Heft 7/8, Jul./Aug., 1992.
- 8.- Golden S.W. y Lieberman N.P.  
TROUBLESHOOT VACUUM COLUMNS WITH LOW CAPITAL METHODS,  
Hydrocarbon Processing, July 1993.
- 9.- Golden S. & Martin G.  
REVAMPING VACUUM UNITS FOR HVGO QUALITY AND CUTPOINT,  
NPRA Annual Meeting 1991.
- 10.- Golden S.W. y Martin G. R.  
IMPROVE HVGO QUALITY AND CUT POINT.  
Hydrocarbon Processing, Nov. 1991.

- 11.- Golden S.W. y Martin G. R.  
**REVAMPING VACUUM UNITS FOR HVGO QUALITY AND CUTPOINT.**  
 NATIONAL PETROLEUM REFINERS ASSOCIATION. 1991 NPRA ANNUAL  
 MEETING, 17-19 Mar., 1991. Convention Center San Antonio, Texas.
- 12.- Golden S.W. y Sloley A.W.  
**SIMPLE METHODS SOLVE VACUUM COLUMN PROBLEMS USING PLANT DATA.**  
 Oil and Gas Journal, Sep. 14, 1992.
- 13.- Graf K.  
**CORRELATIONS FOR DESIGN, EVALUATION OF PACKED VACUUM TOWERS,**  
 Oil & Gas Journal, May 20, 1985.
- 14.- Hainbach J.J. & Rubero P.A.  
**GOOD VACUUM UNIT DESIGN PAYS OFF,**  
 Oil & Gas Journal, Mar. 20, 1978
- 15.- Hendrickson M.J.  
**DRY VACUUM TOWERS HAVE LOWER OPERATING COSTS,**  
 Technology Oil and Gas Journal, Aug. 11, 1986.
- 16.- Ibarra Ríos M.A.  
**DESTILACIÓN COMPLEJA EN PROCESOS INDUSTRIALES,**  
 Revista del Instituto Mexicano del Petróleo Vol XXI, Num. 3 Julio- Septiembre 1989.
- 17.- Jabr N., Alatiqi I.M., and Fahimi M.A.  
**AN IMPROVED CHARACTERIZATION METHOD FOR PETROLEUM FRACTIONS,**  
 Canadian Journal of Chemical Engineering. Volume 70, August 1992.
- 18.- Kozo U., Hisaji M., Ripudaman M., Masakatu N. y Sekiyu G.  
**CHEMICAL CHARACTERIZATION OF HEAVY OILS USING HPLC/FI-MS ANALYSIS  
 OF A PETROLEUM VACUUM RESIDUE,** Hydrocarbon Processing, Vol. 34 No. 1 1991.
- 19.- Lieberman N.P. & Lieberman E.T.  
**DESIGN, INSTALLATION PITFALLS APPEAR IN VAC TOWER RETROFIT,**  
 Oil & Gas Journal Aug. 26, 1991.
- 20.- Long R.B. & Speight J.G.  
**STUDIES IN PETROLEUM COMPOSITION,**  
 Revue de L'Institut Francais Du Pétrole Vol 44, No. 2 Mars-Avril 1989.
- 21.- Roberts D.A.  
**RECOVER ADDITIONAL DISTILLATE FROM VACUUM RESIDUE,**  
 Hydrocarbon Processing, Jul., 1993.

- 22.- Sappington J.M.  
REVAMP OF CRUDE VACUUM TOWER USING A TOTAL QUALITY APPROACH,  
NPRA Annual Meeting , 1993.
- 23.- Sappington J.M. and Armbrister C.A.  
REVAMP OF CRUDE VACUUM TOWER USING A TOTAL QUALITY APPROACH,  
1993 NPRA ANNUAL MEETING, Mar. 21-23, 1993, San Antonio, Texas.
- 24.- Waldsmith R.W.  
DRY VAC TOWERS IMPROVE REFINERY OPERATIONS,  
Technology Oil and Gas Journal, Dec. 3, 1984.

## **PROGRAMAS:**

- 1.- PROGRAMA DE CARACTERIZACIÓN DE FRACCIONES DEL PETRÓLEO DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO.
- 2.- PROGRAMA DE EVALUACIÓN ECONÓMICA DE PROYECTOS DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO.
- 3.- PROGRAMA DE EVALUACIÓN HIDRÁULICA DE ELEMENTOS DE CONTACTO TIPO VALVULADOS DE SISTEMAS DE DESTILACIÓN DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO.
- 4.- PROGRAMA DE EVALUACIÓN HIDRÁULICO DE LÍNEAS A UNA Y DOS FASES (LÍNEAS) DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO.
- 5.- PROGRAMA DE EVALUACIÓN HIDRÁULICA DE EMPAQUE ESTRUCTURADO DE LA COMPAÑÍA SULZER. D.R.
- 6.- PROGRAMA DE SIMULACIÓN DE PROCESOS DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO (SIMPROC).
- 7.- PROGRAMA DE SIMULACIÓN DE TORRES DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO.