

50
24



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

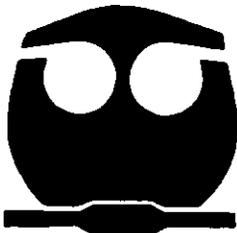
"ALTERNATIVAS PARA LA MODERNIZACION DE LA
PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA Y AL
VACIO DE LA REFINERIA DE CD. MADERO,
TAMAULIPAS."

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

MIGUEL FERRER TORRES



MEXICO, D. F.,

EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

1998

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

185017



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



Jurado asignado:

Presidente **Prof. LÓPEZ TORRES ARTURO.**

Vocal **Prof. TEXTA MENA JOSÉ AGUSTIN.**

Secretario **Prof. VILLALOBOS HIRIART ALEJANDRO.**

1er. Suplente **Prof. MONTIEL MALDONADO CELESTINO.**

2º. Suplente **Prof. LUNA PABELLO VÍCTOR MANUEL.**

Sitio donde se desarrolló el tema:

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE TRANSFORMACIÓN INDUSTRIAL.
GERENCIA DE SERVICIOS TECNOLÓGICOS Y
ASISTENCIA TÉCNICA.
MÉXICO, D.F.

Asesor del tema:

M.E. Alejandro Villalobos Hiriart.

Supervisor técnico:

I.Q. Ma. Elena Pérez Díaz.

Sustentante:

Miguel Ferrer Torres.

A MIS PADRES
CON PROFUNDO AGRADECIMIENTO.

PORQUE PARTE DE ÉSTE TRIUNFO ES TAMBIÉN DE USTEDES.
POR SU INAGOTABLE APOYO QUE RECIBÍ.
POR EL AMOR QUE SIEMPRE ME BRINDARON.
POR HABERME PREPARADO PARA EL PRESENTE.

GRACIAS LES DOY.

A MI HERMANA ROSALIA.

GRACIAS POR TUS PALABRAS DE MOTIVACIÓN Y EL EJEMPLO QUE ME
DISTE.

A MI HERMANO DAVID.

POR QUE EN TODOS LOS MOMENTOS QUE TE HE NECESITADO
SIEMPRE HAS ESTADO CONMIGO.

A MI ESPOSA ROSALINDA.

POR TODO EL AMOR QUE ME HAS DADO.
POR TUS PALABRAS DE ALIENTO.
POR LA COMPRENSIÓN QUE HE RECIBIDO DE TI.
POR QUE HAS SABIDO SER PACIENTE.
POR TODOS LOS MOMENTOS DE FELICIDAD.

MUCHAS GRACIAS MI AMOR.

A MI HIJA BRENDA.

QUE ES EL SOL DE MIS DÍAS DE OSCURIDAD
Y FUENTE DE MI LUCHA DIARIA.

GRACIAS AL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO POR DARMÉ LA OPORTUNIDAD DE REALIZAR ÉSTE TRABAJO Y DESARROLLARME PROFESIONALMENTE.

PARTICULARMENTE A LA GERENCIA DE SERVICIOS TECNOLÓGICOS Y ASISTENCIA TÉCNICA, DIVISIÓN DE ASISTENCIA TÉCNICA A PROCESOS DEL PETRÓLEO.

SIEMPRE AGRADECIDO A LOS INGENIEROS:

M. E. ALEJANDRO VILLALOBOS HIRIART.
POR TODOS LOS CONOCIMIENTOS TRANSMITIDOS

ING. MA. ELENA PÉREZ DÍAZ.
POR EL APOYO Y MEDIOS BRINDADOS.

ING. FLORENCIO JÍMENEZ JÍMENEZ.
POR LOS CONSEJOS ORIENTACIÓN E INTERÉS QUE PUSO EN MÍ.



CONTENIDO.

	PAG.
1. INTRODUCCIÓN.....	1.
2. ANTECEDENTES.....	4.
3. CONDICIONES ACTUALES DE LA REFINERÍA.....	17.
3.1 Almacenamiento.....	18.
3.2 Precalentamiento del crudo.....	21.
3.3 Desalado.....	25.
3.4 Columna de destilación atmosférica.....	30.
3.5 Columna de destilación al vacío.....	35.
4. ALTERNATIVAS DE MODERNIZACIÓN.....	39.
4.1 Almacenamiento.....	40.
4.1.1. Mezcladores de tanques.	
4.1.2. Mezcladores estáticos en línea.	
4.2 Precalentamiento del crudo.....	46.
4.2.1. Evaluación económica.	
4.3 Desalado.....	53.
4.3.1. Modificación de la desaladora D-6.	
4.3.2 Control de la interfase agua-crudo.	
4.3.3 Control de las desaladoras.	
4.3.4 Temperatura del crudo.	
4.3.5. Inyección del agua de desalado.	
4.3.6. Válvula mezcladora.	
4.3.7. Evaluación económica.	
4.4 Columna de destilación atmosférica.....	64.
4.4.1. Evaluación económica.	
4.5 Columna de destilación al vacío.....	72.
4.5.1. Evaluación económica.	
5. RESULTADOS DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS.....	84.
6. CONCLUSIONES.....	92.
7. BIBLIOGRAFÍA.....	95.



8.	APÉNDICE.	98.
I.	SIMULACIÓN: Tren de precalentamiento.	
II.	SIMULACIÓN: Sección atmosférica.	
III.	SIMULACIÓN: Sección al vacío.	
IV.	DEFINICIÓN DE TÉRMINOS.	



CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN.



CAPÍTULO I

1. INTRODUCCIÓN.

La principal fuente de ingresos económicos a nuestro país es el petróleo, por tal motivo es necesario modernizar, como una forma de mejora continua, las unidades de proceso actualmente instaladas en nuestro país.

Dicha modernización implicará no solamente la implementación de nuevas tecnologías o la adición y reemplazo de equipos, sino también significa un cambio en los criterios operativos bajo los cuales se mantienen las plantas, todo ello con una sola finalidad: garantizar una operación confiable y rentable.

En este trabajo de tesis, se realizará un estudio de las diversas alternativas para modernizar la planta de destilación de crudo "BA" de la Refinería en Cd. Madero, Tamaulipas. El estudio solo contempla seis secciones, las que a continuación se enuncian de la planta involucrada:

1. Almacenamiento de crudo.
2. Desalado del crudo.
3. Precalentamiento del crudo.
4. Columna de destilación atmosférica.
5. Columna de destilación al vacío.

Para proponer alternativas de modernización es necesario conocer la situación operativa actual de cada una de éstas secciones, y dependiendo de la sección se propondrán cambios operativos, sustitución, adición o rearrreglo de equipos, modificación del tipo de internos, etc.



CAPÍTULO I

En la primera parte se explicará la estructura de un centro de refinación del crudo, seguida de una descripción que incluya la función y equipos específicos que constituyen a la planta combinada "BA" señalando la problemática operativa existente.

En la segunda parte se presentarán las alternativas de modernización de las secciones bajo estudio, y por último se usará el simulador de procesos HYSIM para obtener resultados de las modificaciones de algunas de las secciones tales como en la destilación atmosférica y la destilación al vacío.

Es importante señalar que los principales objetivos que se pretenden alcanzar con este trabajo son los siguientes:

- Reducir los costos fijos y de operación de la planta.
- Obtener un mayor rendimiento hacia productos deseables.
- Obtener una mayor calidad de los productos.

Es oportuno hacer mención de que este estudio solo pretende mostrar una visión integral de los requerimientos de la planta "BA" que son prioritarios, y en los cuales indiscutiblemente deben llevarse a cabo acciones que permitan mejorar a corto y mediano plazo las condiciones actuales de la planta.



CAPÍTULO II

ANTECEDENTES.



2. ANTECEDENTES.

La refinación del petróleo se puede definir como la separación en fracciones del petróleo, éstas fracciones varían en cada tipo de plantas y también de las necesidades del mercado.

La refinación del crudo se puede clasificar en dos ramas principales:

- Operaciones de separación
- Procesos de conversión.

La separación del crudo esta basada en la destilación atmosférica y la destilación al vacío, y a su vez, la destilación de cualquier tipo implica intercambiadores de calor, calentadores, columnas agotadoras, condensadores, enfriadores, bombas y otros equipos o accesorios.

En la conversión del crudo existen muchas operaciones que permiten transformar las fracciones del petróleo en otros productos, cada uno de los cuales posee características físicas y químicas diferentes. La presión, temperatura y uso de catalizadores será función del tipo de reacción que se trate. Algunas de las conversiones más usuales en la refinería son las siguientes:

1. **DESINTEGRACIÓN.** Es la descomposición de grandes moléculas de hidrocarburos, en moléculas más pequeñas, mediante la acción de calor o mediante catalizadores y también con la acción termocatalítica.
2. **POLIMERIZACIÓN.** Convierte moléculas pequeñas en cadenas más largas de hidrocarburos.
3. **ALQUILACIÓN.** Unión de alquenos e hidrocarburos para obtener alcanos ramificados.
4. **HIDROGENACIÓN.** Adición de hidrógeno a un alqueno.



CAPÍTULO II

5. DESINTEGRACIÓN CON HIDRÓGENO. Descomposición de grandes moléculas adicionando hidrógeno.
6. ISOMERIZACIÓN. Convierte cadenas lineales de hidrocarburos a ramificadas (isómeros).
7. REFORMACIÓN O AROMATIZACIÓN. Conversión de gasolina de bajo número de octano a gasolina con mayor número de octano.

Las plantas modernas de refinación de petróleo operan de la siguiente manera.

- Una serie de intercambiadores de calor calientan el petróleo crudo y lo alimentan a una columna de destilación que opera a la presión atmosférica, el crudo es separado en cortes por rangos de temperaturas obteniendo un residuo que posteriormente será procesado en otras plantas.
- Otros procesos tales como la desintegración, polimerización, reformación, desintegración con hidrógeno, isomerización y procesos más severos como la coquización convierte las partes menos comerciales del crudo, en productos deseables para la venta o bien, en productos útiles como alimentación a otras plantas.

Durante el proceso de refinación no se suele separar productos químicos puros, sin embargo, algunos de los compuestos con bajo peso molecular se separan para producir productos petroquímicos.

Las siguientes fracciones pueden obtenerse de la refinación del petróleo:

1. FRACCIONES DIRECTAS.
 - Gasolina (de la cabeza del pozo).
 - Gas natural.
2. DESTILADOS LIGEROS.
 - Gasolina.



CAPÍTULO II

- Naftas.
 - Turbosina
 - Querosina.
 - Aceites ligeros.
3. DESTILADOS INTERMEDIOS.
- Aceites combustibles pesados.
 - Diesel.
 - Gasóleo.
4. DESTILADOS PESADOS.
- Aceites minerales.
 - Aceites pesados.
 - Lubricantes.
 - Ceras.
5. RESIDUOS.
- Lubricantes pesados.
 - Asfaltos.
 - Coque.

Sin embargo, las refinerías no producen todas estas fracciones.

En la figura 1 se puede observar el esquema generalizado de la refinación del petróleo, hasta productos comercializables.



CAPÍTULO II

Como puede observarse, en el esquema de la destilación atmosférica se obtiene gas, gasolina, nafta, querosina, gasóleo y residuo atmosférico entre otros productos, sin embargo, la gasolina y la nafta son los más deseables, obteniendo rendimientos promedio hacia ellos del 20% del crudo procesado.

Dentro de la refinería se cuenta con otros elementos auxiliares como: Tanques de almacenamiento de crudo, desaladoras, tanques de mezclado, sistema de recuperación de vapores, sistema para control de incendios y derrames, sistemas de producción de vapor, sistema de relevo por sobrepresión, sistema de enfriamiento de agua, sistema de generación de energía eléctrica y un cuartos de control con instrumentos para medir, registrar y controlar las variables del proceso, etc.



CAPÍTULO II

2.1 DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA "FRANCISCO I MADERO" EN CD. MADERO, TAMPS.

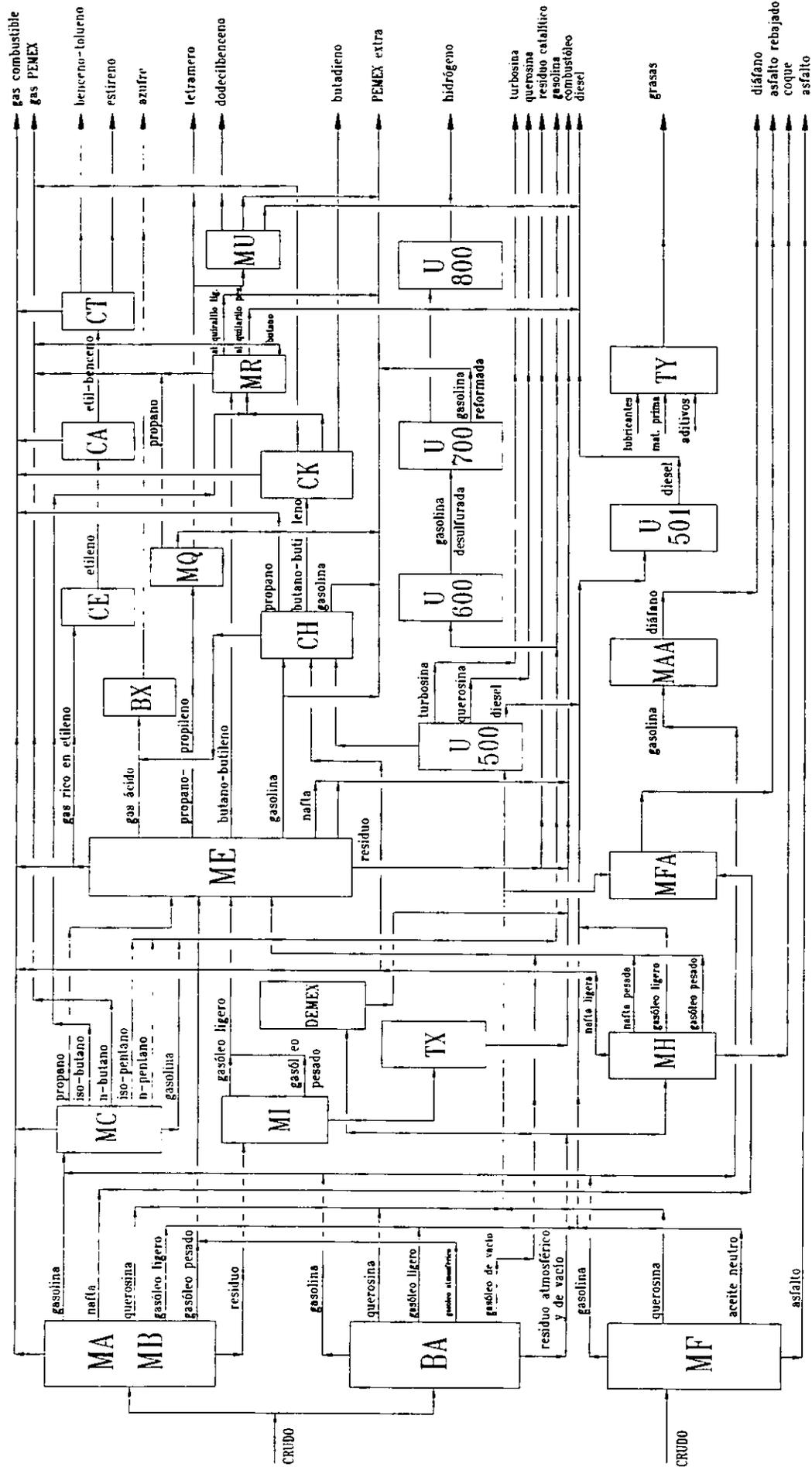
La refinería "Francisco I. Madero" tiene una capacidad nominal de 186,000 BPD para procesar petróleo crudo y este se distribuye en cuatro plantas, que son las siguientes:

La Planta de Destilación "MA" que procesa	60,000 BPD.
La Planta de Destilación "MB" que procesa	60,000 BPD.
La Planta Combinada "BA" que procesa	52,000 BPD.
La Planta de Asfaltos "MF" que procesa	13,000 BPD.

Además de éstas plantas, la Refinería cuenta con otras 23 unidades de proceso, entre las cuales se puede mencionar:

- 1) Planta fraccionadora de ligeros "MC".
- 2) Planta preparadora de carga "MI".
- 3) Planta reductora de viscosidad "TX".
- 4) Planta de coque fluido "MH".
- 5) Planta DEMEX.
- 6) Planta de desintegración catalítica. "ME".
- 7) Planta de mezclas asfálticas "MFA".
- 8) Plantas hidrodesulfuradoras "U-500", "U-501", "U-600", "U-700" y "U-800".
- 9) Planta de tratamiento cúprico "MAA".
- 10) Planta preparadora de carga "CH".
- 11) Planta recuperadora de azufre "BX".
- 12) Planta de etileno "CE", etilbenceno "CA", y estireno "CT".
- 13) Planta de polimerización "MQ", butadieno "CK", y alquilación "MR".
- 14) Planta de dodecilbenceno "MU" y de lubricantes "TY".

El diagrama de bloques de la refinería, con las plantas antes mencionadas se muestra en la figura 2.





CAPÍTULO II

En cuanto al almacenamiento existen tres patios de tanques. En el patio norte se almacena crudo que sirve de carga a la Refinería así como gasolina y destilados intermedios, la capacidad de almacenamiento de crudo es de 2,200,000 barriles y para destilados de 2,100,000 barriles. La localización de los tanques de almacenamiento se puede observar en la figura 3.

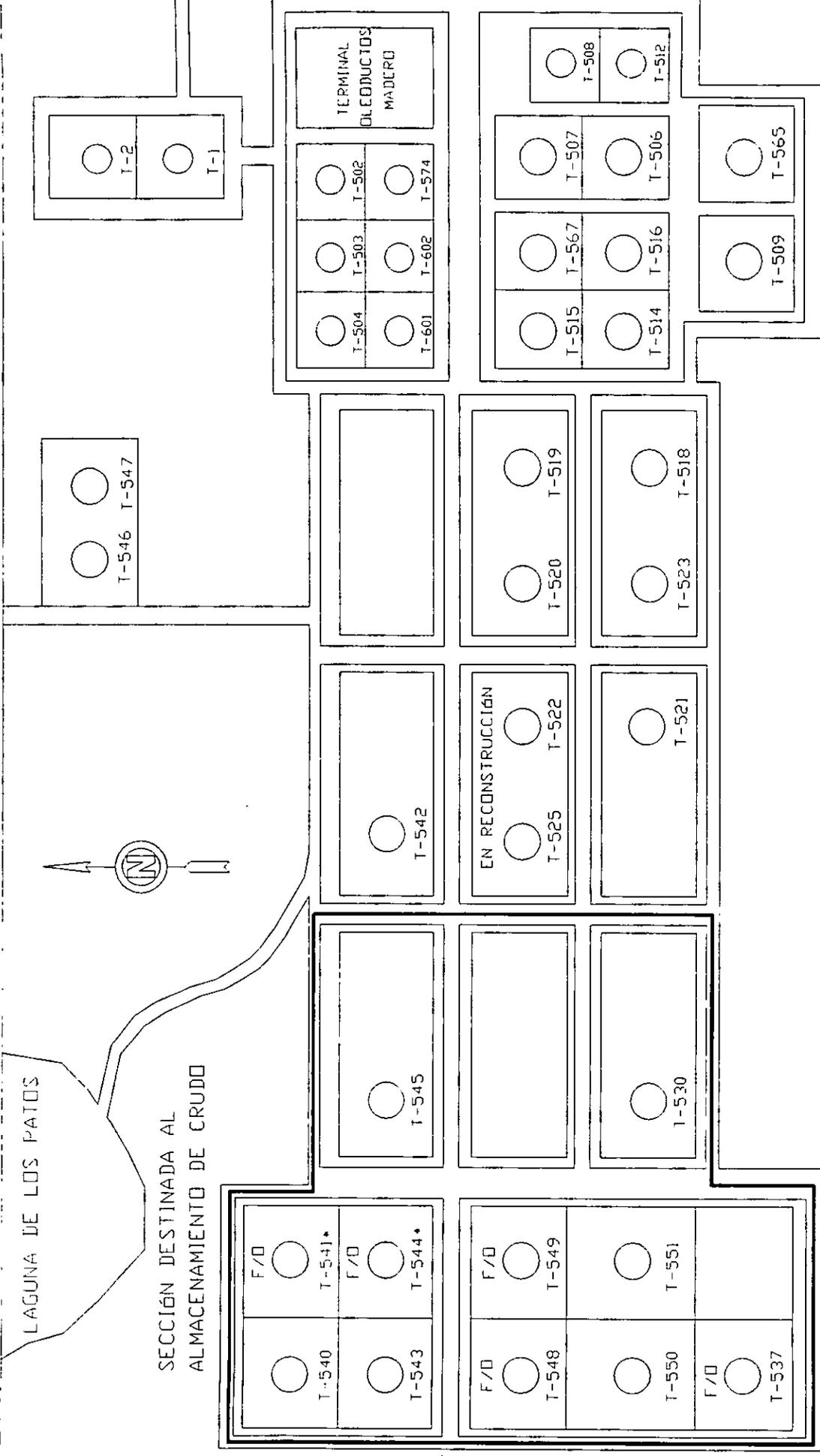
El patio oriente almacena productos intermedios en tanques verticales, horizontales, esféricos y esferoides con capacidad de 1,800,000 barriles.

El patio poniente almacena combustóleo con una capacidad de 1,900,00 barriles.

La refinería cuenta también con una planta generadora de 35 MWatt y 1,100 ton/h de vapor. El suministro de agua proviene de la Laguna de Chairel, una planta de tratamiento de agua para calderas y cinco torres de enfriamiento de agua.

Los productos terminados de la refinería son los siguientes:

COMBUSTIBLE.	PRODUCTOS PARA PAVIMENTACIÓN Y RECUBRIMIENTOS.	PETROQUÍMICOS.
Gas licuado	Asfalto FR-3	Etileno
Gasolina Magna-Sin	Asfalto FM-1	Butadieno
Gas-avión 100	Asfalto No. 6	Azufre
Turbosina	Asfalto AC-20 YAC-30	
Diesel Desulfurado		
Diesel Marino		
Diesel Sin		
Combustóleo		
Coque		



* TANQUES EN REPARACIÓN

PLANO GENERAL DE LOCALIZACIÓN DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO EN LA REFINERÍA "FCO. I MADERO"

TESIS PROFESIONAL
CD. MADERO TAMPS.
FECHA FEBRERO, 1998.

FIGURA 3



CAPÍTULO II

2.2 PLANTA COMBINADA BA.

En el diagrama de bloques de la figura 2 se puede observar la localización de la planta BA dentro de la refinería.

La mezcla de petróleo crudo procesada en esta planta constituida por una gran variedad de crudos entre los cuales se encuentran:

- Arenque.
- Pánuco.
- Tamaulipas.
- Distrito Sur.
 - ◆ Ligero.
 - ◆ Despuntado Cangrejera.
 - ◆ Nafta ligera Cangrejera.
 - ◆ Marino Faja de Oro y Poza Rica.
 - ◆ Muro, Horcón, Álamo.
 - ◆ Gasolina Poza Rica.
 - ◆ Papaloapan.
 - ◆ Naranjos.
 - ◆ Maya.

En el capítulo 3 se presentará con más detalle las características de éstos crudos así como la aportación de cada uno de ellos en la alimentación de la planta combinada.



CAPÍTULO II

2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA COMBINADA "BA".

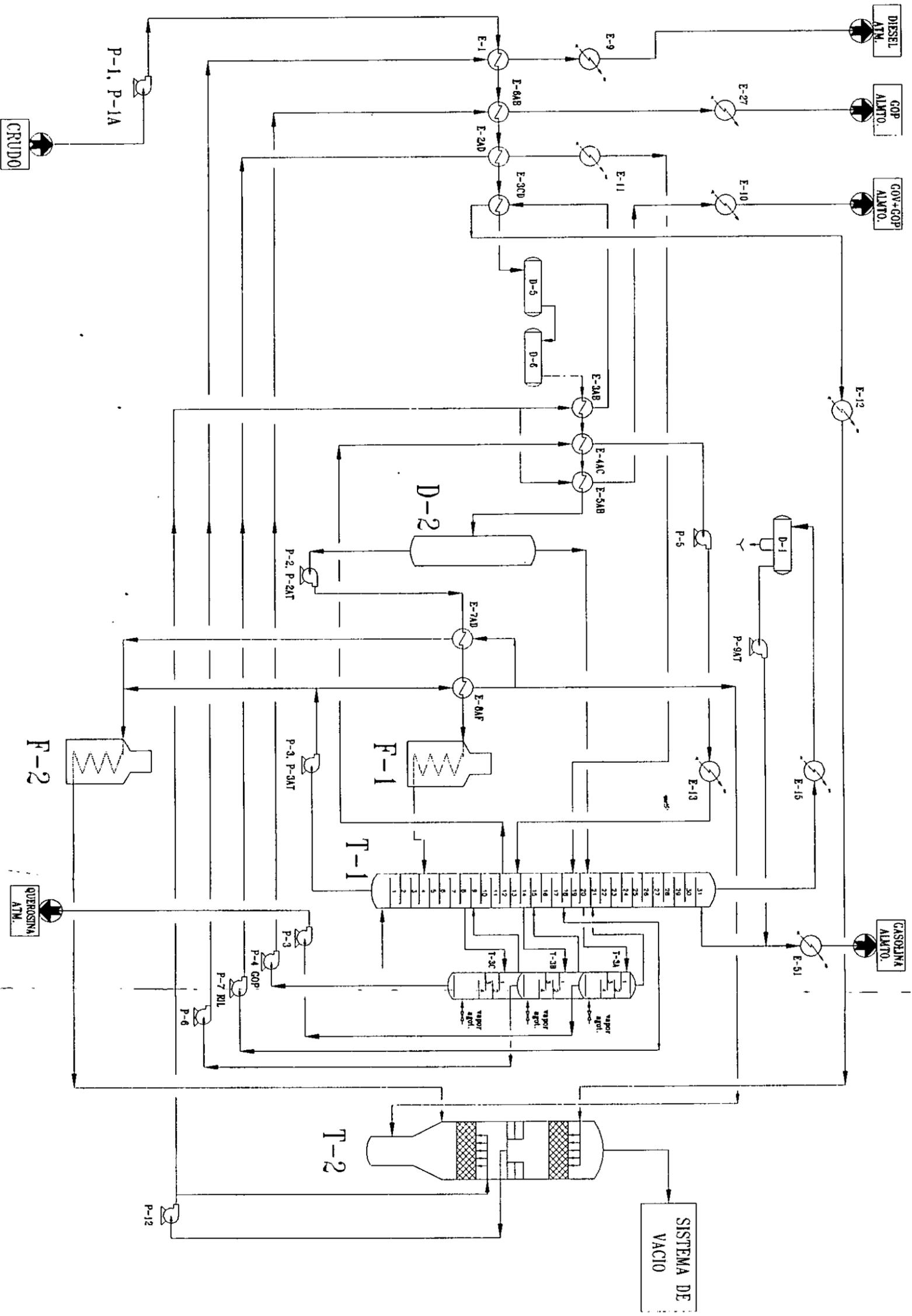
El crudo que proviene de los tanques de almacenamiento de la refinería, se bombea e intercambia calor con corrientes que provienen más calientes, de la columna de destilación atmosférica. Después del tren de precalentamiento el crudo pasa por las desaladoras, se utiliza las corrientes más calientes de la destilación al vacío para calentar aún más el crudo.

En una torre tipo flash se separa la fracción más ligera que es enviada posteriormente a la torre de destilación atmosférica. La otra fracción del flash se bombea, se precalienta aún más y se introduce a una torre en donde el crudo alcanza la temperatura de 375 °C.

La mezcla se introduce en la columna de destilación atmosférica, obteniendo cinco fracciones. El primer corte es gasolina directa, los siguientes tres cortes tienen que pasar por tres agotadores con vapor para después obtener querosina, diesel, y gasóleo atmosférico. La quinta fracción sale por el fondo de la torre y a su vez, es la alimentación de la torre de destilación al vacío, dicha corriente es previamente calentada en el equipo F-2.

De la torre al vacío se obtienen solo una fracción: gasóleo de vacío.

El diagrama de flujo de la planta combinada BA se muestra en la figura 4.



TEC 3 PROFESIONAL.
 CE MADERO TAMPS.
 FEB-A FEBRERO, 1998.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA COMBINADA "BA".

FIGURA 4



CAPÍTULO III

CONDICIONES ACTUALES DE LA REFINERÍA.



CAPÍTULO III

3. CONDICIONES ACTUALES DE LA REFINERÍA.

3.1 ALMACENAMIENTO.

En la planta BA existe dos tipos de tanques de almacenamiento.

- 1) Recibo de crudo.
- 2) Distribución de carga a la planta.

El tipo de tanque como la capacidad de cada uno de los tanques de almacenamiento y su tipo se muestra en la tabla 1.

Tabla 1.

TANQUE	TIPO DE TANQUE	CAPACIDAD (MBbl)	EXISTENCIA DE CRUDO (MBbl)	CAPACIDAD BOMBEABLE (MBPD)	TIEMPO DE REPOSO (h)
T-540, T-541*	Recibo de crudo	200	23	185	30
T-543, T-544*	Recibo de crudo	200	125	185	30
TV-85*	Distribución	60	---	60	27
TV-86	Distribución	60	---	60	27

*Actualmente éstos tanques se encuentra en reparación.



CAPÍTULO III

Los tanques de recibo de crudo tienen como finalidad el reposo del crudo y con ello eliminar el contenido de sólidos en suspensión, sales y agua, principalmente, por efecto de sedimentación natural. El tiempo de reposo de estos tanques es de 30 h. Además estos tanques reciben directamente los crudos que llegan por oleoductos a la refinería.

El segundo tipo de tanques tienen la finalidad de homogeneizar el crudo que posteriormente será alimentado a la planta de destilación, con esto se asegura una alimentación lo más constante posible en cuanto a las propiedades físicas del crudo, como es su peso específico, viscosidad, contenido de sales, etc.

Es por ello que la capacidad de estos tanques es más pequeña que los primeros, y el tiempo de reposo es de 27 h. aproximadamente.

Es importante que los tanques cuenten con un sistema de mezclado interno eficiente para lograr los objetivos de homogeneización del crudo.

A pesar de que llegan a la Refinería alrededor de 20 crudos diferentes, la planta BA solo procesa 12 de ellos. Los tipos de crudos que procesa la planta se muestran en la tabla 2 así como algunas propiedades físicas.



Tabla 2.

CARACTERÍSTICAS DE LOS CRUDOS				
	DISTRITO			
	SUR	TAMAULIPAS	ARENQUE	PÁNUCO
CARGA A LA PLANTA (B)	120,842	16,092	6,695	6,681
Peso específico @ 20/4°C	0.87	0.947	0.852	0.979
Densidad °API	30.6	17.48	34.02	12.62
Presión de vapor Reid, kg/m ²	123.63	176.13	20.71	55.82
Viscosidad S.S.U. @ 21.1 °C	92	---	69	---
Viscosidad S.S.U. @ 37.8 °C	60	---	50	---
Viscosidad S.S.U. @ 50 °C	---	111	---	422
Viscosidad S.S.U. @ 60 °C	---	69	---	246
Temperatura de escurrimiento,	< -25	-15	< -25	-16
Agua y sedimento, %Vol.	0.4	0.2	0.25	0.6
Agua por destilación, %Vol.	1.5	TRAZAS	TRAZAS	1.8
Asfaltenos en n-C7, % Peso	4.73	10.10	2.78	12.41
Contenido de NaCl, lb/1000 Bbls.	27.5	41.0	10.1	168.8
Azufre total, % Peso	2.50	5.36	2.60	5.23
Cenizas, % Peso	0.160	0.048	0.0008	0.054
Carbón CONRADSON, % Peso	5.5	10.6	4.0	12.8
Poder calorífico neto, kcal/kg.	10728	10321	10774	10226
DESTILACIÓN HEMPEL				
TIE °C	30	48	34	88
10% °C	40	162	86	228
20% °C	170	260	138	273
30% °C	220	315	196	312
40% °C	280	---	258	---
Dest. a 190 °C %Vol.	26.0	12.6	29.0	6.0
Dest. a 250 °C %Vol.	35.0	18.6	38.6	16.0
Dest. a 300 °C %Vol.	43.3	27.3	47.0	26.7
Dest. a 320 °C %Vol.	49.3	33.3	52.0	-
CONTENIDO DE METALES				
Fe, ppm	0.34	0.78	0.41	1.25
Ni, ppm	48.7	68.5	19.3	82.6
V, ppm	148.5	250.7	72.7	291.6
Constante de visc./gravedad	0.8418	0.9032	0.8358	0.9369
Factor de caracterización K UOP	12.0	11.4	12.1	11.2



CAPÍTULO III

3.2 PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO.

El precalentamiento del crudo se refiere a la utilización de una serie de cambiadores de calor de tubos y coraza antes del horno con el fin de obtener un máximo ahorro energético utilizando la menor cantidad posible de combustible. En la columna de destilación, el crudo tiene que llegar en promedio a una temperatura de 375 °C para que se lleve a cabo la destilación. Dicha temperatura es alcanzada por un calentador que utiliza gas combustible para poder obtener la temperatura del crudo.

El crudo que proviene de los tanques de almacenamiento intercambia calor con los productos y recirculaciones calientes de la columna de destilación atmosférica y la columna de destilación al vacío.

El número de intercambiadores del tren de precalentamiento del crudo se muestra en la tabla 3, así como las condiciones de operación.



Tabla 3.

EQUIPO	TIPO	ARREGLO DE ENVOLV.	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS						ÁREA TOTAL m ²
			DIAM mm	PRESIÓN DISEÑO kg/cm ²	TEMP. DISEÑO °C	DIAM mm	LONGITUD m	No. TUBOS POR ENVOL	PASOS	PRESIÓN DISEÑO kg/cm ²	TEMP. DISEÑO °C	
E-1	AES	IS-1P	889	8.8	288	25	5	513	2	21.1	93	193
E-2 AD	AES	4S-1P	889	10.5	232	25	5	513	2	21.1	135	773
E-3 AD	AES	4S-1P	889	10.55	343	25	5	510	2	21.1	163	765.5
E-4 ABC	AES	3S-1P	889	5.27	315	25	5	513	2	21.1	204	765.5
E-5 AB	AES	2S-1P	787	10.54	343	25	5	391	2	21.1	242	299
E-6 AB	AES	2S-1P	889	10.54	315	25	5	510	2	21.1	93	383
E-7 AD	AES	4S-1P	889	22.85	260	25	5	510	2	22.8	260	765.5
E-8 AF	AES	6S-1P	889	22.85	410	25	5	510	2	22.85	343	1148.3
E-9	AES	IS-1P	762	8.8	177	19	5	519	4	5.27	149	147.8
E-10	AES	IS-1P	762	10.5	177	19	4	519	4	5.27	149	111.5
E-11	AES	IS-1P	254	10.5	178	19	5	40	2	5.27	149	11.5
E-12	AES	IS-1P	254	10.5	204	19	5	48	2	5.27	149	13.8
E-13	AES	IS-1P	254	7.0	232	19	5	52	2	5.27	149	14.96
E-14 AB	AES	2S-1P	438	8.8	218	19	5	171	2	5.27	149	98.5
E-15 AF	AES	2S-3P	965	3.5	177	19	5	860	2	5.27	149	1477.1

La ubicación de éstos intercambiadores dentro de la planta, se puede observar en la figura 5.



CAPÍTULO III

Como se puede observar, el crudo proviene de la sección de almacenamiento a 24 °C, intercambia calor en los equipos E-1; E-6AB; E-2AD; E-3CD con gasóleo ligero atmosférico (GOLA), gasóleo pesado atmosférico (GOPA), RILA* y RILV** respectivamente hasta alcanzar 97 °C antes de entrar a las desaladoras D-5 y D-6 en donde el crudo tiene una disminución de 8 °C y 1 kg/cm² de presión.

El crudo desalado continúa calentándose en los equipos E-3AB; E-4AC y E-5AB con RILV, RIPA*** y gasóleo pesado de vacío (GOPV) respectivamente hasta 164 °C, temperatura a la entrada de la torre D-2. Aquí el crudo flasheado pierde 8 °C por la expansión adiabática de la válvula controladora de presión. El crudo se calienta hasta 247 °C en los equipos E-7AD y E-8AF utilizando residuo de vacío (RESVAC), temperatura a la entrada del calentador F-1, aquí se suministra 31.99 MMkcal/h de energía para obtener los 375 °C requeridos en la alimentación de la torre de destilación atmosférica T-1.

El residuo atmosférico se alimenta directamente al calentador F-2 donde incrementa su temperatura de 359 °C a 390 °C y que equivale a un suministro de energía de 8.73 MMkcal/hr.

El área total del tren de intercambio es de 4,985 m².

El número de intercambiadores de calor, el arreglo que existe entre ellos y las condiciones de operación son los aspectos más importantes que se deben de considerar para mejorar la operación y así obtener mejores resultados en el precalentamiento del crudo.

* RILA. Reflujo Inferior Ligero Atmosférico.

** RILV. Reflujo Inferior Ligero de Vacío.

*** RIPA. Reflujo Inferior Pesado Atmosférico.



CAPÍTULO III

3.3 DESALADO.

El desalado es el proceso que consiste en remover la mayor cantidad de sales disueltas y sólidos suspendidos contenidos en el petróleo crudo y para incrementar la vida útil de catalizadores tales como los utilizados en FCC. La razón de eliminar éstas sales es para evitar la corrosión en los equipos. Las sales como sulfatos y cloruros de sodio, calcio y magnesio son las que en mayor número contiene el crudo.

Dado que las sales son altamente solubles en el agua, ésta se inyecta al crudo para formar dos fases, una fase continua (formada por el hidrocarburo) y otra dispersa (formada por gotas de agua y las sales disueltas). Para poder separar estas dos fases por gravedad y posteriormente decantarlos, es necesario tener equipos demasiado grandes y tiempos de reposo muy elevados. Para eliminar éste problema se instalan electrodos dentro de la desaladora y con ellos formar un campo eléctrico, con esto se logra que la velocidad de coalescencia aumente y los tiempos de residencia disminuyan.

Un esquema simplificado de éste proceso se muestra en la figura 6.

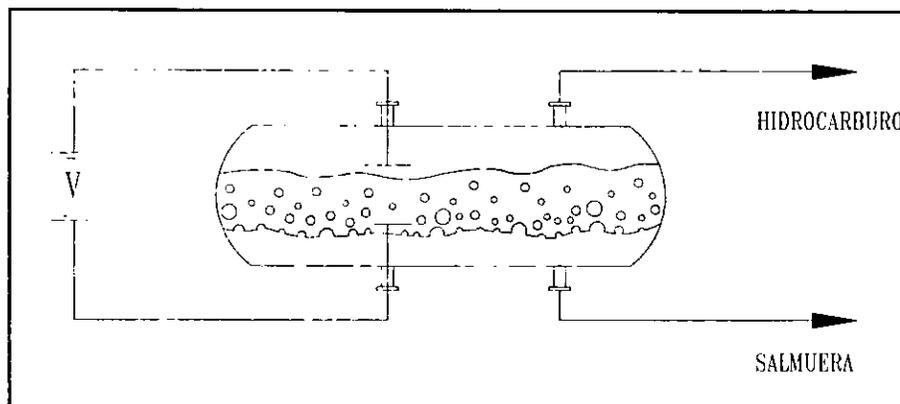


Fig. 6 Proceso de desalado de crudo



CAPÍTULO III

En la refinería se procesa una mezcla de hasta 12 tipos diferentes de crudos, esto hace que las fluctuaciones en el contenido de sales e impurezas sea mayor, afectando el funcionamiento operacional de las plantas de destilación, el desgaste de los equipos, tuberías e instrumentos.

La clasificación de las impurezas que más impactan en el desalado son las siguientes:

- **SÓLIDOS.** Partículas insolubles en agua y aceite que pueden ser eliminadas en las desaladoras, adicionando un humectante en el agua de lavado o removerlos en el proceso de lavado del petróleo antes de recibo en los tanques.
- **SEDIMENTOS Y SÓLIDOS SUSPENDIDOS.** Causan erosión en los equipos y tuberías, espumeo en la torre atmosférica, y provocan inestabilidad de operación en la interfase de las desaladoras.
- **CLORUROS Y SULFATOS DE MAGNESIO, CALCIO Y SODIO.** Estas sales se hidrolizan con la temperatura formando ácido clorhídrico y ácido sulfhídrico provocando altos daños por corrosión en los equipos.

Los porcentajes de éstas sales en el crudo así como las temperaturas de hidrolización* se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 4.

SALES	% EN EL CRUDO	T_{hidrolización} (°C)
Sodio	75	538
Magnesio	15	121
Calcio	10	205

* Las sales se hidrolizan con la temperatura para formar HCl y H₂S.



CAPÍTULO III

Con base a las temperaturas mostradas, las sales de sodio afectan enormemente en la torre de vacío y las sales de magnesio y calcio en la columna de destilación atmosférica.

El desalado en la refinería se lleva a cabo en dos desaladoras, la D-5 y D-6 que están conectadas en serie, ver figura 7. La primera desaladora es mayor en sus dimensiones con respecto a la segunda ($\phi_{D-5} = 3.5 \text{ m}$, $L_{D-5} = 21.5 \text{ m}$, $\phi_{D-6} = 3.5 \text{ m}$, $L_{D-6} = 10.5 \text{ m}$).

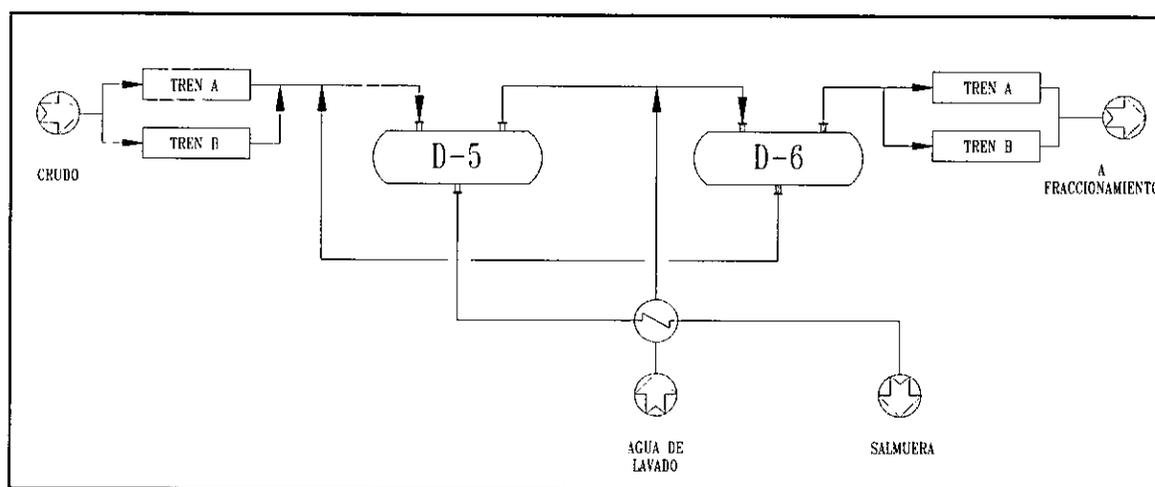


Fig. 7 Arreglo en serie de las desaladoras de crudo.

Las condiciones de operación promedio de las desaladoras se muestran a continuación.



Tabla 5

CONDICIONES DE OPERACIÓN PROMEDIO EN EL DESALADO	
Temp. Entrada, °C	97
Temp. Salida, °C	101
Pres. Entrada, Kg/cm ²	12.27
Pres. Salida, Kg/cm ²	11.52
Eficiencia, %	89
Flujo de agua, BPD	3,570
% Vol. de agua suministrada	7
Contenido de sal entrada, kg/Mbl (lb/MBbl)	14.67 (32.28)
Contenido de sal salida, kg/MBbl (lb/MBbl)	1.58 (3.49)
Capacidad, BPD	60,000

Algunos aspectos importantes de operación son las siguientes:

- El suministro del agua de lavado se da antes de las bombas de carga.
- El suministro de agua de lavado es del 7% del crudo alimentado.
- La caída de presión en la desaladora D-6 es 0.6 Kg/cm² y de 0.4 Kg/cm² para la desaladora D-5.
- El sistema de instrumentación para mantener el nivel de presión funciona correctamente.
- La temperatura del agua de lavado es de 25 °C.
- La temperatura de operación en la desaladora está entre 116 y 120 °C.



CAPÍTULO III

3.3.1 PARÁMETROS PARA MEJORAR LA SECCIÓN DE DESALADO.

- 1. PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO.** El desalado es más eficiente a mayor temperatura del crudo, por ello se recomienda entre 135 y 145 °C. por esto es de suma importancia el intercambio de calor entre corrientes.
- 2. ADICIÓN DEL AGUA DE LAVADO.** Es necesario realizar una determinación del punto más adecuado para la adición del agua de lavado y evitar la formación de emulsiones muy estables. También es muy importante determinar el volumen adecuado de agua que es necesario inyectar al crudo para realizar un buen desalado
- 3. MEZCLADO.** Mantener la caída de presión óptima de mezclado, dado que una excesiva caída de presión formará una emulsión estable. La caída de presión óptima se determina mediante pruebas en la operación.
- 4. NIVEL DE AGUA EN LA DESALADORA.** Si el nivel de agua es bajo, el agua drenada contendrá crudo, por otro lado, si el nivel del agua es alto el tiempo de residencia del crudo será bajo por lo que el desalado será deficiente. El nivel óptimo es entre 91 y 122 cm a partir del fondo del recipiente.
- 5. PRESIÓN DE LA DESALADORA.** Si la presión de la desaladora es muy alta, el agua se vaporiza, provocando variaciones en el voltaje y arrastre de agua en el crudo, además de una deficiente remoción de sal, por tal motivo es necesario revisar la válvula reguladora de presión de la desaladora.
- 6. VARIABLES ELÉCTRICAS.** Se recomienda un voltaje mayor a los 440 volts y una corriente menor a 60 amperes.
- 7. CONTENIDO DE SALES.** La concentración adecuada de sales en el crudo desalado es de 0.454 kg/1000 Bbl. (1lb/1000 Bbl.) como máximo.



CAPÍTULO III

3.4 COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.

Uno de los procesos más importantes en la refinación del crudo es la destilación atmosférica, aquí se separa el crudo para obtener cuatro cortes; gasolina, querosina, gasóleo ligero, gasóleo pesado y el residuo atmosférico que posteriormente será alimentado a la columna de vacío.

La columna de destilación atmosférica T-1 cuenta con 31 platos con un diámetro interno de 4.267 m y una longitud tangente tangente de 26.372 m.

En la parte inferior de la columna se inyecta vapor sobrecalentado a una temperatura de 270 °C, esto con el fin de disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y aumentar el arrastre de los compuestos ligeros, la temperatura promedio del crudo alimentado a la columna es de 375 °C, la presión en el domo es 0.79 kg/cm² y en el fondo de 0.94 kg/cm². Adicionalmente a la torre se cuenta con tres agotadores; el T-3A para querosina; el T-3B para gasóleo ligero y el T-3C para gasóleo pesado. La querosina y el GOL son agotados con vapor sobrecalentado de 270 °C y no hay suministro de vapor para el agotamiento de GOP.

Las condiciones de operación promedio de la columna de destilación atmosférica se muestran a continuación.



CAPÍTULO III

Tabla 6.

CONDICIONES DE OPERACIÓN PROMEDIO COLUMNA FRACCIONADORA T-1	
PERFIL DE TEMPERATURAS, °C	
Acumulador D-1	54
Domo	131
Extracción querosina	197
Extracción GOL	292
Extracción GOP	343
Fondo	358
Retorno Reflujo Superior	94
Retorno Reflujo Inferior	134
PERFIL DE PRESIONES, kg/cm²	
Acumulador	0.54
Domo	0.79
Fondo	0.94
REFLUJOS EN BPD	
Gasolina	5991
Superior	14543
Inferior	6100
VAPOR DE AGOTAMIENTO. Ton/h	
Columna principal T-1	6.53
Agotador querosina T-3A	0.34
Agotador GOL T-3B	0.4
Agotador GOP T-3C	0.0
Presión vapor agot., kg/cm ²	1.5
Temp. vapor agot., °C	270

Se alimenta en promedio a la columna 50,000 BPD de crudo para obtener:

8,350 BPD de gasolina.

7,750 BPD de querosina.

5,800 BPD de gasóleo ligero (GOL).

1,200 BPD de gasóleo pesado (GOP).

26,900 BPD de residuo atmosférico.



CAPÍTULO III

Es importante mencionar que la sección atmosférica puede operar separada o independiente de la sección de vacío.

En la figura 8 se muestra la columna atmosférica y sus diferentes cortes.

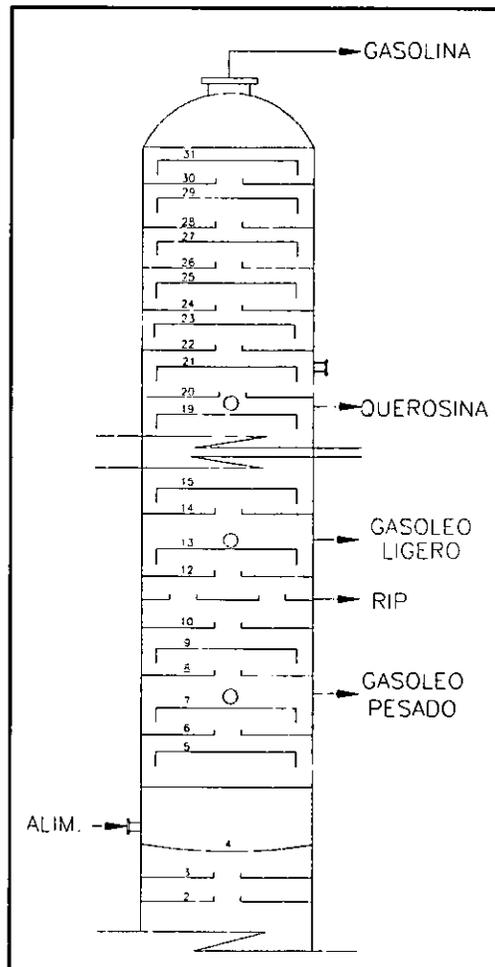


Fig. 8 Columna atmosférica T-1. Arreglo actual.

La siguiente descripción se refiere al flujo de proceso de la destilación atmosférica, para ello puede consultarse el diagrama de flujo de la planta. Figura 4.

El crudo después de haber pasado por el sistema de intercambio de calor y el desalado se bombea a la torre flash D-2. El hidrocarburo ligero es mandado



CAPÍTULO III

directamente a la columna de destilación T-1 en el plato 20. El crudo flasheado se precalienta con una corriente de recirculación del fondo de la columna atmosférica hasta llegar al horno. El crudo se alimenta a la torre a una temperatura de 375 °C en el plato No.4. La temperatura en el domo de la torre es de 131 °C y la presión de 0.79 kg/cm², en el fondo se tiene una temperatura de 358 °C y la presión de 0.94 kg/cm². Los vapores del domo se condensan y se enfrían a 38 °C en el condensador E-15, la mezcla de hidrocarburos y vapor de agua fluyen al acumulador D-1. Parte de éste hidrocarburo se recircula a la torre como reflujo y parte se envía a L.B. como Nafta a 38 °C.

La querosina se extrae de la columna atmosférica del plato 28 a 197 °C y pasa al agotador T-3A. Los vapores agotados y el vapor de agotamiento se retornan a la columna debajo del plato 21. La querosina agotada a 174 °C se bombea al enfriador E-14 hasta alcanzar una temperatura de 43 °C donde se envía a L.B. Se extrae un reflujo en el plato 18 a 237 °C intercambiando calor con el crudo en el cambiador E-2 para retornar al plato 19 de la torre. La carga térmica total del reflujo se utiliza en el precalentamiento del crudo.

El Gasóleo Ligero se extrae de la columna atmosférica en el plato 14 a 292 °C y pasa al agotador T-3B. Los vapores agotados así como el vapor de agotamiento se retorna a la columna debajo del plato 16. El Gasóleo Ligero agotado a 224 °C se bombea al enfriador E-1 hasta alcanzar una temperatura de 143 °C y en el enfriador E-9 se obtiene a 65 °C. El diesel producto se envía a L.B.

El reflujo interior se extrae en el plato 12 a una temperatura de 339 °C de la columna atmosférica e intercambia calor contra crudo en el cambiador E-4 y E-13 para regresar al plato 13 de la torre a una temperatura de 96 °C. La carga térmica total del reflujo se transfiere al crudo.

El Gasóleo Pesado se extrae del plato 8 de la columna a 343 °C y pasa al agotador T-3C. Los vapores agotados y el vapor de agotamiento se retornan a la columna atmosférica debajo del plato 9. El Gasóleo Pesado agotado intercambia



CAPÍTULO III

calor con el crudo en el cambiador E-6AB hasta 121 °C y posteriormente se enfría a 65 °C en el E-27 y la corriente se envía a L.B.

El líquido que desciende de la zona de flash es agotado con vapor sobrecalentado de 360 °C en 4 platos en el fondo de la columna atmosférica.

El residuo atmosférico se divide en dos corrientes, la primera se envía al calentador F-2 y posteriormente se alimenta a la torre de vacío T-2, la segunda intercambia calor con el crudo antes del calentador F-1 en el cambiador E-8 y E-7, una parte se enfría a 49 °C y se envía a L.B., otra parte se alimenta a la columna de vacío.

Algunas de las características de los internos de la torre fraccionadora T-1 son las siguientes:

Número de platos: 31

Tipo de platos: VÁLVULAS

Número de pasos: DOS

Espaciamiento entre platos:

No.	Espaciamiento (m)
1 al 4	0.610
4 al 5	2.131
5 al 8	0.610
8 al 19	0.762
19 al 31	0.610



CAPÍTULO III

3.5 COLUMNA DE DESTILACIÓN AL VACÍO.

El objetivo de la destilación al vacío es recuperar un mayor porcentaje de destilados del residuo de la destilación atmosférica y así obtener productos como el gasóleo de vacío que se utiliza como carga a las unidades de desintegración catalítica.

Las temperaturas requeridas para realizar una destilación a presión atmosférica de las fracciones más pesadas del crudo son tan altas que se podría dar lugar a la desintegración térmica, provocando la pérdida de producto y ensuciamiento del equipo. Por ello el residuo atmosférico se destila al vacío, ya que la temperatura de ebullición desciende al disminuir la presión.

El vacío en ésta columna se produce por 3 bancos de eyectores de 2 etapas que operan simultáneamente hasta alcanzar una presión de 53.5 mmHg abs.

La sección de vacío procesa 26,315 BPD de residuo primario proveniente de la columna atmosférica T-1.

La columna de vacío T-2 se encuentra empacada y dispone solo de una extracción de gasóleo, y opera seca, es decir, no requiere la inyección de vapor, para minimizar la coquización en situaciones de bajos flujos. Esta columna se encuentra limitada a producir 6,500 BPD de gasóleo y está provista de "quench" en el fondo de la torre para reducir la temperatura y evitar la formación de carbón por desintegración

La flexibilidad operativa de la torre es limitada ya que se carece de la extracción de gasóleo ligero (GOLV)

La columna tiene una altura total de 12.268 m y cuenta con dos diámetros diferentes: en la parte superior el diámetro es de 3.658 m y una altura de 2.438 m, en la sección inferior el diámetro es de 1.829 m y la altura de 8.153 m.



CAPÍTULO III

La sección de vacío está diseñada para producir un gasóleo pesado y un residuo de vacío. Puede operar únicamente cuando la sección atmosférica está operando. Con el fin de mantener la calidad del gasóleo de vacío, la columna está provista de una extracción de 600 BPD de un corte de recuperado abajo de la extracción de gasóleo.

La máxima temperatura en la zona de flash se fijó en 415 °C la cual corresponde a la presión de 25 mmHg abs.

La torre de vacío opera seca y tiene internos de rejilla GLITSCH los cuales permiten flujos de vapor mayores en comparación con los internos convencionales tales como los platos. Además la caída de presión a través de la torre es la mitad de la que se tiene con platos. Se tiene dos secciones de rejilla, una sección de 1m arriba de la extracción del recuperado y una sección de 1.5 m arriba de extracción de gasóleo de vacío.

Con el fin de reducir la temperatura y minimizar la corrosión en el fondo de la torre de vacío, se dispone de una recirculación quench que junto con los fondos de la torre se utilizan para precalentar el crudo flasheado en los intercambiadores E-8 A/D. La corriente de quench se recircula a la sección de fondos de la columna, mientras los fondos son posteriormente enfriados contra crudo en los intercambiadores E-8 E/F.

Las condiciones de operación promedio de la columna de destilación al vacío se muestra en la tabla 7.



CAPÍTULO III

Tabla 7.

CONDICIONES DE OPERACIÓN PROMEDIO COLUMNA FRACCIONADORA T-2	
PERFIL DE TEMPERATURAS, °C	
Domo	172
alimentación	380
Extracción GOL +GOP	236
Fondo	354
Reflujo Gasóleo Frio	89
Reflujo Gasóleo Caliente	238
PERFIL DE PRESIONES, mmHg	
Domo	43.1
Alimentación	53.5
REFLUJOS EN BPD	
Gasóleo Frio	11,124
Gasóleo Caliente	2,346

A la columna se alimenta en promedio 26,900 BPD de residuo atmosférico para obtener:

7,464 BPD de gasóleo de vacío (GOV).

19,258 BPD de residuo de vacío.

178 BPD de pérdidas.

En la columna de vacío se observa que la temperatura de alimentación es baja 380 °C, tan sólo 5 grados más que en la columna atmosférica, lo que significa que el fraccionamiento se lleva a cabo gracias al vacío existente en la columna, por lo que un aumento en esta temperatura deberá reflejarse en mayor extracción de gasóleo de vacío.

La parte menos eficiente en esta planta la constituye la columna de vacío, ya que cuando la carga es adecuada, no se proporciona un agotamiento eficiente. La causa principal es que solo dispone de una extracción de Gasóleos y la flexibilidad operativa está limitada, ya que al incrementar la temperatura de extracción, los



CAPÍTULO III

compuestos ligeros no disponen de una salida superior (extracción de gasóleo ligero de vacío), lo cual incrementa el flujo de vapores a la sección de eyectores limitando su funcionamiento.

La siguiente descripción se refiere al flujo de proceso de la destilación al vacío, para ello puede consultarse el diagrama de flujo de la figura 4.

El residuo atmosférico se calienta en el horno F-2 para alimentar a la torre de vacío en la zona de flash a 380 °C.

El Gasóleo de Vacío producto se extrae de la columna y se divide en tres corrientes. Una se envía arriba de la sección de recuperación de la torre como reflujo caliente. Otra corriente se enfría hasta 89 °C contra crudo en E-3 AB y se retorna en la parte superior de la sección de gasóleo, el enfriador E-12 proporciona un 10% de flexibilidad adicional. La tercera corriente, el gasóleo de vacío producto, intercambia calor en E-5 AB con el crudo antes del tanque D-2, para enfriarse posteriormente hasta 93 °C en E-10 combinándose después con aceite recuperado del domo de la torre de vacío y enviarlo a L.B.

El residuo de vacío a 236 °C se bombea a través de los intercambiadores contra crudo flasheado E-8 A/F, donde se enfría hasta 34 °C, y se envía a L.B. para la preparación de combustóleo.



CAPÍTULO IV

ALTERNATIVAS DE MODERNIZACIÓN.



4. ALTERNATIVAS DE MODERNIZACIÓN

4.1 ALMACENAMIENTO.

Existen dos problemas importantes en la sección de almacenamiento de la planta BA.

- Dado que ésta planta procesa una mezcla de hasta 12 crudos diferentes las variaciones en cuanto a sus propiedades físicas, tales como peso específico, viscosidad y contenido de sales principalmente, son muy irregulares, como consecuencia provoca que la alimentación a la planta no sea homogénea y por lo tanto la operación de la columna atmosférica y de otros equipos no sea adecuada.
- El tanque T-85 que es de distribución de crudo se encuentra en reparación, su capacidad es de 60,000 Bbl para alimentar el crudo a la refinería sólo se cuenta con el tanque T-86 que tiene la misma capacidad de 60,000 Bbl y dado que la refinería procesa 50,000 BPD hay una acumulación de crudo en el tanque de tan solo 10,000 BPD, obligando a que el tanque se llene diariamente.

Por tal motivo se presentan las alternativas de modernización para ésta sección.



CAPÍTULO IV

4.1.1 MEZCLADORES DE TANQUES.

Para la variación en las propiedades físicas del crudo, se propone en primer lugar instalar un sistema de agitación en el interior de los tanques de distribución y así lograr que el crudo sea lo más homogéneo posible, evitando variaciones en sus propiedades al ser alimentado a la planta. Instalados en los tanques T-85 y T-86.

El uso de estos agitadores disminuye de manera importante el depósito de sedimentos y disminuye el mantenimiento de los tanques.

Los agitadores son del tipo horizontal de ángulo variable y de entrada lateral con propela tipo marino, los mezcladores de ángulo variable evitan la formación de sedimentos en el fondo de los tanques, ya que se mueven automáticamente con un actuador mecánico en un ángulo de 0 a 60°.

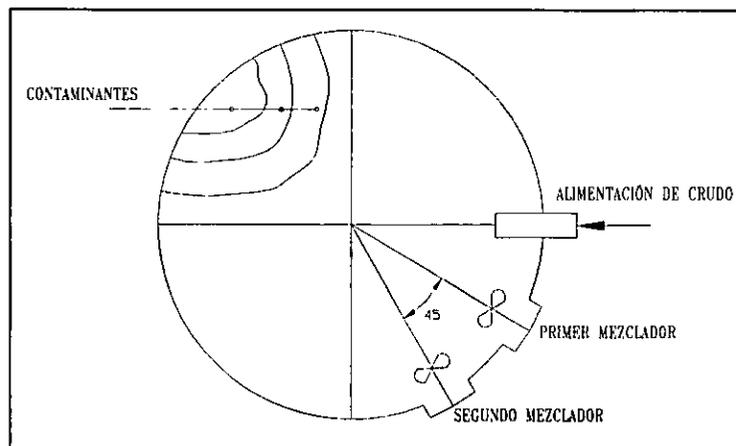


Fig. 9 Agitadores en tanques de almacenamiento de ángulo variable.

Estos mezcladores se instalan en las entrada hombre de los tanques.



CAPÍTULO IV

Para los tanques de 60 MBPD se recomienda instalar un mezclador de 50 HP de potencia.

Uno de los problemas más comunes en éste tipo de mezcladores son los sellos, que son elementos que evitan la fuga del contenido de los tanques al exterior, por tal motivo hay que verificar la eficiencia de estos sellos, el tiempo de desgaste, la facilidad y la rapidez para cambiarlos y así eliminar en gran medida riesgos de accidentes.

4.1.2 MEZCLADORES ESTÁTICOS EN LÍNEA.

El objetivo de éstos equipos es el de obtener una mezcla homogénea en línea, del crudo que será alimentado a la planta de destilación. A diferencia de los mezcladores en los tanques éstos nos permiten ajustar las propiedades del crudo a valores que nuestro proceso requiera.

Los mezcladores estáticos se instalan en las tuberías y no tienen piezas mecánicas en movimiento, cuentan con elementos de guía fijos.

El mezclado se logra por la turbulencia que provoca éstos elementos de guía fija en el crudo. De acuerdo con la calidad y efectividad del mezclado, es el número de elementos de mezclado necesario, así, se requiere 12 elementos de mezclado como mínimo, a fin de lograr el correcto mezclado de hidrocarburo y agua.

Para obtener las características físicas apropiadas del crudo es necesario instalar, además del mezclador, un regulador y un elemento final de control. El esquema que representa éstos equipos se muestra en la figura 10.



CAPÍTULO IV

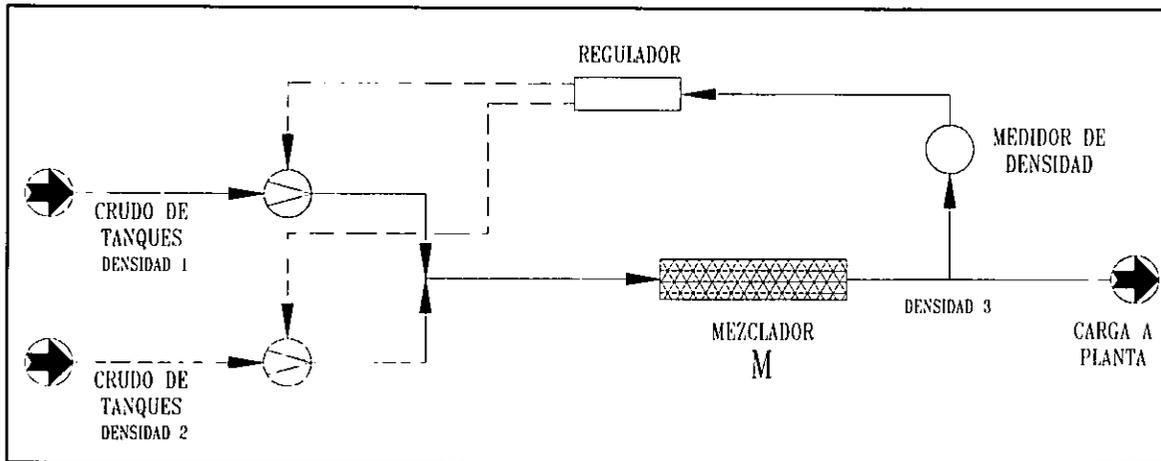


Fig. 10

La figura muestra dos crudos que tienen diferentes $^{\circ}\text{API}$ (ρ_1 y ρ_2), las corrientes se unen y pasan a una sola línea a través del mezclador M. Homogeneizado el crudo se mide la densidad de la mezcla, la señal la recibe el regulador y acciona los elementos finales de control.

El arreglo y ubicación del mezclador para mejorar la segregación de crudos se muestra en la figura 11.



CAPÍTULO IV

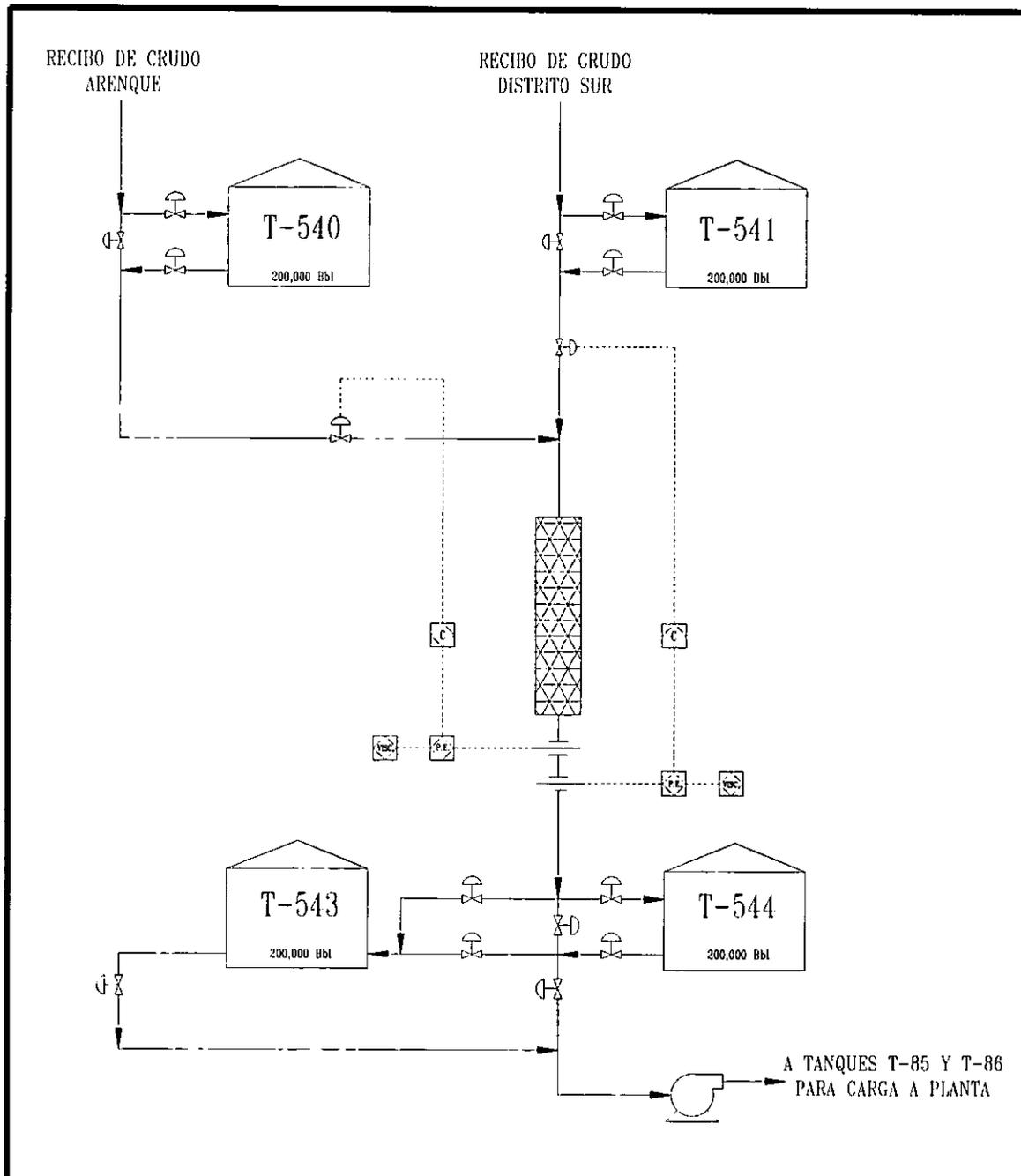


Fig. 11 Con todos los tanques operando



CAPÍTULO IV

Por otro lado se propone reordenar el servicio de los tanques a fin de contar con tanques sólo para recibo de crudos, otros para almacenamiento y otros más para distribución de la carga a las plantas.

Para mejorar ésta sección es necesario reparar los tanques T-541, T-544, y T-85 como medida a corto plazo y así contar con mayor capacidad de almacenamiento.



CAPÍTULO IV

4.2 PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO.

La principal problemática en ésta sección es que las temperaturas resultantes del arreglo actual del tren de precalentamiento no son del todo satisfactorias, principalmente por no obtener las temperaturas adecuadas y requeridas en la operación del desalado y despunte de crudo.

Para las alternativas de modernización de ésta sección se consideraron las siguientes modificaciones al esquema de proceso actual:

- La adición de una torre de despunte en lugar de la torre flash D-2 actualmente instalado.
- La adición de una extracción de turbosina en la torre atmosférica T-1.
- La adición de una extracción y recirculación de gasóleo ligero en la torre de vacío T-2.

Estas modificaciones se estudian con detalle en los capítulos posteriores.

Debido a las corrientes adicionales antes mencionadas, es necesario diseñar enfriadores en:

- La recirculación intermedia pesada de vacío, E-N3.
- El gasóleo ligero de vacío, E-N4.
- La turbosina, E-N2.
- El condensador de la torre despuntadora, E-N1.

Además debe agregarse un enfriador para el gasóleo pesado de vacío E-N5 debido a que el E-10 no es suficiente para ésta operación.

El área necesaria para cubrir dichos servicios es de 1,263 m².

Considerando todo lo anterior y utilizando la metodología del punto de pliegue se realizó un análisis con el fin de determinar los ahorros de energía, obteniendo un



CAPÍTULO IV

nuevo arreglo de integración en el tren de precalentamiento, que se puede observar en la figura 12. En este diagrama se puede apreciar lo siguiente:

El crudo con 24 °C se calienta hasta 137 °C en los equipos E-1; E-2 A; E-6AB; E-2CD; E-3AD intercambiando calor con turbosina, querosina, GOLA, RILA, RILV respectivamente, el crudo ingresa a las desaladoras a esta temperatura y continua su calentamiento en los equipos E-4ABC con RIPA; E-N6 y E-5AB con GOPV y RIPV; E-7AD y E-8AB con RESVAC hasta alcanzar una temperatura de 213 °C a la cual ingresa a la torre despuntadora nueva. El crudo despuntado se calienta solo hasta 259 °C en el equipo E-8CF con RESVAC. Posteriormente el calentador F-1 suministra 29.33 Mkcal/hr al crudo despuntado para obtener los 375 °C requeridos en la alimentación a la torre de destilación atmosférica T-1.

El residuo atmosférico se alimenta directamente al calentador F-2 donde se eleva la temperatura de 359 a 390 °C que equivale a un suministro de energía de 8.73 MMkcal/hr.

El ahorro de energía de esta nueva integración es de 4.46 Mkcal/hr.

En la tabla 8 se presentan las características del equipo adicional (E-N6AB) requerido en el tren de precalentamiento para efectuar la nueva integración. Este equipo representa un área de 299 m² y tiene las mismas características del E-5AB existente.

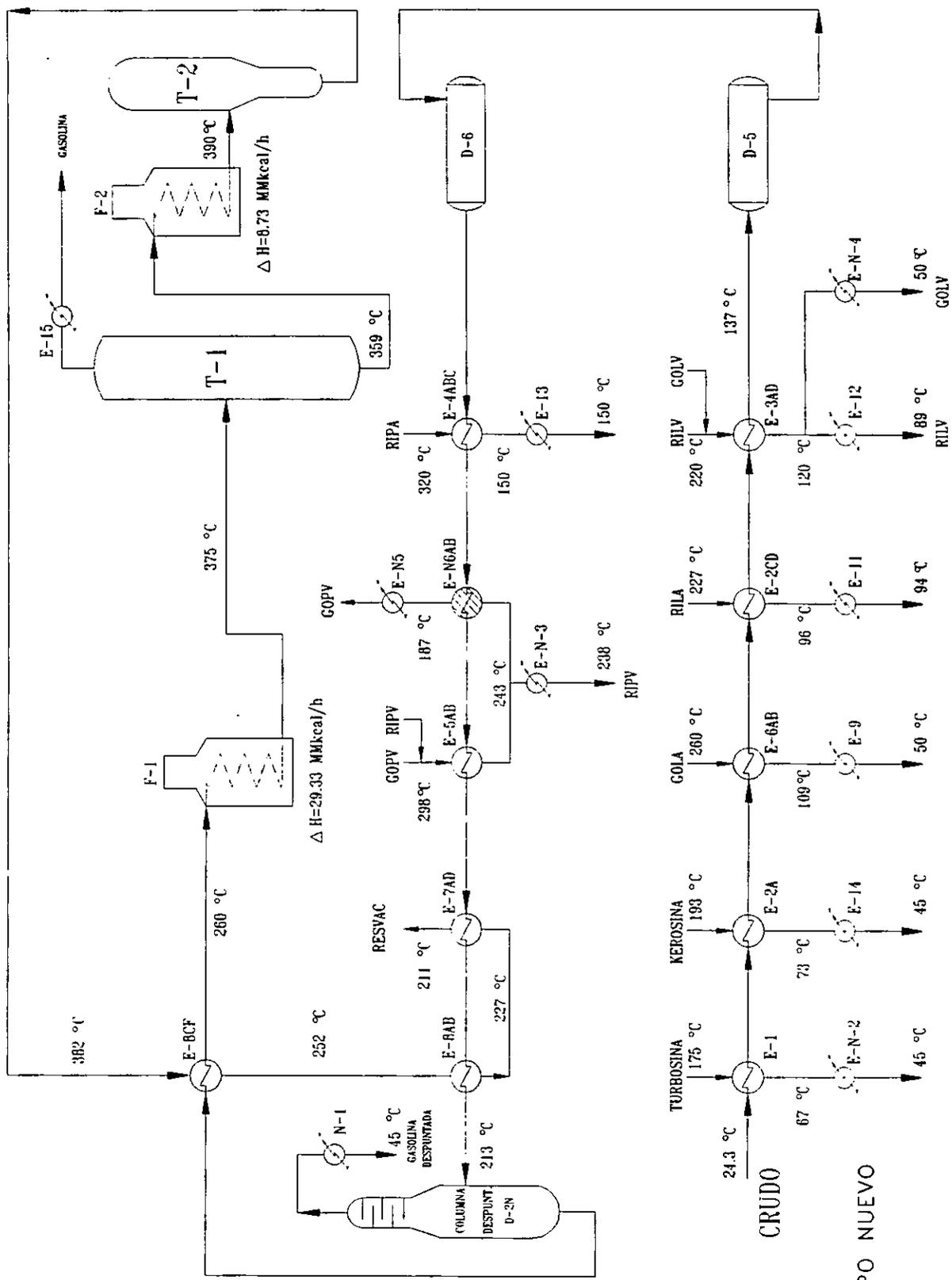
En la tabla 9 se muestra las características de los equipos requeridos para los nuevos servicios de condensación y enfriamiento, estas unidades representan 1,115 m².

* RILA. Reflujo Inferior Ligero Atmosférico.

** RIPA Reflujo Inferior Pesado Atmosférico.

*** RESVAC Residuo de Vacío.





EQUIPO NUEVO

ARREGLO PROPUESTO PARA EL INTERCAMBIO DE CALOR.

FIGURA 12

TESIS PROFESIONAL.
 CD. MADERO TAMPS.
 FECHA FEBRERO. 1998.



CAPÍTULO IV

Tabla 8.

EQUIPO	TIPO	ARREGLO DE ENVOL.	LADO ENVOLVENTE				LADO TUBOS				AREA TOTAL m ²	
			DIAM. mm	PRESIÓN DISEÑO kg/cm ²	TEMP. DISEÑO °C	DIAM. mm	LONGITUD m	No. TUBOS POR ENVOL.	PASOS	PRESIÓN DISEÑO kg/cm ²		TEMP. DISEÑO °C
E-N6AB	AES	2S-1P	787	11.7	260	19	5	391	2	15.6	185	299

Tabla 9.

EQUIPO	TIPO	ARREGLO DE ENVOL.	LADO ENVOLVENTE				LADO TUBOS				AREA TOTAL m ²	
			DIAM. mm	PRESIÓN DISEÑO kg/cm ²	TEMP. DISEÑO °C	DIAM. mm	LONGITUD m	No. TUBOS POR ENVOL.	PASOS	PRESIÓN DISEÑO kg/cm ²		TEMP. DISEÑO °C
E-N1	BJ21S	2S-1P	889	4.0	170	19	6	781	2	5.6	60	574
E-N2	AES	1S-1P	533	10.1	82	19	5	242	8	5.6	60	71
E-N3	MULTI	1S-1P	203	12.3	257	19	2.5	20	1	5.6	60	6
E-N4	AES	1S-1P	813	12.3	133	19	6	620	6	5.6	60	226
E-N5	AES	2S-2P	660	11.64	202	19	5	408	2	5.6	60	238



CAPÍTULO IV

Por último en la tabla 10 se muestra el resumen de los aspectos comparativos de la operación actual y las alternativas de modernización propuestas.

Tabla 10.

CONFIGURACIÓN	OPERACIÓN	
	ACTUAL	PROPUESTA
Temp. entrada desaladoras, °C.	97	137
Temp. entrada tanque D-2 y columna despuntadora, °C.	164	213
Temp. entrada columna T-1, °C.	375	375
Temp. entrada de crudo a calentador F-1, °C.	238	260
Energía en calentador F-1, MMkcal/hr.	33.79	29.33
Energía en calentador F-2, MMkcal/hr.	8.73	8.73
Ahorro de energía, MMkcal/hr.	--	4.46
Área adicional en tren de precalentamiento, m ² .	--	299
Área adicional en los servicios de enfriamiento y condensación, m ² .	1,263	1,115
Envoltentes adicionales en el tren.	0	2



CAPÍTULO IV

4.2.1 EVALUACIÓN ECONÓMICA.

En la sección de precalentamiento del crudo se estima una inversión de 2,241,000 USD considerando la adquisición de un equipo nuevo (N6AB) para realizar la nueva integración. Además de los equipos requeridos para los servicios de condensación y enfriamiento (E-N1, E-N2, E-N3, E-N4, y E-N5).

Por otro lado se espera obtener ingresos de 520,000 USD/año por el ahorro de energía.

Considerando lo anterior se obtuvo la siguiente evaluación económica para esta sección:

INVERSIÓN	2,241,000 USD
INGRESOS	520,000 USD/año
HORIZONTE DE PLANEACIÓN*	10 años
INFLACIÓN	10 %
DEPRECIACIÓN	224,100 USD/año
Periodo de Recuperación de la Inversión	4.31 años
Valor Presente Neto** (VPN)	2,044,289 USD
Tasa Interna de Recuperación (TIR)	30.09 %
Beneficio/Costo	2.32

* Se considera 355 días/año de operación.

** VPN a enero de 1998.



CAPÍTULO IV

La modernización en el precalentamiento del crudo se justifica técnicamente por que:

- a) Con el nuevo arreglo del tren de precalentamiento y la adición de los equipos necesarios, se tendrá una mejor operación en el desalado del crudo así como el ahorro de combustible en los calentadores a fuego directo.
- b) Obtener una reducción en los costos de mantenimiento de los intercambiadores.

La modernización de esta sección se justifica económicamente por que:

- a) Se obtiene un VPN superior a cero (2,044,289 USD).
- b) La TIR obtenida (30.09%) es superior a la tasa de descuento (10%).
- c) La inversión en esta sección se recupera en un periodo menor al horizonte de planeación (4.31 años).
- d) El beneficio en esta sección es 2.32 veces el costo de la inversión.



CAPÍTULO IV

4.3 DESALADO.

En la sección de desalado se puede identificar la siguiente problemática:

- El contenido de sal en el crudo desalado es muy alto 1.6 kg/1000 Bbl (3.5 lb/1000 Bbl) con respecto al deseado de menos de 0.454 kg/1000 Bbl (1 lb/1000 Bbl).
- Se tiene bajas eficiencias de desalado, apenas del 89%.
- No se cuenta con un sistema eficiente en el control de nivel en la interfase agua-crudo.
- La temperatura del crudo a desalar es muy baja (97°C) con respecto a la recomendada de 125 a 145°C para un mejor desalado.
- La temperatura del agua para desalado es muy baja (25°C) con respecto a la recomendada de 80 a 90°C.
- El suministro de agua para el desalado se hace en la sección de las bombas de carga de crudo. Éste no es el punto más adecuado para adicionar el agua.
- La caída de presión a través de la válvula mezcladora es de 0.6 kg/cm², con respecto a la recomendada de 0.33 a 0.13 kg/cm².

Por otra parte la sección de desalado opera adecuadamente las siguientes condiciones:

- El suministro de agua para el desalado equivale al 7% vol. del crudo a desalar.
- En las variables eléctricas se estima 440 volts y 60 amperes en promedio.

Bajo éste panorama se presenta la siguiente propuesta para mejorar la operación de ésta sección.



CAPÍTULO IV

4.3.1 MODIFICACIÓN DE LA DESALADORA D-6.

Existen tres tipos de desaladoras para llevar a cabo el proceso de desalado las cuales son

- De baja velocidad.
- Cielectric®.
- Bielectric®.

Las primeras dos difieren básicamente en el lugar de distribución de la emulsión, mientras que la tercera consta de dos campos eléctricos, producidos por tres electrodos, generados en el mismo recipiente. La figura 13 muestra la sección interior de cada una de los tipos de desaladora.

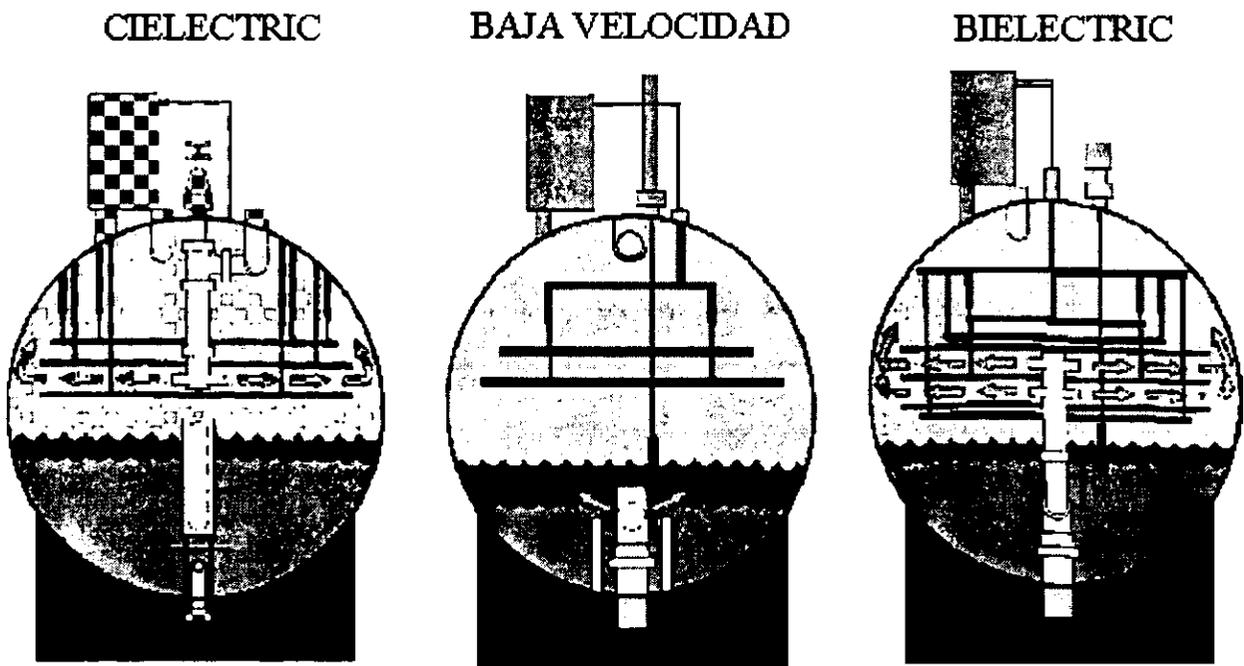


Fig. 13 Tipos de desaladoras.



CAPÍTULO IV

La desaladora más eficiente y la que mayores ventajas proporciona al proceso de desalado es la bielectric.

La planta BA cuenta con dos desaladoras tipo cielectric conectadas en serie.

Para reducir el contenido de sal de 14.67 a 0.22 kg de sal en cada 1000 Bbl (32.28 a 0.5 lb/1000 Bbl), es necesario modificar la desaladora D-6 (tipo cielectric) mediante el cambio de internos para su conversión a tipo bielectric, conservando el arreglo en serie con la desaladora D-5.

- **Las desaladoras de la marca cielectric®** eliminan las sales como NaCl en un porcentaje superior al 90%. Tiene un distribuidor ajustable que proporciona un flujo horizontal de la emulsión en el campo eléctrico y se recomienda para flujos viscosos pesados y manejar flujos variables.
- **A las desaladoras de la marca bielectric®** se alimentan dos corrientes de la emulsión agua-aceite entre tres electrodos permitiendo una mayor capacidad por unidad de volumen de recipiente que las desaladoras de flujo vertical. Su eficiencia en el desalado es del 98%, soporta altas cantidades de sales a la entrada, hasta 45.45 kg de sal por cada 1000 Bbl (100 lb/1000 Bbl) y ofrece un contenido de sales a la salida menor a 0.454 kg de sal por cada 1000 Bbl (1lb/1000Bbl), remueve del 10 al 15% de sólido, disminuyendo al mismo tiempo el consumo de aditivos como, agentes emulsificantes o coalescedores y de manera considerable el arrastre de aceites en el agua de salmuera.

Para realizar la conversión es necesario instalar los siguientes equipos:

- Un distribuidor de flujo dual.
- Un electrodo tipo E-3.
- Instalación de aislamiento eléctrico.
- Una válvula de control de nivel de agua, tipo globo de acero inoxidable y cuerpo de acero.



CAPÍTULO IV

- Un transmisor de presión diferencial neumático tipo Foxboro.
- Un indicador y controlador de presión neumático tipo Foxboro.
- Una válvula mezcladora neumática tipo K&M GTB, de acero inoxidable y cuerpo de acero.

La desaladora deberá cumplir con las siguientes características.

1. La unidad de desalado utilizará un instrumento de emulsificación especial para contactar el agua de lavado con las impurezas del crudo no tratado.
2. La unidad de desalado utilizará un diseño que proporcione una distribución de una emulsión agua-crudo en dos corrientes paralelas.
3. La distribución de la emulsión agua-crudo será en forma radial con flujo laminar.
4. El flujo dual de las corrientes emulsificadas será en dirección horizontal directamente a dos campos eléctricos creados por tres juegos de electrodos energizados.

Se deberá instalar un sistema de remoción de lodos que garantice el óptimo funcionamiento de los equipos existentes, éste sistema no deberá usar vapor y deberá cumplir con las condiciones de operación normales y de diseño.



CAPÍTULO IV

4.3.2 CONTROL DE LA INTERFASE AGUA-CRUDO.

El control del nivel de interfase agua-crudo es una de las variables más importantes y difíciles de obtener en forma confiable, convirtiéndose en un problema crítico para mantener una buena operación de la desaladora. Los sistemas tradicionales de medición de interfase son del tipo mecánico (por flotación) que son altamente dependientes de la gravedad específica del medio y los sedimentos de fondo dando frecuentes errores y por lo tanto inestabilidad en la operación.

Es importante controlar el nivel de la interfase puesto que si es alto, la corriente eléctrica aumentará debido a la disminución de la resistencia al paso de la electricidad que ofrece la capa de agua, formándose arcos eléctricos y por consiguiente la redispersión del agua. Adicionalmente la eficiencia de deshidratación de la desaladora puede ser apreciablemente reducida debido a la disminución del tiempo de residencia del crudo en la unidad.

Un bajo nivel de la interfase puede producir una salmuera efluente aceitosa o "agua negra".

El tiempo de residencia del agua puede ser reducido debajo del requerido para la decantación, lo que puede estar agravando el desalado, por la presencia de sólidos acumulados en el fondo del recipiente que sensibiliza los problemas del control del nivel de la interfase.

Para el control de nivel existen nuevos sensores que miden concentraciones de agua en un intervalo de 0 a 100% por absorción diferencial de energía entre agua e hidrocarburo y que no son afectados por las características del medio donde se está midiendo, dando información continua sobre lo que esta ocurriendo en la



CAPÍTULO IV

desaladora. En el mercado éstos dispositivos se conocen con el nombre de “probetas de medición” y tienen tres componentes básicos.

- TRANSMISOR
- ANTENA
- ACONDICIONADOR DE SEÑAL

El agua absorbe mucha más energía que los hidrocarburos, por lo que la carga es proporcional a la concentración de agua en una mezcla agua-hidrocarburo.

Un sistema completo de éste sistema incluye hasta 4 probetas, el cual se describe a continuación y son mostradas en la figura 14.

- **1-PROBETA DE CONTROL:** Se usa para mantener el nivel de la interfase dentro de la desaladora a través del control de la válvula de salmuera efluente. Está posicionada con un ángulo de 45° en la zona de control de la región de interfase.
- **2-PROBETA DE CONTROL DE ARRASTRE DE AGUA:** Monitorea la concentración de agua en el crudo aproximadamente a 30 cm por debajo de las Grillas. Se puede conectar a una alarma para alertar al operador que la capa de emulsión ha crecido dentro de la fase crudo y por lo tanto poder tomar acción sobre las válvulas del equipo para normalizar la situación.
- **3-PROBETA DE CONTROL DE ARRASTRE DE CRUDO:** Monitorea la concentración de crudo en la fase agua a 30-60 cm del fondo de la desaladora. Se puede conectar a una alarma para avisar cuando la emulsión ha avanzado hacia la fase agua y el operador tiene tiempo para prevenir un arrastre de hidrocarburos hacia los efluentes.
- **4-PROBETA DE CONTROL DE ENTRADA DE CRUDO:** Normalmente se instala en la línea donde descargan las bombas de alimentación de crudo a la sección atmosférica. Se prefiere instalar lo más cerca posible de los tanques de crudo para permitir suficiente tiempo de respuesta, tomando acciones



CAPÍTULO IV

correctivas en la desaladora, en caso de que detecte un "bolsón" de emulsión o agua alimentada.

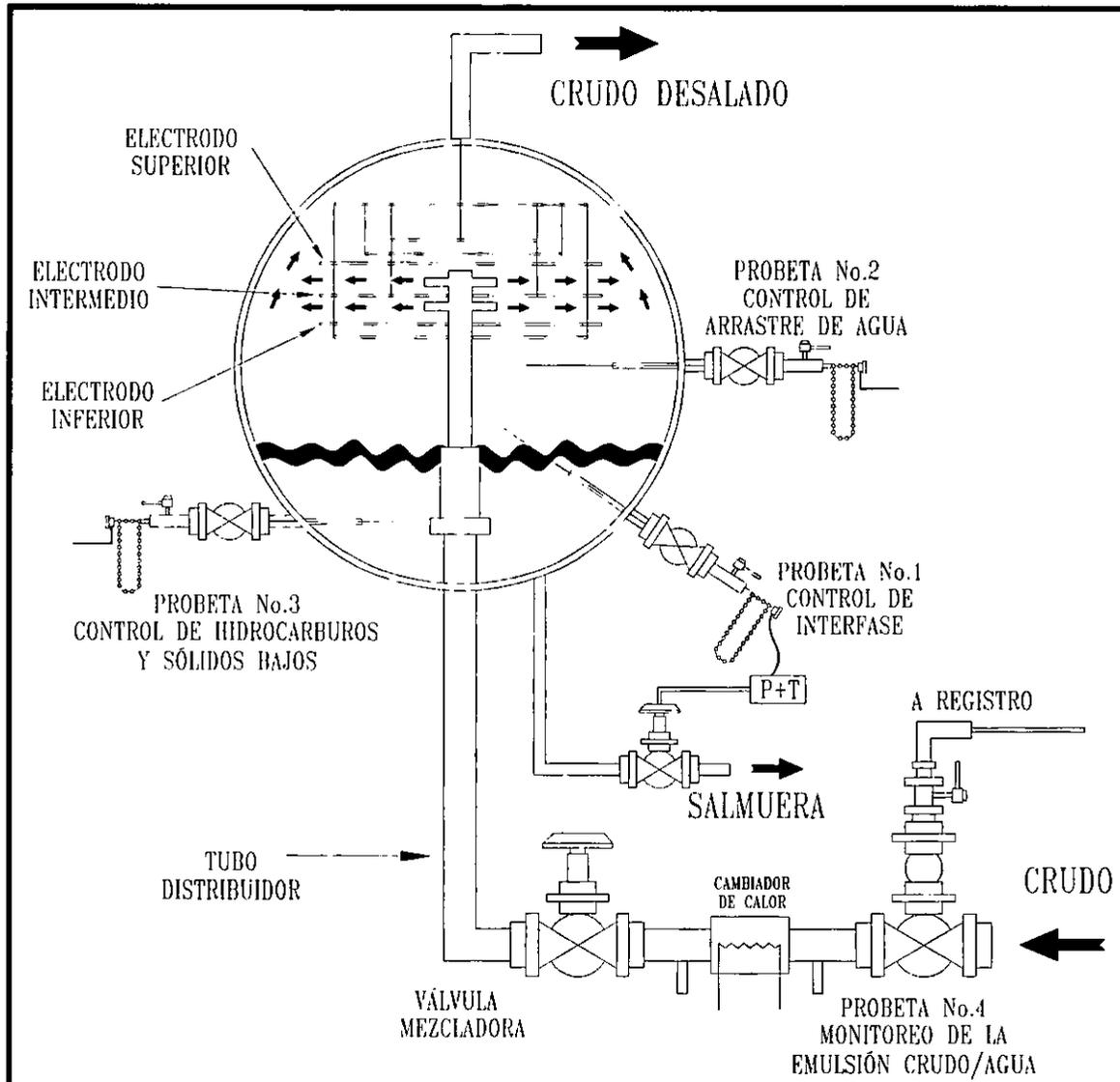


Fig. 14 Control de nivel en la desaladora.



CAPÍTULO IV

4.3.3 CONTROL DE LAS DESALADORAS.

Como parte de la modernización del sistema de desalado se deberá instalar un sistema de control nuevo en las desaladoras existentes, dicho sistema deberá cumplir con las siguientes características:

- a) Monitoreo y control automatizado de la interfase agua-crudo.
- b) Compatibilidad con el sistema del control distribuido existente de la marca existente.
- c) Manejar señales locales y en monitor, de las principales variables a controlar.
- d) Se manejará un sobrediseño de 20% de las señales en consola.
- e) Se utilizará señales de 20 a 40 miliamperes.

4.3.4 TEMPERATURA DEL CRUDO.

Para incrementar la temperatura del crudo a desalar es necesario realizar un arreglo más adecuado entre el equipo de intercambio térmico (ver capítulo 4.2) a fin de que la temperatura del crudo que ingresa a la sección de desalado sea superior a 125 °C.



CAPÍTULO IV

4.3.5 INYECCIÓN DEL AGUA PARA DESALADO.

Es necesario reubicar los puntos de inyección del agua para desalado, ya que al adicionarse en la succión de las bombas de carga de crudo, la mezcla crudo-agua pasa a través de todo el tren de precalentamiento favoreciendo la formación de una emulsión muy estable que en la desaladora es muy difícil de romper. El punto de inyección de agua más adecuado es antes de la válvula mezcladora.

4.3.6 VÁLVULA MEZCLADORA.

Se debe reducir en un rango de 0.13 a 0.33 Kg/cm² la caída de presión en la válvula mezcladora debido a que entre mayor es ésta presión se favorece la formación de una emulsión estable que disminuya la eficiencia en el desalado.



CAPÍTULO IV

4.3.7. EVALUACIÓN ECONÓMICA.

La modificación de la desaladora D-6, la instalación del control de la interfase agua-crudo en las desaladoras representan una inversión de 1,947,190 USD. Por otro lado se espera obtener como efecto global de la modernización de esta sección un ahorro en el consumo de sustancias químicas , reducción en los gastos de mantenimiento, reducción de sal en el crudo desalado, ahorro por la disminución en el consumo de catalizador en la planta F.C.C. lo que representa obtener ingresos de 1,154,499 USD/año.

Los siguientes resultados se obtuvieron del estudio económico:

INVERSIÓN	1,947,190 USD
INGRESOS	1,154,499 USD/año
HORIZONTE DE PLANEACIÓN*	10 años
INFLACIÓN	10 %
DEPRECIACIÓN	194,719 USD/año
Periodo de Recuperación de la Inversión	1.68 años
Valor Presente Neto** (VPN)	5,822,988 USD
Tasa Interna de Recuperación (TIR)	68.66 %
Beneficio/Costo	7.98

* Se considera 355 días/año de operación.

** VPN a enero de 1998.



CAPÍTULO IV

La modernización de la sección de desalado se justifica técnicamente por que:

- a) Al contar con la modificación de la desaladora D-6 se obtendrá un ahorro en el consumo de aditivos químicos, consumo de combustible y catalizadores, así como reducir el mantenimiento de los equipos, accesorios e instrumentos.
- b) Se verá disminuida la corrosión de equipos e incrementar la capacidad de procesamiento de la carga.

La modernización del desalado se justifica económicamente por que:

- a) Se obtiene un VPN superior a cero (5,822,988 USD).
- b) La TIR obtenida (68.66%) es superior a la tasa de descuento (10%).
- c) La inversión en esta sección se recupera en un periodo menor al horizonte de planeación (1.68 años).
- d) El beneficio en esta sección es 7.98 veces el costo de la inversión.



CAPÍTULO IV

4.4 COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.

Para el caso específico de la planta de destilación atmosférica "BA" se tiene identificada su problemática que en términos generales se resume a lo siguiente:

- Traslape de gasóleo ligero primario (GOL) en el gasóleo pesado primario (GOP), ya que en los reportes de residuo atmosférico y de GOP, se aprecia que solo existe un traslape de GOL de 4% vol. en el residuo, mientras que en el GOP el traslape es del 35% vol.
- Falta de una extracción lateral en la columna para obtener turbosina.
- Falta del agotador de gasóleo pesado primario.
- Uso de vapor de agotamiento de baja calidad
- Bajos rendimientos de gasóleo ligero primario.

Se contempla que la Refinería en Cd. Madero debe incrementar tanto su porcentaje de crudo Maya procesado como los flujos de crudo introducidos actualmente a sus unidades de proceso. Así se pretende procesar 60,000 BPD de crudo en la planta BA. Actualmente se procesan 50,000 BPD.

Bajo esta perspectiva, es inevitable la modificación operativa de la planta y la adición de nuevos equipos e instrumentos que permitan una operación regular.

Las propuestas para mejorar la operación de ésta sección se muestra a continuación:

1. Instalar una columna despuntadora, en lugar del tanque flash D-2 que actualmente se está utilizando
2. Mejorar la calidad del vapor de agotamiento, se propone suministrar vapor sobrecalentado de 360°C tanto a la columna principal como a los agotadores de querosina y gasóleo ligero, dado que a mayor temperatura del vapor, los



CAPÍTULO IV

compuestos ligeros son arrastrados con mayor facilidad y por tanto se evita el traslape de productos.

3. Suministrar vapor de agotamiento de 360°C al agotador de GOP, y reducir el traslape de GOL en GOP. El agotador construido originalmente para el GOP no cuenta con suministro de vapor, es por ello que se recomienda habilitar tal alimentación con el fin de obtener el GOP con menor contenido de diesel.
4. Sustitución de los internos en la sección de gasóleos y habilitar la extracción de turbosina, sustituyendo la extracción de nafta. Esto se logra mediante la instalación de empaque estructurado de alta eficiencia equivalente a 12 platos en las zonas involucradas con la extracción de gasóleo y del corte turbo-queru. Se ha comprobado que la columna atmosférica mejora sus rendimientos y la calidad de los cortes si la columna se modifica para operar con empaque estructurado, por tal motivo, se realizó una evaluación considerando la utilización de empaque estructurado de alta eficiencia y los resultados son los siguientes.
 - a) Disminución en el traslape de GOL en GOP hasta 5.5% vol. esto significa un incremento de 650 BPD de GOL en la extracción.
 - b) Mejoramiento en la calidad de la alimentación (GOP) a las plantas de desintegración catalítica, ya que contiene menos GOL.

Mediante la adición de empaque estructurado puede obtenerse una extracción de turbosina que cumpla con las especificaciones requeridas del producto.

En la figura 15 se muestra la columna atmosférica con las modificaciones anteriormente señaladas.



CAPÍTULO IV

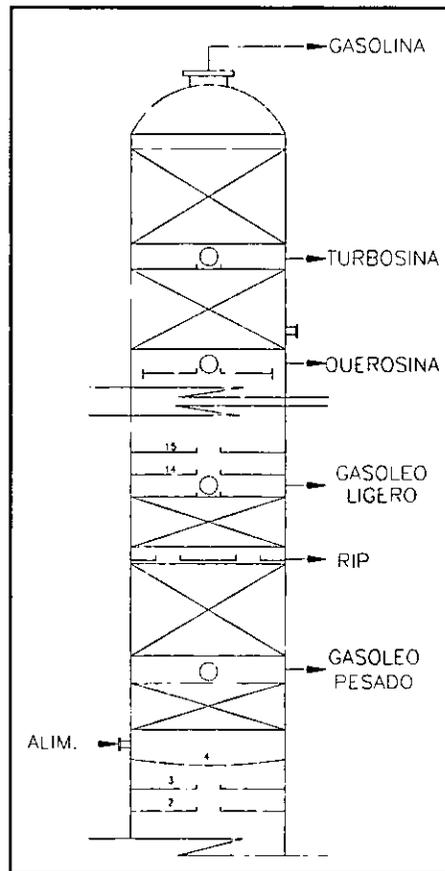


Fig. 15 Sustitución de internos para habilitar la extracción de turbosina, en la sección de gasóleo.

A continuación se muestra las hojas de datos de la columna atmosférica T-1 considerando las modificaciones antes mencionadas.

MODIFICACIONES REALIZADAS A LA COLUMNA ATMOSFÉRICA T-1

TESIS PROFESIONAL

PLANTA DESTILACIÓN COMBINADA "BA", SECCION ATMOSFERICA

HOJA 1 DE 2

LOCALIZACION CD. MADERO, TAMPS.

CLAVE DEL EQUIPO T-1

N° UNIDADES UNA

SERVICIO: TORRE FRACCIONADORA

TIPO: DE PLATOS / EMPAQUE

DIAMETROS: 4267 mm

ALTURA TOTAL: 26372 mm; FALDON 5183 mm

TEMPERATURA DE OPERACION: SUP 136 °C INF 362 °C

PRESION OPERACION: 0.42 Kg/cm2man

PRESION DISEÑO: 3.5 Kg/cm2 man.

TEMPERATURA DE DISEÑO: SUP 343 °C; INF 435 °C

MATERIALES: CASCARON ASTM-A285, GR."C"; REC INT. (8) ESPES. mm

CORROSION PERMISIBLE: CASCARON (7) mm

RELEVADO DE ESFUERZOS: NO

AISLAMIENTO: POR CONSERVACION

MATERIAL: PLATOS Y UNIDAD DE CONTACTO A.I.410(Plato 31&32=MONEL)

PLATOS

Nos.	TIPO	No. DE PASOS	ESPACIAMIENTO
1-31	VALVULA	2	(3)

EMPAQUES

TIPO: ESTRUCTURADO ALTA EFIC. No. DE CAMAS: 3
 ALTURA DE CAMA: (4) PESO POR CAMA: (4)

BOQUILLAS

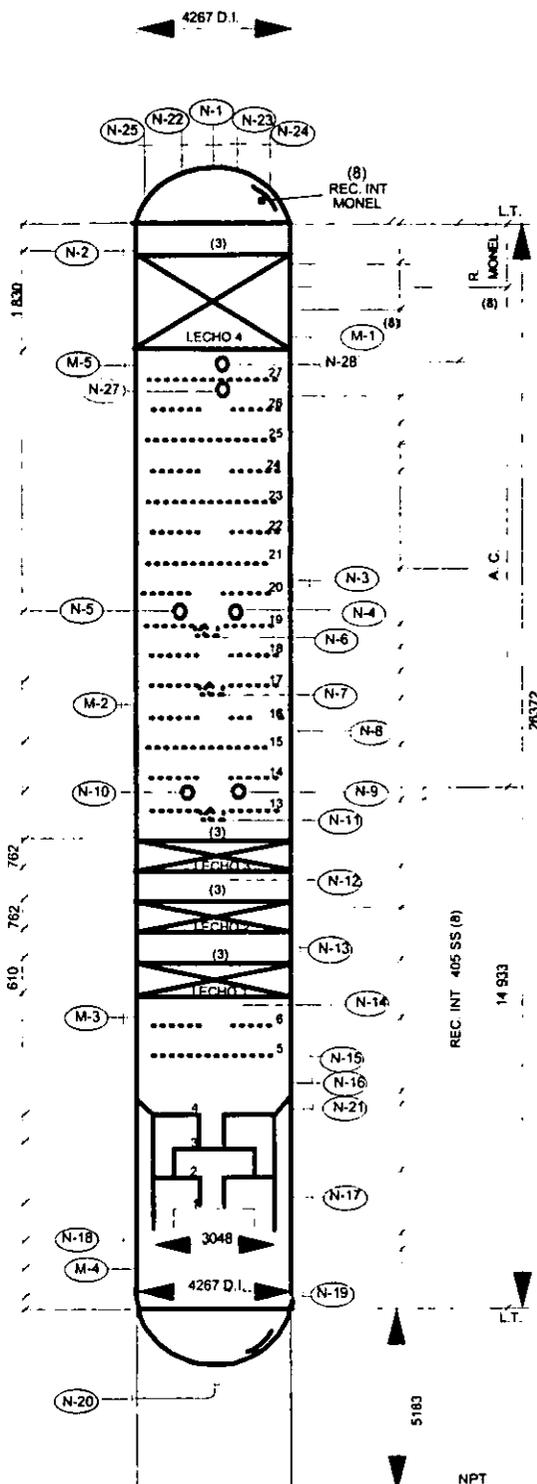
No. No.REQ. DIA.NOM. SERVICIO

N-26	1	152	VENTEO
N-25	1	152	VENTEO
N-24	1	152	VENTEO
N-23	1	152	VENTEO
N-22	1	152	VENTEO
N-21	1	38	TI
N-20	1	254	RESIDUO ATMOSFÉRICO
N-19	1	51	LG-LC
N-18	1	152	VAPOR DE AGOTAMIENTO
N-17	1	51	LG-LC
N-16	1	610	ALIMENTACIÓN
N-15	1	254	VAPOR DE D-2
N-14	1	152	GASÓLEO A T-3C
N-13	1	152	GASÓLEO DE T-3C
N-12	1	254	SALIDA P A INFERIOR
N-11	1	203	DIESEL A T-3B
N-10	1	102	RETORNO REFLUJO INFERIOR
N-9	1	102	RETORNO REFLUJO INFERIOR
N-8	1	152	DIESEL DE T-3B
N-7	1	254	SALIDA P A SUPERIOR
N-6	1	152	QUEROSINA A T-3A
N-5	1	102	RETORNO REFLUJO SUPERIOR
N-4	1	102	RETORNO REFLUJO SUPERIOR
N-3	1	152	QUEROSINA DE T-3A
N-2	1	152	REFLUJO DE NAFTA A T-1
N-1	1	610	SALIDA VAPORES
M-4	1	457	REGISTRO HOMBRE
M-3	1	457	REGISTRO HOMBRE
M-2	1	457	REGISTRO HOMBRE
M-1	1	457	REGISTRO HOMBRE

NOTAS:

- 1) ACOTACIONES Y DIAMETROS DE BOQUILLAS EN mm
- 2) INCLUYE SECCIONES CON "CLAD"

CONTINUA EN HOJA 2 DE 2



REVISION	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA		ENERO-1998						

MODIFICACIONES REALIZADAS A LA COLUMNA ATMOSFÉRICA T-1

TESIS PROFESIONAL

PLANTA DESTILACIÓN COMBINADA "BA", SECCIÓN ATMOSFÉRICA

HOJA 2 DE 2

LOCALIZACION CD. MADERO, TAMPS.

CLAVE DEL EQUIPO T-1

N° UNIDADES UNA

SERVICIO: TORRE FRACCIONADORA

NOTAS: (CONTINUACIÓN)

3) LOS PLATOS DEL 7 AL 8, 9 AL 10 Y DEL 11 AL 12. SE SUBSTITUYEN POR EMPAQUE ESTRUCTURADO DE ALTA EFICIENCIA.

EL ESPACIAMIENTO EXISTENTE ENTRE PLATOS ES:

NOS.	ESPACIAMIENTO (m)
1 AL 4	0.610
4 AL 5	2.131
5 AL 8	0.610
8 AL 19	0.762
19 AL 31	0.610

4) SE CONFIRMA POR FABRICANTE.

6) LAS ADICIONES, CANCELACIONES Y/O MODIFICACIONES DE LOS DISTRIBUIDORES, COLECTORES, SOPORTES DE LECHOS EMPACADOS Y ACCESORIOS SERÁN RESPONSABILIDAD DEL PROVEEDOR DEL EMPAQUE.

7) PRESIÓN ATMOSFÉRICA = 1.033 kg/cm²

7) CORROSIÓN PERMISIBLE:

TEMP. (°C)	CORROSIÓN PERMISIBLE (mm)
121	3.2
138	6.4
288	9.5
315	2.5
384	3.2

8) EL RECUBRIMIENTO INTERNO PERMANECE IGUAL QUE EN EL DISEÑO ORIGINAL. NO SE CONOCE EN FORMA PRECISA EL ESPESOR NI LA ALTURA DE ÉSTE.

9) EL ARREGLO PRESENTADO ES UN TÍPICO. SERÁ RESPONSABILIDAD DEL PROVEEDOR VERIFICAR EL CUMPLIMIENTO DE LA HIDRÁULICA DE LA COLUMNA, CAÍDA DE PRESIÓN Y PORCENTAJE DE INUNDACIÓN. EL CUAL NO DEBE EXCEDER EL 80 %; ASÍ COMO GARANTIZAR EL CUMPLIMIENTO DEL NUMERO DE ETAPAS TEÓRICAS COMO A CONTINUACIÓN SE DETALLA:

ETAPAS TEORICAS	ALTURA DISPONIBLE
LECHO No. 1 = 1	610 mm.
LECHO No. 2 = 1	762 mm.
LECHO No. 3 = 1	762 mm.
LECHO No. 4 = 3	1830 mm.



CAPÍTULO IV

En la tabla No.11 se muestra de forma resumida las condiciones actuales y las condiciones bajo las cuales se realiza la simulación.

Tabla 11.

BASES CONSIDERADAS PARA EL ESTUDIO DE LA PLANTA "BA"		
CARACTERÍSTICAS	CONDICIONES ACTUALES	CONDICIONES EN EL ESTUDIO
Carga, BPD	50,000	60,000
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temp. de alimentación, °C	375	375
Temp. del vapor de agotamiento °C	270	360
Agotador de GOP con suministro de vapor	NO	SI
Número de extracciones laterales	<ul style="list-style-type: none">• GASOLINA• QUEROSINA• GOL• GOP	<ul style="list-style-type: none">• GASOLINA• TURBOSINA• QUEROSINA• GOL• GOP
Internos en sección de gasóleos	PLATOS	EMPAQUE ESTRUCTURADO DE ALTA EFICIENCIA
Internos en sección de extracción de nafta-turbosina	PLATOS	EMPAQUE ESTRUCTURADO DE ALTA EFICIENCIA



CAPÍTULO IV

En la siguiente tabla se presentan los perfiles de temperatura en la columna, los rendimientos de los productos y las características principales en la operación de la misma cuando se alimenta 60,000 BPD de crudo.

Tabla 12

EMPAQUE EN SECCIÓN DE GASÓLEOS Y HABILITANDO EXTRACCIÓN DE TURBOSINA		
Temperatura en el Horno, °C	375	
PERFIL DE TEMPERATURAS, °C		
Acumulador	107	
Domo	134	
Extracción de Turbosina	184	
Extracción de Querosina	203	
Extracción de Gasóleo Ligero	275	
Extracción de Gasóleo Pesado	345	
Fondo	359	
PERFIL DE PRESIONES, Kg/cm²		
Acumulador	0.5	
Domo	0.8	
Fondo	1.0	
FLUJOS, BPD		
Gasolina	11,717	19.52%
Turbosina	4,400	7.3%
Querosina	3,100	5.2%
Gasóleo Ligero	8,200	13.7%
Gasóleo Pesado	1,100	1.8%
Residuo Atmosférico	31,503	52.5%



CAPÍTULO IV

CARGA	60,000
TFE, °C	
Gasolina	180
Turbosina	240
Querosina	300
Gasóleo Ligero	354
Gasóleo Pesado	401
VAPOR DE AGOTAMIENTO, Kg/h	
Columna principal	7,258
Agotador de Turbosina	756
Agotador de Querosina	1,134
Agotador de Gasóleo Ligero	1,928
Agotador de Gasóleo Pesado	454
Presión de vapor de agot. Kg/cm ²	1.5
Temperatura, °C	360

Los resultados de la simulación de la planta BA considerando las modificaciones a la columna atmosférica T-1 se muestra en el APÉNDICE.



CAPÍTULO IV

4.4.1. EVALUACIÓN ECONÓMICA.

La adquisición e instalación de empaque estructurado de alta eficiencia, así como la habilitación de un agotador de gasóleo pesado y el aumento en el costo del crudo procesado por el aumento de la capacidad de la planta, representa una inversión de 1,540,000 USD.

Por otro lado el aumento en la producción de gasolina (3,368 BPD) turbosina (4,400 BPD) GOL (2,400 BPD) y residuo atmosférico 4,603 BPD representan ingresos anuales de 6,890,400 USD. El consumo de los servicios auxiliares están considerados en la inversión.

INVERSIÓN	1,540,000 USD
INGRESOS	6,890,400 USD/año
HORIZONTE DE PLANEACIÓN*	5 años
INFLACIÓN	10 %
DEPRECIACIÓN	154,000 USD/año
Periodo de Recuperación de la Inversión	2.68 meses
Valor Presente Neto** (VPN)	20,789,800 USD
Tasa Interna de Recuperación (TIR)	456.9 %
Beneficio/Costo	22.37

* Se considera 355 días/año de operación.

** VPN a enero de 1998.



CAPÍTULO IV

La modernización en la columna de destilación atmosférica se justifica técnicamente por que:

- a) Se obtiene una mayor producción de gasolina GOL y residuo atmosférico que sirve como carga a la columna de vacío.
- b) Se obtendrá una extracción de turbosina, lo que representa 4,400 BPD.
- c) Se eliminan problemas en el traslape de GOL en GOP.

La modernización de esta sección se justifica económicamente por que:

- a) Se obtiene un VPN superior a cero (20,789,800 USD).
- b) La TIR obtenida (456.9%) es muy superior a la tasa de descuento (10%).
- c) La inversión en esta sección se recupera en un periodo mucho menor al horizonte de planeación (2.68 meses).
- d) El beneficio en esta sección es 22.37 veces el costo de la inversión.



CAPÍTULO IV

4.5 COLUMNA DE DESTILACIÓN AL VACÍO

La problemática que se presenta en la sección de destilación al vacío es variada pero puede resumirse a lo siguiente:

- El sistema de vida útil del sistema de vacío ha concluido.
- Los bancos de eyectores no tienen las etapas suficientes para alcanzar adecuadas presiones de vacío (15 a 10 mmHg)
- Los bancos de eyectores operan simultáneamente por lo que se realiza un costo operativo innecesario y no se alcanzan presiones cercanas a los 15 mmHg.
- Insuficiente capacidad de algunos condensadores en el sistema de vacío.
- Falta de instrumentación confiable, tales como indicadores de presión y temperatura en los sistemas de vacío.
- Insuficiente suministro de agua de enfriamiento y baja calidad de la misma.
- No cuenta con la extracción de GOL en la columna atmosférica.

Para mejorar la situación operativa y por ende, la función de la sección de vacío, es necesario que se lleven a cabo las siguientes acciones en el sistema de vacío y en la columna.

- Adquirir e instalar la instrumentación necesaria para los sistemas de vacío (eyectores y condensadores) y definir las variables (P, T, medidores de incondensables, etc.) que se deben controlar. Es indispensable que el control de estas variables se realice desde el control distribuido o tablero de control de la planta. La figura 16 muestra la instrumentación del sistema de vacío en la planta.



CAPÍTULO IV

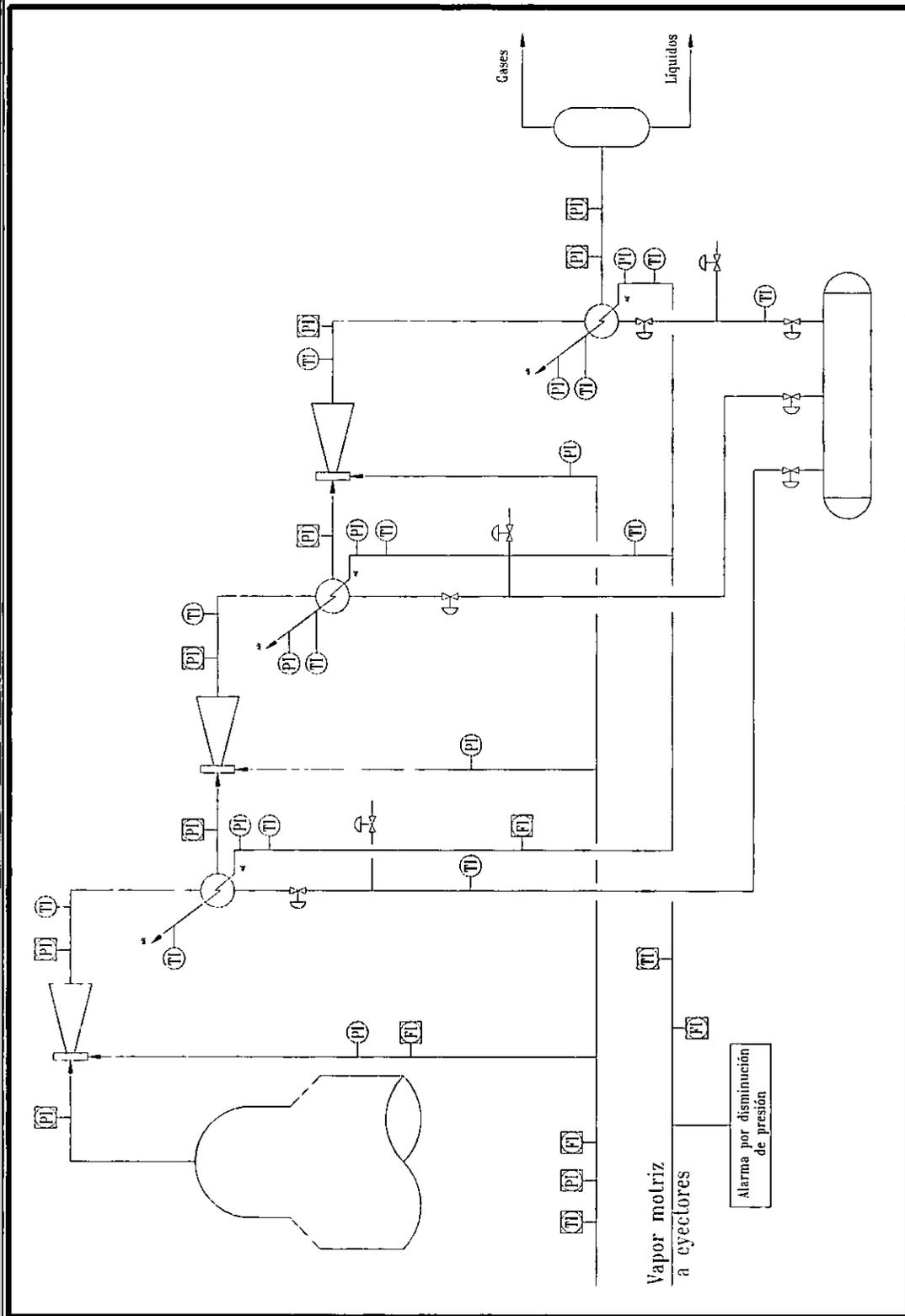


Fig. 16 Instrumentación propuesta para el sistema de vacío



CAPÍTULO IV

- Instalar un sistema de agua helada en la planta, a fin de lograr el adecuado suministro de agua de enfriamiento en calidad y cantidad. En la figura 17 se muestra el sistema de agua helada.

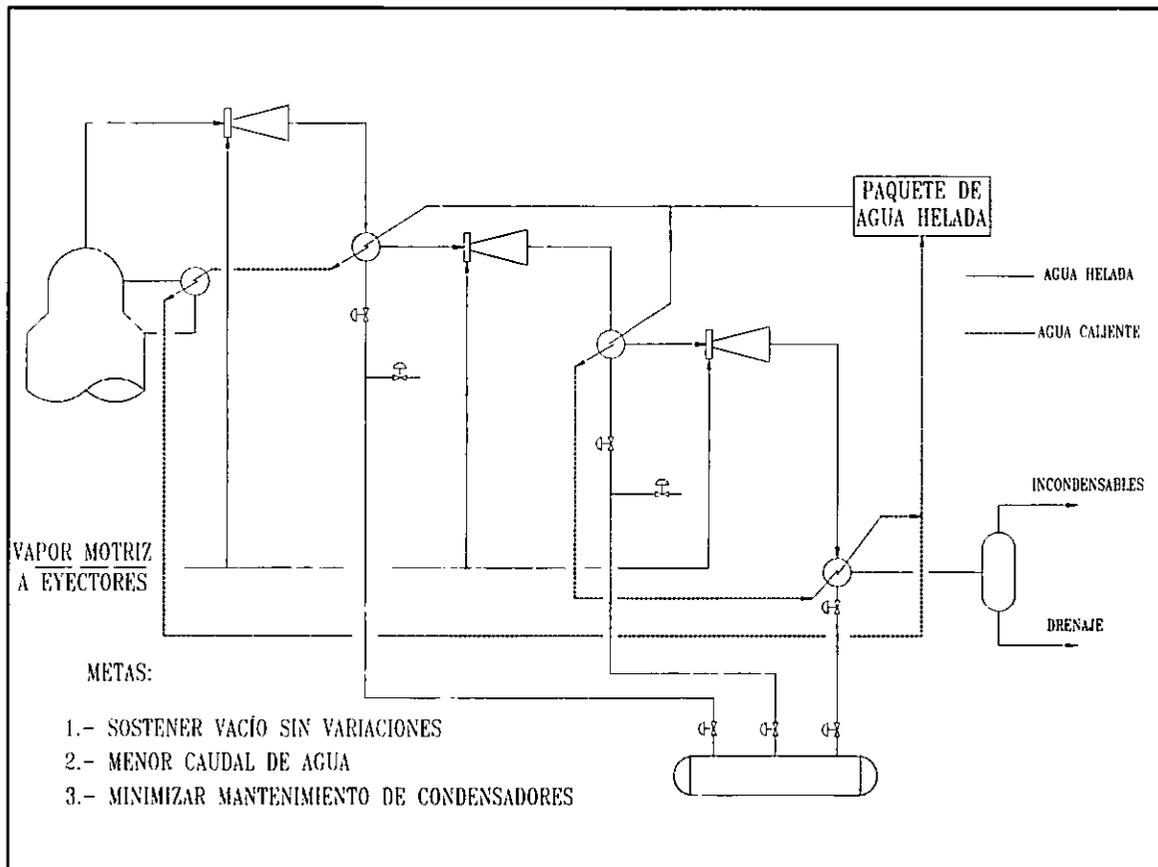


Fig. 17 Circuito del sistema de agua helada.

- Modificar el sistema de vacío a fin de contar con dos bancos de tres etapas de eyectores cada uno. Es necesario que los bancos de eyectores sean independientes puesto que se reducen los costos operativos.
- Mediante el uso de empaque estructurado de alta eficiencia es posible obtener una mejora operativa puesto que se puede habilitar la extracción de GOL y obtener una mayor producción de gasóleos en ésta sección.



CAPÍTULO IV

En la tabla 13 se muestra los resultados obtenidos por simulación de la columna T-2 con empaque estructurado de alta eficiencia.

En el APÉNDICE se presenta la simulación en HYSIM de la planta BA considerando las modificaciones antes señaladas a la columna T-2.

Tabla 13

SUSTITUCIÓN DE LOS INTERNOS DE LA COLUMNA AL VACÍO POR EMPAQUE ESTRUCTURADO	
Temperatura a la salida del calentador, °C	390
PERFIL DE TEMPERATURAS, °C	
Domo	181
Extracción Gasóleo Ligero de Vacío (GOLV)	220
Extracción Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV)	298
Fondo	382
PERFIL DE PRESIONES, mmHg	
Domo	14
Fondo	24
FLUJOS, BPD	
Gasóleo Ligero de Vacío	4,000
Gasóleo Pesado de Vacío	8,300
Residuo de Vacío	18,957
CARGA	31,555
DESTILACIÓN ASTM-D1160 A 98%, °C	
Gasóleo Ligero de Vacío	481
Gasóleo Pesado de Vacío	603

A continuación se muestra las hojas de datos de la columna atmosférica T-2 considerando las modificaciones mencionadas.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA				HOJA DE DATOS PARA TORRES				
MODIFICACIONES REALIZADAS A LA COLUMNA DE VACÍO T-2.				TESIS PROFESIONAL				
PLANTA	DESTILACION COMBINADA "BA", SECCIÓN VACÍO			HOJA	1	DE	4	
LOCALIZACION	CD. MADERO, TAMP.							
CLAVE DEL EQUIPO	T-2	N° UNIDADES		UNA				
SERVICIO	DESTILACIÓN AL VACÍO							
TIPO DE EMPAQUE	ESTRUCTURADO DE ALTA EFICIENCIA							
SECCIÓN	LECHO GOL			LECHO GOP				
DIAMETRO INTERIOR DE LA TORRE	mm	3658	3658	3658	3658			
ALTURA DE LA CAMA	mm	914	914	914	914			
FLUIDO		LÍQUIDO	GAS	LÍQUIDO	GAS			
EMPAQUE MATERIAL:	A. I. 410			A. I. 410				
CARGA		MÁXIMA	MÁXIMA	MÁXIMA	MÁXIMA			
CONDICIONES PARTE SUPERIOR								
TEMPERATURA	°C	89	180	221	274			
FLUJO	Kg/h	64688	1189	120612	50530			
DENSIDAD	g/cm ³ @ P y T	0.883	5.5E-5	0.80	1.4E-4			
VISCOSIDAD	Cp	21.1		8.0				
TENSION SUPERFICIAL	dinas/cm	21.5		17.6				
CONDICIONES PARTE INFERIOR								
TEMPERATURA	°C	224	274	300	351			
FLUJO	Kg/h	114029	50530	150507	80425			
DENSIDAD	g/cm ³ @ P y T	0.78	1.4E-4	0.76	1.9E-4			
VISCOSIDAD	Cp	5.4		5.0				
TENSION SUPERFICIAL	dinas/cm	19.1		16.7				
MÁXIMA CAÍDA DE PRESION	mm Hg	1.5		1.5				
CAPACIDAD MÍNIMA REQUERIDA		50%		50%				
% DE CAPACIDAD MINIMA DEL EMPAQUE		20%						
TENDENCIA AL ENSUCIAMIENTO	NINGUNA	MODERADA	<input checked="" type="checkbox"/>	ALTA	SEVERA			
NOTAS :								
1) SE DEBERÁ CONFIRMAR CON EL FABRICANTE LA EFICIENCIA DEL FUNCIONAMIENTO DE LOS DISTRIBUIDORES DE LÍQUIDO DE LOS LECHOS, PARA LAS NUEVAS CAPACIDADES MÁXIMA Y MÍNIMA DE DISEÑO.								
2) SE DEBERÁ CONSIDERAR UN 10 % ADICIONAL A LOS FLUJOS INDICADOS PARA EL DISEÑO DEL EMPAQUE.								
3) COMO ALTERNATIVA EN EL LECHO DEL GOP, SE PUEDE UTILIZAR REJILLA TIPO GLITSCH O SIMILAR DEBIDO A QUE SE MANEJAN ALTAS CARGAS DE LÍQUIDO Y VAPOR. LA TORRE CUENTA ACTUALMENTE CON ESTE EMPAQUE, EL CUAL PODRÍA UTILIZARSE.								
REVISION	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA	ENERO-1998							

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA				HOJA DE DATOS PARA TORRES				
MODIFICACIONES REALIZADAS A LA COLUMNA DE VACÍO T-2.				TESIS PROFESIONAL				
PLANTA DESTILACION COMBINADA "BA", SECCIÓN VACÍO				HOJA 2 DE 4				
LOCALIZACION CD. MADERO, TAMPS.								
CLAVE DEL EQUIPO T-2				N° UNIDADES UNA				
SERVICIO DESTILACIÓN AL VACÍO								
TIPO DE EMPAQUE ESTRUCTURADO DE ALTA RESISTENCIA AL ENSUCIAMIENTO								
SECCIÓN		LECHO DE LAVADO						
DIAMETRO INTERIOR DE LA TORRE	mm	3658	3658					
ALTURA DE LA CAMA	mm	914	914					
FLUIDO		LÍQUIDO	VAPOR					
EMPAQUE MATERIAL:		A. I. 316 L						
CARGA		MÁXIMA	MÁXIMA					
CONDICIONES PARTE SUPERIOR								
TEMPERATURA	°C	300	351					
FLUJO	Kg/h	16518	80425					
DENSIDAD	g/cm ³ @ P y T	0.760	1.9E-4					
VISCOSIDAD	Cp	5.0						
TENSION SUPERFICIAL	dinas/cm	16.7						
CONDICIONES PARTE INFERIOR								
TEMPERATURA	°C	382	390					
FLUJO	Kg/h	6139	70046					
DENSIDAD	g/cm ³ @ P y T	0.80	2.18 E-4					
VISCOSIDAD	Cp	7.76						
TENSION SUPERFICIAL	dinas/cm	15.32						
MÁXIMA CAÍDA DE PRESION	mm Hg		3.3					
CAPACIDAD MÍNIMA REQUERIDA			50%					
% DE CAPACIDAD MINIMA DEL EMPAQUE			20%					
TENDENCIA AL ENSUCIAMIENTO	NINGUNA	MODERADA	<input checked="" type="checkbox"/>	ALTA	SEVERA			
NOTAS: 4) DISTRIBUIDOR DE CANAL CON REJILLA DE SOPORTE 5) SERÁ RESPONSABILIDAD DEL PROVEEDOR PROPONER EL SISTEMA INTERNO DE SOPORTE Y DE DISTRIBUCIÓN MÁS ADECUADO 6) EL PROVEEDOR DEBERÁ EVALUAR LA POSIBILIDAD DE UTILIZAR LOS DOS COLECTORES DE LÍQUIDO EXISTENTES								
REVISION	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA	ENERO-1998							

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO					HOJA DE DATOS PARA TORRES			
FACULTAD DE QUÍMICA								
MODIFICACIONES REALIZADAS A LA COLUMNA DE VACÍO T-2					TESIS PROFESIONAL			
PLANTA DESTILACIÓN COMBINADA "BA" SECCIÓN VACÍO					HOJA 3 DE 4			
LOCALIZACIÓN CD. MADERO, TAMPS.								
CLAVE DEL EQUIPO T-2.			N°. UNIDADES		UNA			
SERVICIO: DESTILACIÓN AL VACÍO								
			LECHO GOL			LECHO GOP		
EMPAQUE:			ESTRUCTURADO DE ALTA EFICIENCIA			ESTRUCTURADO DE ALTA EFICIENCIA (3)		
TIPO			A.I. 410			A.I. 410		
MATERIAL			POR FABRICANTE			POR FABRICANTE		
DENSIDAD kg/m ³			914			914		
ALTURA DE LECHO mm								
SOPORTE DE EMPAQUE:								
TIPO Y MODELO								
DIAMETRO DE LA TORRE mm			3658			3658		
MATERIAL			A.I. 410			A.I. 410		
CORROSIÓN PERMISIBLE mm			—			—		
DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO:								
TIPO Y MODELO								
MATERIAL			A.I. 410			A.I. 410		
CORROSIÓN PERMISIBLE mm			—			—		
FLUJO DE LÍQUIDO								
NOR. / MAX. / MIN. m ³ /h			73 / 80 / 37			111 / 122 / 56		
DENSIDAD kg/m ³			883			811.9		
COLECTOR DE LÍQUIDO:								
TIPO Y MODELO			POR FABRICANTE DE INTERNOS (6)			POR FABRICANTE DE INTERNOS		
MATERIAL			A.I. 410			A.I. 410		
FLUJO DE LÍQUIDO								
NOR. / MAX. / MIN. m ³ /h			146 / 161 / 73			198 / 218 / 99		
DENSIDAD kg/m ³			780			760		
FLUJO A EXTRAERSE m ³ /h			107 / 118 / 53			198 / 218 / 99		
FLUJO DE GAS								
NOR. / MAX. / MIN. m ³ /s			100 / 110 / 50			118 / 130 / 59		
DENSIDAD kg/m ³			0.14			0.19		
LIMITADOR DE LECHO:								
TIPO								
MATERIAL								
CORROSIÓN PERMISIBLE mm								
REVISIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA	ENERO-1998							

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA				HOJA DE DATOS PARA TORRES				
MODIFICACIONES REALIZADAS A LA COLUMNA DE VACÍO T-2				TESIS PROFESIONAL				
PLANTA DESTILACIÓN COMBINADA "BA" SECCIÓN VACÍO				HOJA 4 DE 4				
LOCALIZACIÓN CD. MADERO, TAMPS.								
CLAVE DEL EQUIPO T-2.			N°. UNIDADES UNA					
SERVICIO: DESTILACIÓN AL VACÍO								
EMPAQUE:		LECHO DE LAVADO						
TIPO		ESTRUCTURADO DE ALTA EFICIENCIA Y RESISTENCIA AL ENSUCIAMIENTO						
MATERIAL		A.I. 316 L						
DENSIDAD kg/m3		POR FABRICANTE						
ALTURA DE LECHO mm		914						
SOPORTE DE EMPAQUE:								
TIPO Y MODELO								
DIAMETRO DE LA TORRE mm		3658						
MATERIAL		A.I. 316 L						
CORROSIÓN PERMISIBLE, mm		—						
DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO:								
TIPO Y MODELO								
MATERIAL		A.I. 316 L						
CORROSIÓN PERMISIBLE, mm		—						
FLUJO DE LÍQUIDO								
NOR. / MAX. / MIN. m3/h		22 / 24 / 11						
DENSIDAD kg/m3		760						
COLECTOR DE LÍQUIDO:								
TIPO Y MODELO		POR FABRICANTE DE INTERNOS (6)						
MATERIAL		A.I. 316 L						
FLUJO DE LÍQUIDO								
NOR. / MAX. / MIN. m3/h		7.7 / 8.5 / 3.8						
DENSIDAD kg/m3		800						
FLUJO A EXTRAERSE m3/h		0						
FLUJO DE GAS								
NOR. / MAX. / MIN. m3/s		89.3 / 98.2 / 44.7						
DENSIDAD kg/m3		0.218						
LIMITADOR DE LECHO:								
TIPO								
MATERIAL								
CORROSIÓN PERMISIBLE, mm								
REVISIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA	ELAB. POR							



CAPÍTULO IV

4.5.1. EVALUACIÓN ECONÓMICA.

En esta sección solo se cotizó la adquisición e instalación de empaque estructurado de alta eficiencia, lo que representa una inversión de 727,385 USD. La inversión antes mencionada no considera la adquisición e instalación de una nueva instrumentación.

En la modernización la columna al vacío se considera la implementación de un sistema de agua helada, y dado que se esta realizando el estudio no se cuenta con información económica.

Los ingresos que se esperan tan solo de la instalación del empaque estructurado es de 2,023,378 USD/año.

Considerando lo anterior se obtuvo la siguiente evaluación económica:

INVERSIÓN	727,385 USD
INGRESOS	2,023,378 USD/año
HORIZONTE DE PLANEACIÓN*	5 años
INFLACIÓN	10 %
DEPRECIACIÓN	72,738 USD/año
Periodo de Recuperación de la Inversión	4.31 meses
Valor Presente Neto** (VPN)	5,917,022 USD
Tasa Interna de Recuperación (TIR)	286.8 %
Beneficio/Costo	13.91

* Se considera 355 días/año de operación.

** VPN a enero de 1998.



CAPÍTULO IV

La modernización de la columna de destilación al vacío se justifica técnicamente por que:

- a) Se obtiene una mayor producción de GOPV (836 BPD)
- b) Se obtiene una extracción de GOLV, lo que representa 4,000 BPD.

La modernización de esta sección se justifica económicamente por que:

- a) Se obtiene un VPN superior a cero (5,917,022 USD).
- b) La TIR obtenida (286.8%) es muy superior a la tasa de descuento (10%).
- c) La inversión en esta sección se recupera en un periodo mucho menor al horizonte de planeación (4.31 meses).
- d) El beneficio en esta sección es 13.91 veces el costo de la inversión.



CAPÍTULO V

RESULTADOS DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS.



5. RESULTADOS DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS

Dados los alcances planteados al inicio de este trabajo, fue necesario separar cada una de las secciones para estudiarlas, y posteriormente integrar cada una de ellas y lograr resultados globales que señalen los requerimientos prioritarios de la planta bajo estudio.

A continuación se presentará el análisis de los resultados de cada una de las secciones.

ALMACENAMIENTO.

Los agitadores en los tanques de almacenamiento solo se propone instalarlos en los tanques de distribución de crudo a la planta (T-85 y T-86), no en los tanques de recibo de crudo, puesto que en éstos tanques (T-540 y T-541) interesa eliminar la mayor cantidad de sólidos contaminantes, que se logra con la sedimentación natural cuando el crudo reposa. A mayor tiempo de reposo mayor cantidad de sólidos se elimina.

En cuanto a la instalación de mezcladores en línea su buen funcionamiento implicará una alimentación con variaciones mínimas en las propiedades del crudo, hecho que se refleja en una mejor operación de la columna atmosférica. El obtener un mezclado eficiente estará en función del instalar un buen control en este sistema.



CAPÍTULO V

PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO.

Los resultados obtenidos en el tren de precalentamiento se obtuvieron considerando que todos los equipos de intercambio de calor funcionan correctamente y además cuentan con mantenimiento. De lo contrario los resultados se verán afectados, dado que la transferencia de calor disminuye con forme aumenten las depositaciones naturales del proceso en los equipos.

DESALADO.

La eficiencia del sistema de desalado depende en gran medida de la temperatura de entrada del crudo y del agua para desalado utilizada por consiguiente, los resultados de esta sección están determinados en una parte por el buen funcionamiento del tren de intercambio térmico.

Dado que el control de nivel dentro de la desaladora es una de las variables más importantes y difícil de obtener es necesario instalar un control confiable que pueda cumplir con las características que se proponen.

Aunque el aspecto eléctrico no es considerado, es un factor que debe cuidarse para obtener buenos resultados.

El buen funcionamiento del sistema de desalado repercutirá en todos los sistemas posteriores.

COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.

La mayoría de los resultados obtenidos en la columna atmosférica fueron proporcionados por el simulador de procesos HYSIM, por tal motivo no se contempla efectos como corrosión, incrustamientos, pérdidas de material y energía, mantenimiento, etc.



CAPÍTULO V

Con las modificaciones, tanto físicas como operativas planteadas para en la sección atmosférica se podrá contar con:

- La obtención de turbosina.
- Mayor cantidad y calidad en los cortes de nafta, gasóleo ligero atmosférico y gasóleo pesado.
- Una reducción en los problemas operacionales de la columna.

COLUMNA DE DESTILACIÓN AL VACÍO.

En cuanto a la columna al vacío, se está realizando el estudio para la implementación del sistema de agua helada en el sistema de vacío con el objetivo de lograr un adecuado enfriamiento en el sistema de condensación de los eyectores, por lo que no se cuenta con información detallada en este punto.

Sin embargo con las modificaciones adicionales sugeridas, podrá obtenerse:

- Una producción de gasóleo como carga a la planta FCC en mayor cantidad y calidad.
- Una mayor flexibilidad operativa en la columna, pues se tendrá habilitada la extracción de GOL.
- Una mejor operación del sistema de vacío (eyectores y condensadores).
- Una reducción en los costos operativos de la columna.



CAPÍTULO V

La siguiente tabla comparativa, muestra de manera resumida las condiciones actuales y de modernización de la planta BA.

TABLA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS	
CONDICIONES ACTUALES	ALTERNATIVAS DE MODERNIZACIÓN
ALMACENAMIENTO	
<ul style="list-style-type: none">• Procesamiento de hasta 12 crudos diferentes, lo que implica grandes variaciones en la viscosidad y peso específico entre otras propiedades del crudo.• Deficiente segregación de crudos sin control en las principales propiedades del crudo que se envía a la planta.	<ul style="list-style-type: none">• Instalación de agitadores de ángulo variable en los tanques que alimentan a la planta BA.• Instalación de mezcladores en línea y analizadores de viscosidad y peso específico proporcionando una alimentación con variaciones mínimas en propiedades como peso específico y viscosidad.• Reordenar el servicio de los tanques para contar con tanques de recibo de crudo, almacenamiento y distribución.
PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO.	
<ul style="list-style-type: none">• Temperatura a la entrada del desalado baja, 97 °C.• La temperatura a la entrada del tanque D-2 es de 164°C.• La temperatura a la entrada del	<ul style="list-style-type: none">• La temperatura del desalado es adecuada, 137°C.• La temperatura a la entrada de la columna despuntadora es de 213°C.• La temperatura a la entrada del



CAPÍTULO V

<p>calentador F-1 es de 238°C.</p> <ul style="list-style-type: none">• La temperatura a la entrada de la columna T-1 es de 375°C.	<p>calentador F-1 es de 260°C.</p> <ul style="list-style-type: none">• La temperatura a la entrada de la columna T-1 es de 375°C.• El ahorro de energía del nuevo arreglo es de 4.46Mkcal/hr.• Adición de un enfriador para gasóleo pesado de vacío, E-N5.• Diseño de enfriadores en la recirculación de intermedios pesados de vacío, E-N3; el gasóleo ligero de vacío, E-N4; la turbosina E-N2 y el condensador de la torre despuntadora, E-N1.
DESALADO	
<ul style="list-style-type: none">• Se cuenta con dos desaladoras cielectric con diferentes dimensiones.• El contenido de sal en el crudo desalado es muy alto, 1.6 kg/1000Bbl (3.5lb/1000Bbl).• Se tiene bajas eficiencias de desalado, 89%.• La temperatura de entrada del crudo a desalar es de 97°C.• El punto de inyección del agua para desalado es en la succión de las bombas de carga.• Caída de presión a través de la	<ul style="list-style-type: none">• Modificación de los internos de la desaladora D-6 para transformarla a bielectric.• Reducir el contenido de sal en el crudo desalado hasta menos de 0.454 kg/1000Bbl (1lb/1000Bbl).• Alcanzar eficiencias de desalado en un intervalo de 98%.• Con el nuevo arreglo del tren de precalentamiento se pretende alcanzar 137°C.• Instalación de un control eficiente de nivel de la interfase agua-crudo.



CAPÍTULO V

<p>válvula mezcladora de 0.6 kg/cm², muy elevada.</p>	<ul style="list-style-type: none">• El punto de inyección del agua de desalado es antes de la válvula mezcladora.• Reducir a 0.13-0.33kg/cm² la caída de presión en la válvula mezcladora.
COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA	
<ul style="list-style-type: none">• Traslape de GOL en GOP (62% vol.)• Bajos rendimientos de GOL.• Sólo se cuenta con extracción de querosina, GOL y GOP.• La calidad del vapor de agotamiento es baja, 270°C.• Falta del agotador de GOP.	<ul style="list-style-type: none">• Sustituir los internos en la sección de gasóleos con empaque estructurado de alta eficiencia.• Con la instalación del empaque estructurado se obtendrá un incremento de 650BPD de GOL.• Habilitar la extracción de turbosina.• Se sugiere utilizar vapor sobrecalentado de 360°C como vapor de agotamiento.• Habilitar un agotador de gasóleo pesado.
COLUMNA DE DESTILACIÓN AL VACÍO.	
<ul style="list-style-type: none">• La presión en el domo es alta, 53.5mmHg.• Sólo se cuenta con una extracción de gasóleo.• No se cuenta con instrumentación adecuada para el control del sistema de vacío.• Insuficiente suministro de agua de	<ul style="list-style-type: none">• Operar el sistema de vacío con 2 bancos de eyectores para garantizar una operación con 15mmHg como máximo en el domo de la columna.• Instalar empaque estructurado de alta eficiencia para habilitar la extracción de GOL y obtener una mayor producción de gasóleos.



CAPÍTULO V

<p>enfriamiento y baja calidad de la misma.</p>	<ul style="list-style-type: none">• Instalar una nueva instrumentación y definir las variables que deberán controlarse en el sistema de vacío.• Instalar una planta de agua helada para garantizar el suministro de agua en la calidad y cantidad necesaria a los condensadores del sistema de vacío.
---	--



CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES.



CONCLUSIONES

6. CONCLUSIONES.

El diseño original de la Refinería "Fco. I Madero" data del año de 1967 y a la fecha se han realizado pocas modificaciones a la planta BA en comparación con otras, como es el caso de la Refinería "Miguel Hidalgo" en Tula.

Queda fuera de los objetivos de este trabajo el resolver todos los problemas que se presentan en una refinería, sin embargo con las propuestas de modernización a la planta combinada "BA" se espera obtener un mayor rendimiento hacia productos deseables, mejorar la calidad de estos productos y por último reducir los costos fijos y de operación de la planta.

Las modificaciones sugeridas para la planta BA tienen consecuencias directas sobre otras unidades, ya que algunos productos que se obtienen de la destilación atmosférica y al vacío sirven como carga a otras plantas.

La instalación de nuevas plantas así como la modernización de las existentes, son mecanismos necesarios para mejorar la situación operacional y económica de un centro de refinación.

La modernización en la planta "BA" de la refinería "Francisco I. Madero" requiere una inversión total de 6,455,575 USD y se calcula obtener ingresos anuales de 10,588,277 USD. Es importante mencionar que estos datos contempla la sección de intercambio térmico, desalado, destilación atmosférica y destilación al vacío.



CONCLUSIONES

Considerando un horizonte de planeación de *5 años, una inflación del 10% y una depreciación de 645,557.5 USD/año se obtuvieron los siguientes resultados.

Periodo de Recuperación de la Inversión.....	7.31 meses
** Valor Presente Neto (VPN)	29,154,169 USD
Tasa Interna de Recuperación (TIR)	170.78%
Beneficio/Costo	8.2

* Se considera 355 días/año de operación

** VPN a enero 1998.

Con los resultados antes obtenidos la modernización de la planta "BA" se puede justificar económicamente porque se obtiene un VPN muy superior a cero (29,154,169), la TIR obtenida (170.78%) es mucho mayor a la tasa de descuento (10%), la inversión total del proyecto se recupera en un periodo menor al horizonte de planeación (7.31 meses) y por último el beneficio total del proyecto es 8.2 veces el costo total del proyecto.

Por otro lado debe quedar claro que el estudio económico de la sección de almacenamiento no se realizó, dado los beneficios proporcionados por ésta sección no es fácil de evaluarlos, y por tal motivo no se incluye en el análisis económico de toda la planta.

Dichos análisis se realizaron sin considerar detalles de costos, puesto que queda fuera de los objetivos de la tesis. Sin embargo siempre se tuvo cuidado con los datos proporcionados para realizar el estudio económico. Estos resultados cumplen el objetivo de justificar económicamente las propuestas de modernización, si se requiere contar con resultados mas precisos será necesario realizar un estudio más detallado.



BIBLIOGRAFÍA

7. BIBLIOGRAFÍA.

1. PETROLEUM REFINING. 'Technology and Economics' G.H. Gary and G.E. Handwerk. Dekker, New York. 1975.
2. PETROLEUM REFINERY ENGINEERING. 4th. Ed. W.L. Nelson. M^c Graw-Hill. New York. 1958.
3. MANUAL DE PROCESOS QUIMICOS EN LA INDUSTRIA. Tomo III George T. Austin 1^a Ed. Reverté S.A. México 1980.
4. REFINERY HEAT INTEGRATION USING PINCH TECHNOLOGY. Lee I.M. Morabito and R.M. Wood. University of South Wales, Australia.
5. PETRÓLEO MODERNO. 'Introducción Básica a la Industria Petrolera' Berger Bill y K. Anderson. Petroleum Publishing Co. USA 1980.
6. PACKED COLUMN INTERNALS. Gilbert K. Chen. Glitsh, Inc. Chemical Engineering. 5 Marzo 1984.
7. IMPROVE HVGO QUALITY AND CUTPOINT. S.W. Golden and G.R. Martin. Hydrocarbon Processing. Noviembre 1991 pag. 69.
8. TROUBLESHOOTING CRUDE VACUUM TOWER OVERHEAD EJECTOR SYSTEM. J.R Lines and L.L. Frens. Hydrocarbon Processing Marzo 1995 pag. 53.
9. UNDERSTAND VACUUM-SYSTEM FUNDAMENTALS. G.R. Martin, J.R. Lines and S.W. Golden. Hydrocarbon Processing. Octubre 1994 pag. 91.
10. EJECTOR SYSTEM TROUBLESHOOTING. J.R. Lines and R.T. Smith. Hydrocarbon Processing. Febrero 1997 pag. 69.
11. ESTADO ACTUAL DE LOS OLEODUCTOS Y TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE PETRÓLEO CRUDO DEL SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN. PEMEX-REFINACIÓN. Agosto 1997.
12. ESTUDIO PARA LA DETERMINACIÓN DE LA CALIDAD DE MEZCLAS DE CRUDOS QUE PROCESA LOS DIVERSOS CENTROS DE REFINACIÓN. I.M.P. Proyecto EOE-386.



BIBLIOGRAFÍA

13. EVALUACIÓN DE MEZCLAS DE CRUDO MAYA/LIGERO EN PROPORCIONES VOLUMÉTRICAS. 30/70, 35/65, 42/58, 46/54, 50/50 Y 75/25 %Vol. I.M.P. Proyecto EOE-8221 Etapa 1. Noviembre 1996.
14. ANÁLISIS DE LA MODIFICACIÓN DEL SISTEMA DE DESALADO EN LA REFINERÍA "MIGUEL HIDALGO". I.M.P. Proyecto EOB-8157. Febrero 1995.
15. CONDICIONES DE OPERACIÓN PLANTAS PRIMARIAS Y ALTO VACÍO SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN. I.M.P. Febrero 1997.
16. ANÁLISIS DE LAS CAPACIDADES Y LIMITACIONES FÍSICAS DE LAS UNIDADES DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y AL VACÍO EN BASE A LA CALIDAD DE CARGA. I.M.P. Proyecto EOE-8221. Etapa 1 Noviembre 1996.
17. ESTUDIO PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE MEDIDAS DESTINADAS A LA MODERNIZACIÓN DEL SISTEMA DE DESALADO EN PLANTAS DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE LA REFINERÍA DE CD. MADERO. SALAMANCA Y MINATITLÁN. I.M.P. Proyecto EOE-7411.1. Etapa 1 Junio 1996.
18. ACONDICIONAMIENTO DEL TANQUE FLASH DE LA COLUMNA "BA" COMO COLUMNA DESPUNTADORA, INCLUYENDO LOS REQUERIMIENTOS DE EQUIPO PERIFÉRICOS, PARA LA REFINERÍA DE CD. MADERO, TAMPS. I.M.P. Proyecto EOE-7411.2. Etapa 2 Junio 1996.
19. ESTUDIO PARA EL MEJORAMIENTO OPERACIONAL Y REQUERIMIENTOS PARA INCREMENTAR LA RECUPERACIÓN DE GASÓLEOS EN LAS PLANTAS DE VACÍO "MI" Y "BA" DE LA REFINERÍA DE CD. MADERO, TAMPS. I.M.P. Proyecto EOE-7411.3. Etapa 3 Junio 1996.
20. ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICA PARA LA INSTALACIÓN DE EMPAQUE ESTRUCTURADO EN LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE CRUDO EN CENTRO DE REFINACIÓN. I.M.P. Proyecto EOE-7411.4. Etapa 4 Junio 1996.
21. MODERNIZACIÓN DEL SISTEMA DE VACÍO UTILIZADO EN EL FRACCIONAMIENTO DEL PETRÓLEO CRUDO DEL SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN. I.M.P. Proyecto EOE-1081. Agosto 1997.
22. DESALATER INTERFASE CONTROL. AGAR Corporation Instrument. 1996.
23. MEJORAS EN EL SISTEMA DE CONTROL DE INTERFASE DE DESALADORES. ESSO SAPA. Refinería Campana. Raúl Adrián Romero.



BIBLIOGRAFÍA

24. MANUAL DE DISEÑO DE DESALADORAS ELECTROSTÁTICAS DE PETRECO BIELECTRIC. PETROLITE Co.
25. CATÁLOGO. INLINE MIXER. Noritake Co. Limited Chemical Equipment. Dept.
26. CATÁLOGO. SERIES 600 MIXER. Para uso exclusivo en servicios del Petróleo. Jensen Mixers Intenational, Inc.
27. CATÁLOGO. 22 PROCEDIMIENTOS PARA MONITOREAR CORRIENTES CON PRECISIÓN. Precision Scientific. Petroleum Instruments Company.



APÉNDICE



SIMULACIÓN: TREN DE PRECALENTAMIENTO.

=====

INITIAL FLOWSHEET SOLUTION

EXCHANGER STREAM SUMMARY

EXCHANGER			SHELL-SIDE				TUBE-SIDE			
ID	NAME	TYPE	ID	INLET NAME	ID	OUTLET NAME	ID	INLET NAME	ID	OUTLET NAME
1	CRUDTURB	STE	9	TURBOSI9	9A	TURBOSI9	1	CRUDO1	1A	CRUDO1
2A	CRUDKERO	STE	3	KEROSIN3	3A	KEROSIN3	1A	CRUDO1	1D	CRUDO1
6A	CRUDGOLA	STE	5A	GOLA5	5B	GOLA5	1D	CRUDO1	1B1	CRUDO1
6B	CRUDGOLA	STE	5	GOLA5	5A	GOLA5	1B1	CRUDO1	1B	CRUDO1
2B	CRUDRILA	STE	4A	RIL4	4B	RIL4	1B	CRUDO1	1C1	CRUDO1
2CD	CRUDRILA	STE	4	RIL4	4A	RIL4	1C1	CRUDO1	1C	CRUDO1
3CD	CRURILV	STE	15A	RILVAC	15C	RILVAC	1C	CRUDO1	1D1	CRUDO1
3AB	CRURILV	STE	15	RILVAC	15A	RILVAC	1D1	CRUDO1	1E	CRUDO1
4ABC	CRUDRIPA	STE	6	RIP6	6A	RIP6	1E1	CRUDO1	1F	CRUDO1
N6AB	CRUDGOPV	STE	16C	GOPVAC	16A	GOPVAC	1F	CRUDO1	1G	CRUDO1
5AB	CRUDGOPV	STE	16	GOPVAC	16B	GOPVAC	1G	CRUDO1	1H	CRUDO1
7AB	CDESRESV	STE	7A2	RESVAC7	7A3	RESVAC7	1H	CRUDO1	1K	CRUDO1
7CD	CDESRESV	STE	7A1	RESVAC7	7A2	RESVAC7	1K	CRUDO1	1K1	CRUDO1
8AB	CDESRESV	STE	7A	RESVAC7	7A1	RESVAC7	1K1	CRUDO1	1K2	CRUDO1
8CF	CDESRESV	STE	7	RESVAC7	7A	RESVAC7	2	CRUDODE2	2A	CRUDODE2

EXCHANGER HEAT TRANSFER SUMMARY

EXCHANGER ID	NAME	DUTY	U-VALUE		SURFACE AREA		MTD
		MMKCAL/HR TOTAL	ACTUAL	REQUIRED	ACTUAL	REQUIRED	DEG C CORRECTED
1	CRUDTURB	1.27	81.65	81.63	196.	196.	79.2
2A	CRUDKERO	1.18	76.88	76.87	196.	196.	78.5
6A	CRUDGOLA	1.51	86.62	86.61	195.	195.	89.2
6B	CRUDGOLA	2.77	97.55	97.54	195.	195.	146.0
2B	CRUDRILA	0.88	123.77	123.73	196.	196.	36.3
2CD	CRUDRILA	5.32	197.78	197.74	392.	392.	68.6
3CD	CRURILV	2.13	201.72	201.64	390.	390.	27.1
3AB	CRURILV	4.79	220.70	220.63	390.	390.	55.7
4ABC	CRUDRIPA	6.45	226.74	186.06	588.	482.	59.0
N6AB	CRUDGOPV	1.72	134.80	134.77	299.	299.	42.7
5AB	CRUDGOPV	5.07	198.82	198.77	299.	299.	85.1
7AB	CDESRESV	0.75	206.46	208.73	390.	394.	9.2
7CD	CDESRESV	1.34	206.75	206.67	390.	390.	16.7
8AB	CDESRESV	2.01	175.56	175.52	390.	390.	29.4
8CF	CDESRESV	11.10	189.15	189.11	779.	779.	75.3
		-----	-----	-----	-----	-----	-----
		48.30	177.57**	174.14**	5284.	5182.	52.5**

** WEIGHTED AVERAGE

=====

EXCHANGER TEMPERATURE SUMMARY

EXCHANGER ID	NAME	TEMPERATURE IN/OUT, DEG C		MTD DEG C	LMTD DEG C	LMTD CORRECTION
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE			
1	CRUDTURB	175.0/ 68.6	24.0/ 32.1	79.2	84.5	0.937
2A	CRUDKERO	192.6/ 73.1	32.1/ 39.5	78.5	85.1	0.922
6A	CRUDGOLA	166.7/ 109.2	39.5/ 48.8	89.2	91.7	0.973
6B	CRUDGOLA	260.0/ 166.7	48.8/ 65.5	146.0	153.0	0.954
2B	CRUDRILA	116.8/ 96.1	65.5/ 70.6	36.3	37.9	0.958
2CD	CRUDRILA	227.2/ 116.8	70.6/ 100.7	68.6	79.7	0.861
3CD	CRURILV	152.8/ 120.3	100.7/ 112.3	27.1	28.8	0.941
3AB	CRURILV	220.0/ 152.8	112.3/ 137.4	55.7	59.1	0.943
4ABC	CRUDRIPA	320.3/ 150.0	129.4/ 162.0	59.0	67.5	0.874
N6AB	CRUDGOPV	243.0/ 188.6	162.0/ 170.4	42.7	45.8	0.933
5AB	CRUDGOPV	298.3/ 243.0	170.4/ 194.5	85.1	87.3	0.976
7AB	CDESRESV	210.7/ 201.5	194.5/ 198.0	9.2	9.6	0.959
7CD	CDESRESV	227.2/ 210.7	198.0/ 204.2	16.7	17.4	0.959
8AB	CDESRESV	251.8/ 227.2	204.2/ 213.4	29.4	30.1	0.979
8CF	CDESRESV	381.8/ 251.8	204.6/ 259.5	75.3	78.9	0.954

EXCHANGER PRESSURE SUMMARY
SHELL-SIDE

EXCHANGER ID	NAME	PRESSURE, KG/CM2		-----PRESSURE DROP, KG/CM2-----				
		EXCHANGER INLET	EXCHANGER OUTLET	TOTAL SERVICE	INLET NOZZLE	OUTLET NOZZLE	SHELL ONLY	TOTAL/ SHELL
1	CRUDTURB	8.00	7.97	0.03	0.01	0.01	0.01	0.03
2A	CRUDKERO	7.64	7.62	0.02	0.01	0.01	0.01	0.02
6A	CRUDGOLA	8.06	7.98	0.08	0.01	0.01	0.06	0.08
6B	CRUDGOLA	8.13	8.06	0.07	0.01	0.01	0.05	0.07
2B	CRUDRILA	7.19	6.86	0.33	0.09	0.09	0.15	0.33
2CD	CRUDRILA	7.85	7.19	0.66	0.10	0.09	0.14	0.33
3CD	CRURILV	9.36	8.37	0.99	0.06	0.05	0.38	0.49
3AB	CRURILV	10.24	9.36	0.88	0.06	0.05	0.33	0.44
4ABC	CRUDRIPA	1.89	1.54	0.35	0.02	0.02	0.08	0.12
N6AB	CRUDGOPV	9.65	9.53	0.12	0.01	0.02	0.03	0.06
5AB	CRUDGOPV	10.24	9.65	0.59	0.07	0.06	0.16	0.30
7AB	CDESRESV	18.18	16.86	1.32	0.07	0.06	0.53	0.66
7CD	CDESRESV	19.50	18.18	1.32	0.07	0.06	0.53	0.66
8AB	CDESRESV	19.80	19.50	0.31	0.02	0.02	0.11	0.15
8CF	CDESRESV	20.36	19.80	0.56	0.02	0.02	0.10	0.14

EXCHANGER PRESSURE SUMMARY
 TUBE-SIDE

EXCHANGER ID	NAME	PRESSURE, KG/CM2		PRESSURE DROP, KG/CM2			TUBES ONLY	TOTAL/ BUNDLE
		EXCHANGER INLET	EXCHANGER OUTLET	TOTAL SERVICE	INLET NOZZLE	OUTLET NOZZLE		
1	CRUDTURB	18.61	18.17	0.44	0.03	0.02	0.40	0.44
2A	CRUDKERO	18.17	17.80	0.36	0.03	0.02	0.32	0.36
6A	CRUDGOLA	17.80	17.51	0.29	0.03	0.02	0.25	0.29
6B	CRUDGOLA	17.51	17.24	0.27	0.03	0.02	0.22	0.27
2B	CRUDRILA	17.24	16.94	0.30	0.03	0.02	0.25	0.30
2CD	CRUDRILA	16.94	16.32	0.63	0.03	0.02	0.27	0.31
3CD	CRURILV	16.32	15.77	0.54	0.03	0.02	0.22	0.27
3AB	CRURILV	15.77	15.26	0.52	0.03	0.02	0.21	0.26
4ABC	CRUDRIPA	14.26	13.51	0.74	0.03	0.02	0.20	0.25
N6AB	CRUDGOPV	13.51	12.77	0.75	0.03	0.02	0.32	0.37
5AB	CRUDGOPV	12.77	12.04	0.73	0.03	0.02	0.32	0.37
7AB	CDESRESV	12.04	11.54	0.49	0.03	0.02	0.19	0.25
7CD	CDESRESV	11.54	11.05	0.49	0.03	0.02	0.19	0.25
8AB	CDESRESV	11.05	10.66	0.39	0.03	0.02	0.14	0.20
8CF	CDESRESV	18.61	17.98	0.63	0.03	0.02	0.11	0.16

EXCHANGER PARAMETER SUMMARY

EXCHANGER ID	NAME	REYNOLDS NUMBER DIMENSIONLESS		FILM COEFFICIENT KCAL/HR-M2-C		AVERAGE VELOCITY M/SEC	
		SHELL	TUBE	SHELL	TUBE	SHELL	TUBE
1	CRUDTURB	6298.	601.	413.	151.	0.13	1.40
2A	CRUDKERO	4262.	809.	334.	148.	0.11	1.41
6A	CRUDGOLA	5397.	1109.	521.	163.	0.26	1.43
6B	CRUDGOLA	11271.	1762.	650.	184.	0.25	1.45
2B	CRUDRILA	12290.	2411.	961.	218.	0.40	1.45
2CD	CRUDRILA	23635.	4315.	1041.	437.	0.41	1.48
3CD	CRURILV	4080.	7073.	678.	746.	0.65	1.51
3AB	CRURILV	8600.	10247.	839.	973.	0.62	1.54
4ABC	CRUDRIPA	17556.	14168.	835.	1077.	0.31	1.56
N6AB	CRUDGOPV	3036.	24027.	223.	1412.	0.45	2.10
5AB	CRUDGOPV	13678.	29074.	471.	1450.	1.05	2.14
7AB	CDESRESV	1631.	25710.	579.	1174.	0.76	1.66
7CD	CDESRESV	1631.	26944.	579.	1181.	0.76	1.67
8AB	CDESRESV	830.	27047.	422.	1066.	0.40	1.48
8CF	CDESRESV	2111.	26859.	482.	1184.	0.42	1.30

EXCHANGER FOULING FACTOR SUMMARY

EXCHANGER ID	NAME	FOULING FACTOR (M2-HR-C/KCAL)		U-VALUE KCAL/HR-M2-C (CLEAN)
		SHELL-SIDE ACTUAL	TUBE-SIDE REQUIRED ACTUAL	
1	CRUDTURB	0.00060	0.00060	91.90
2A	CRUDKERO	0.00060	0.00060	85.91
6A	CRUDGOLA	0.00100	0.00100	102.28
6B	CRUDGOLA	0.00100	0.00100	117.87
2B	CRUDRILA	0.00040	0.00040	144.66
2CD	CRUDRILA	0.00040	0.00040	257.15
3CD	CRURILV	0.00100	0.00100	313.47
3AB	CRURILV	0.00100	0.00100	398.72
4ABC	CRUDRIPA	0.00100	0.00196	418.86
N6AB	CRUDGOPV	0.00100	0.00100	185.33
5AB	CRUDGOPV	0.00100	0.00100	332.58
7AB	CDESRESV	0.00100	0.00095	354.54
7CD	CDESRESV	0.00100	0.00100	355.40
8AB	CDESRESV	0.00100	0.00100	285.95
8CF	CDESRESV	0.00100	0.00100	323.85

EXCHANGER THERMAL RESISTANCE SUMMARY

EXCHANGER ID	NAME	-----THERMAL RESISTANCE, PERCENTAGE-----				
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	METAL	FOULING	ADJUSTED
1	CRUDTURB	19.8	69.0	0.0	11.2	0.0
2A	CRUDKERO	23.0	66.5	0.0	10.5	0.0
6A	CRUDGOLA	16.6	68.0	0.0	15.3	0.0
6B	CRUDGOLA	15.0	67.7	0.0	17.2	0.0
2B	CRUDRILA	12.9	72.6	0.0	14.4	0.0
2CD	CRUDRILA	19.0	57.9	0.1	23.1	0.0
3CD	CRURILV	29.7	34.6	0.1	35.6	0.0
3AB	CRURILV	26.3	29.0	0.1	44.6	0.0
4ABC	CRUDRIPA	27.2	26.9	0.1	45.9	21.9
N6AB	CRUDGOPV	60.5	12.2	0.0	27.3	0.0
5AB	CRUDGOPV	42.2	17.5	0.1	40.2	0.0
7AB	CDESRESV	35.7	22.5	0.1	41.8	-1.1
7CD	CDESRESV	35.7	22.4	0.1	41.8	0.0
8AB	CDESRESV	41.6	19.7	0.0	38.6	0.0
8CF	CDESRESV	39.2	19.2	0.0	41.6	0.0

EXCHANGER TEMPERATURE DIFFERENCE SUMMARY

		TEMPERATURE DIFFERENCE DEG C						EFFICIENCY	
		-----APPROACHES-----			-----DELTAS-----			-----RATIOS-----	
		HOCI	HICO	HOCO	HIHO	COCI	HICI	P	R
1	CRUDTURB	44.6	142.9	36.5	106.4	8.1	151.0	0.054	13.120
2A	CRUDKERO	41.0	153.1	33.6	119.5	7.4	160.5	0.046	16.059
6A	CRUDGOLA	69.7	117.8	60.4	57.4	9.3	127.1	0.073	6.175
6B	CRUDGOLA	117.8	194.5	101.2	93.3	16.7	211.2	0.079	5.605
2B	CRUDRILA	30.7	46.1	25.5	20.6	5.2	51.3	0.101	3.998
2CD	CRUDRILA	46.1	126.5	16.1	110.4	30.1	156.6	0.192	3.671
3CD	CRURILV	19.6	40.5	8.1	32.4	11.6	52.0	0.222	2.805
3AB	CRURILV	40.5	82.6	15.4	67.2	25.1	107.7	0.233	2.677
4ABC	CRUDRIPA	20.6	158.3	-12.0	170.3	32.6	190.9	0.171	5.224
N6AB	CRUDGOPV	26.6	72.5	18.2	54.4	8.4	81.0	0.104	6.461
5AB	CRUDGOPV	72.5	103.8	48.5	55.3	24.1	127.9	0.188	2.299
7AB	CDESRESV	7.0	12.7	3.6	9.2	3.5	16.2	0.215	2.635
7CD	CDESRESV	12.7	23.0	6.5	16.4	6.2	29.2	0.212	2.655
8AB	CDESRESV	23.0	38.5	13.8	24.7	9.2	47.7	0.193	2.685
8CF	CDESRESV	47.2	122.3	-7.6	130.0	54.9	177.2	0.310	2.369

EXCHANGER MECHANICAL SUMMARY

EXCHANGER ID	NAME	TEMA TYPE	LGTH M	TUBE NO	TUBE PASS	SHELL	BAFFLE	NUMBER OF SHELLS	
						ID MM	SPACING MM	SERIES	PARALLEL
1	CRUDTURB	AES	4.9	513	2	889.0	177.80	1	1
2A	CRUDKERO	AES	4.9	513	2	889.0	177.80	1	1
6A	CRUDGOLA	AES	4.9	510	2	889.0	179.40	1	1
6B	CRUDGOLA	AES	4.9	510	2	889.0	179.40	1	1
2B	CRUDRILA	AES	4.9	513	2	889.0	177.80	1	1
2CD	CRUDRILA	AES	4.9	513	2	889.0	177.80	2	1
3CD	CRURILV	AES	4.9	510	2	889.0	179.40	2	1
3AB	CRURILV	AES	4.9	510	2	889.0	179.40	2	1
4ABC	CRUDRIPA	AES	4.9	513	2	889.0	177.80	3	1
N6AB	CRUDGOPV	AES	4.9	391	2	787.4	152.40	2	1
5AB	CRUDGOPV	AES	4.9	391	2	787.4	152.40	2	1
7AB	CDESRESV	AES	4.9	510	2	889.0	182.00	2	1
7CD	CDESRESV	AES	4.9	510	2	889.0	182.00	2	1
8AB	CDESRESV	AES	4.9	510	2	889.0	444.50	2	1
8CF	CDESRESV	AES	4.9	510	2	889.0	444.50	4	1

=====

EXCHANGER NOZZLE SUMMARY

EXCHANGER ID	NAME	NOZZLE DIAMETER IN/OUT MM	
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
1	CRUDTURB	97.18/ 97.18	247.65/247.65
2A	CRUDKERO	97.18/ 97.18	247.65/247.65
6A	CRUDGOLA	146.30/146.30	247.65/247.65
6B	CRUDGOLA	146.30/146.30	247.65/247.65
2B	CRUDRILA	97.18/ 97.18	247.65/247.65
2CD	CRUDRILA	97.18/ 97.18	247.65/247.65
3CD	CRURILV	146.32/146.32	247.65/247.65
3AB	CRURILV	146.32/146.32	247.65/247.65
4ABC	CRUDRIPA	146.32/146.32	247.65/247.65
N6AB	CRUDGOPV	146.30/146.30	247.65/247.65
5AB	CRUDGOPV	146.30/146.30	247.65/247.65
7AB	CDESRESV	146.33/146.33	247.65/247.65
7CD	CDESRESV	146.33/146.33	247.65/247.65
8AB	CDESRESV	247.65/247.65	247.65/247.65
8CF	CDESRESV	247.65/247.65	247.65/247.65

=====

SPLITTERS

EQUIPMENT NO	NAME	TYPE	----FEED----		----PRODUCT----		FLOW FRAC	RATE KG/HR
			STREAM NO.	NAME	STREAM NO.	NAME		
SPL1	BYPASS	SPLT	16B	GOPVAC	16C	GOPVAC	0.372	53232.1
					16D	GOPVAC	0.628	89715.9

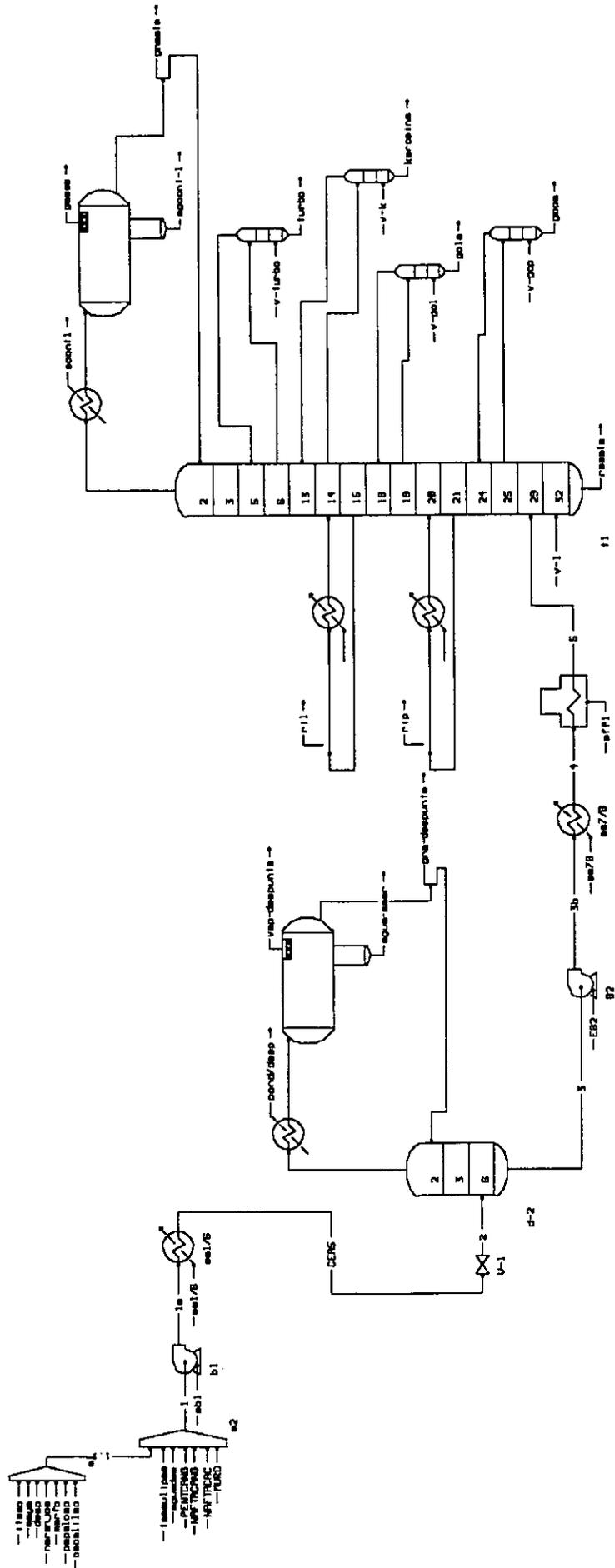


SIMULACIÓN: SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

PLANTA "BA"

REFINERIA DE CD. MADERO, TAMPS.

SECCION: ATMOSFERICA.



**** Column Input ****

Number of Real Stages 48
 Stage 1 Pressure 0.540 kg/cm2_g
 Stage 2 Pressure 0.790 kg/cm2_g
 Stage 32 Pressure 0.940 kg/cm2_g
 Stage 1 Temperature Estimate 54.000 C
 Stage 2 Temperature Estimate 131.000 C
 Stage 32 Temperature Estimate 358.000 C
 Feed stream 5 enters on stage 29
 Feed stream v-1 enters on stage 32
 Feed stream v-k enters on stage 36
 Feed stream v-gol enters on stage 40
 Feed stream v-gop enters on stage 44
 Feed stream v-turbo enters on stage 48
 Estimated top stage reflux ratio is 0.4000
 Top stage reflux is subcooled to 63.000 C
 Side Liquid draw from stage 1 to stream gnaatm
 Estimated Flow 5000.0000 barrel/day
 Side Exchanger on stage 1 is energy stream econt1
 Side Exchanger on stage 20
 Side Exchanger on stage 14
 Side Water draw on stage 1 to stream agcont-1
 Pumparound 1 moves liquid from stage 21 to stage 20
 Represented by stream rip
 Pumparound 2 moves liquid from stage 15 to stage 14
 Represented by stream ril
 Side stripper 1 has 4 stages [33 to 36]
 Draws liquid from stage 14 and returns vapour to stage 13
 Bottom flow goes to stream kerosina
 Side stripper 2 has 4 stages [37 to 40]
 Draws liquid from stage 19 and returns vapour to stage 18
 Bottom flow goes to stream gola
 Side stripper 3 has 4 stages [41 to 44]
 Draws liquid from stage 25 and returns vapour to stage 24
 Bottom flow goes to stream gopa
 Side stripper 4 has 4 stages [45 to 48]
 Draws liquid from stage 6 and returns vapour to stage 5
 Bottom flow goes to stream turbo
 Overhead vapour product goes to stream gases
 Bottom liquid product goes to stream resatm
 Note - stage efficiencies are being used!

**** Specifications ****

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 barrel/day
 2: ASTM D86 -
 98.0 LiqVol % Cut of the stage 1 Liquid is to be 180.000 C
 3: Flow of the stage 36 Liquid is to be 3100.00 barrel/day
 4: Flow of the stage 40 Liquid is to be 8200.00 barrel/day
 5: Flow of the stage 44 Liquid is to be 1100.00 barrel/day
 6: Pump Around Flow from stage 21 to 20 is to be 10000.00 barrel/day
 7: Pump Around Return Temp from stage 21 to 20 is to be 150.000 C
 8: Pump Around Flow from stage 15 to 14 is to be 14500.00 barrel/day
 9: Pump Around Return Temp from stage 15 to 14 is to be 94.000 C
 10: Flow of the stage 48 Liquid is to be 4400.00 barrel/day

Stream		carga	itsmo	maya	desp
apour frac.		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
emperature C		25.0000*	25.0000*	25.0000*	25.0000*
ressure	kg/cm2 g	5.0000*	5.0000*	5.0000*	5.0000*
olar Flow	kgmole/h	1597.4805	99.1891	527.9686	311.7301
ass Flow	kg/h	382958.7500*	19849.2813	138521.1406	68431.0156
iqVol Flow	barrel/day	63237.6523	3397.9999*	22542.9995*	11551.0004*
nthalpy	kJ/h	-5.11648E+07	-2.93265E+06	-1.85033E+07	-1.03146E+07

Stream		naranjos	marfo	papaloap	cacalilao
apour frac.		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
emperature C		25.0000*	25.0000*	25.0000*	25.0000*
ressure	kg/cm2 g	5.0000*	5.0000*	5.0000*	5.0000*
olar Flow	kgmole/h	58.7611	48.2289	33.5789	77.8132
ass Flow	kg/h	13981.3525	12178.8672	4287.5161	27835.6660
iqVol Flow	barrel/day	2317.0000*	1995.0000*	812.0000*	4310.0000*
nthalpy	kJ/h	-1.95219E+06	-1.64975E+06	-613597.2504	-3.47874E+06

Stream		tamaulipas	1.1	1	aguades
apour frac.		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
emperature C		25.0000*	24.4074	23.9062	25.0000*
ressure	kg/cm2 g	5.0000*	5.0000	5.0000	5.0000*
olar Flow	kgmole/h	216.9238	1157.2700	1541.4761	15.3000*
ass Flow	kg/h	65611.5234	285084.8438	363080.5313	275.6310
iqVol Flow	barrel/day	10380.0000*	46926.0004	60040.6940	41.6919
nthalpy	kJ/h	-8.27440E+06	-3.94448E+07	-4.96764E+07	-527847.6757

Stream		1a	eb1	2	3
apour frac.		0.0000	2.0000*	0.2439	0.0000
emperature C		23.9763	0.0000*	199.8200	199.4066
ressure	kg/cm2 g	13.5000*	0.0000*	2.2993*	2.2000
olar Flow	kgmole/h	1541.4761	0.0000*	1541.4761	1174.0132
ass Flow	kg/h	363080.5313	0.0000*	363080.5313	333113.8750
iqVol Flow	barrel/day	60040.6940	0.0000*	60040.6940	53590.3997
nthalpy	kJ/h	-4.92316E+07	444800.1563	9.55187E+07	7.79493E+07

Stream		4	5	ef-1	v-1
apour frac.		0.0000	0.4566	2.0000*	1.0000
emperature C		236.5000*	375.0000*	0.0000*	360.0000*
ressure	kg/cm2 g	18.2703	3.1703	0.0000*	1.5000*
olar Flow	kgmole/h	1174.0132	1174.0132	0.0000*	402.8594
ass Flow	kg/h	333113.8750	333113.8750	0.0000*	7257.5522*
iqVol Flow	barrel/day	53590.3997	53590.3997	0.0000*	1097.7761
nthalpy	kJ/h	1.09654E+08	2.54840E+08	1.45185E+08	8.68634E+06

Stream	v-k	v-gol	v-gop	agcont-1
apour frac.	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
emperature C	360.0000*	360.0000*	360.0000*	63.0000
ressure kg/cm2 g	1.5000*	1.5000*	1.5000*	0.5400
olar Flow kgmole/h	62.9468	107.0095	25.1787	632.5997
ass Flow kg/h	1133.9926*	1927.7874*	453.5970*	11396.3477
iqVol Flow barrel/day	171.5275	291.5968	68.6110	1723.8096
nthalpy kJ/h	1.35724E+06	2.30731E+06	542896.6771	-1.99587E+07

Stream	gnaatm	gases	resatm	econt1
apour frac.	0.0000	0.9059	0.0008	2.0000*
emperature C	63.0000	63.0000	359.1624	0.0000*
ressure kg/cm2 g	0.5400	0.5400	0.9400	0.0000*
olar Flow kgmole/h	261.5911	0.0000	421.7173	0.0000*
ass Flow kg/h	26518.1816	0.0000	209333.6875	0.0000*
iqVol Flow barrel/day	5305.9690	0.0000	31503.2741	0.0000*
nthalpy kJ/h	-2.40770E+06	0.0000	1.38989E+08	7.13756E+07

Stream	kerosina	gola	gopa	ril
apour frac.	0.0010	0.0013	0.0006	0.0000
emperature C	192.9567	258.5346	325.1594	227.5752
ressure kg/cm2 g	0.8500	0.8750	0.9050	0.8550
olar Flow kgmole/h	98.4852	214.1767	21.9905	463.2621
ass Flow kg/h	17693.5781	48513.8516	6814.3442	82587.2188
iqVol Flow barrel/day	3100.0150	8200.1663	1100.0271	14500.0709
nthalpy kJ/h	3.30537E+06	1.74776E+07	3.73453E+06	2.28605E+07

Stream	rip	EB2	EF2	CEA5
apour frac.	0.0000	2.0000*	2.0000*	0.0003
emperature C	318.1223	0.0000*	0.0000*	208.3333*
ressure kg/cm2 g	0.8850	0.0000*	0.0000*	10.0001
olar Flow kgmole/h	235.0517	0.0000*	0.0000*	1541.4761
ass Flow kg/h	60268.6992	0.0000*	0.0000*	363080.5313
iqVol Flow barrel/day	10000.3225	0.0000*	0.0000*	60040.6940
nthalpy kJ/h	3.18511E+07	878363.6250	---	9.55187E+07

Stream	PENTCANG	NAFTACANG	NAFTACAC	MURO
apour frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
emperature C	25.0000*	25.0000*	25.0000*	25.0000*
ressure kg/cm2 g	5.0000*	5.0000*	5.0000*	5.0000*
olar Flow kgmole/h	52.5221	86.8519	10.5268	2.0814
ass Flow kg/h	3782.6721	6880.7788	854.9781	590.1083
iqVol Flow barrel/day	882.0000*	1527.0001*	189.0000*	95.0000*
nthalpy kJ/h	-377120.3589	-868154.7978	-106189.9900	-77878.4643

Stream	eb7	ea78	ea1/6	3b
Vapour frac.	2.0000*	2.0000*	2.0000*	0.0000
Temperature C	0.0000*	0.0000*	0.0000*	199.7422
Pressure kg/cm2_g	0.0000*	0.0000*	0.0000*	18.2703*
Molar Flow kgmole/h	0.0000*	0.0000*	0.0000*	1174.0132
Mass Flow kg/h	0.0000*	0.0000*	0.0000*	333113.8750
LiqVol Flow barrel/day	0.0000*	0.0000*	0.0000*	53590.3997
Enthalpy kJ/h	---	3.08270E+07	1.44750E+08	7.88277E+07

Stream	turbo	gna-despunte	vap-despunte	cond/desp
Vapour frac.	0.0025	0.0000	0.6788	2.0000*
Temperature C	171.8209	45.0000	45.0000	0.0000*
Pressure kg/cm2_g	0.8100	1.8494	1.8494	0.0000*
Molar Flow kgmole/h	163.0452	353.3270	0.0000	0.0000*
Mass Flow kg/h	24366.2109	29711.9863	0.0000	0.0000*
LiqVol Flow barrel/day	4400.0048	6411.7718	0.0000	0.0000*
Enthalpy kJ/h	3.25798E+06	-2.89725E+06	0.0000	2.09337E+07

Stream	agua-amar	v-turbo
Vapour frac.	0.0000	1.0000
Temperature C	45.0000	360.0000*
Pressure kg/cm2_g	1.8494	1.5000*
Molar Flow kgmole/h	14.1894	41.9648
Mass Flow kg/h	255.6231	756.0000*
LiqVol Flow barrel/day	38.6655	114.3524
Enthalpy kJ/h	-467548.2567	904833.7448

**** Stage Variables ****

Reflux Ratio 2.41189
 Reflux Subcooled to 63.00 C

Stg No	Press kg/cm2_g	Temp C	Flow Rates (barrel/day)				Duty GJ/h
			Liquid	Vapour	Feed	Draws	
1	0.5	63.0	12797.4			0.0 V 5306.0 L 1723.8 W	-71.376
2	0.8	134.5	15176.6	19828.2			
3	0.8	155.8	15753.0	22207.4			
4	0.8	167.1	15643.1	22783.8			
5	0.8	176.1	15403.9	22673.8	782.4 S		
6	0.8	184.3	9923.1	21652.3		5068.1 S	
7	0.8	193.1	9598.7	21239.6			
8	0.8	199.6	9359.6	20915.1			
9	0.8	204.3	9152.0	20676.0			
10	0.8	208.0	8944.9	20468.4			
11	0.8	211.1	8741.5	20261.4			
12	0.8	213.8	8736.2	20057.9			
13	0.8	215.1	10938.9	20052.6	692.8 S		
14	0.9	202.6	28191.1	21562.5	14500.1 P	3621.3 S	-26.337
15	0.9	227.6	16377.0	27936.0		14500.1 P	
16	0.9	243.0	16554.4	30621.9			
17	0.9	251.5	15660.7	30799.4			
18	0.9	260.2	13454.3	29905.6	2051.7 S		
19	0.9	274.5	1146.0	25647.5		9960.3 S	
20	0.9	294.3	19072.6	23299.5	10000.3 P		-26.543
21	0.9	318.1	10099.0	31225.7		10000.3 P	
22	0.9	330.9	9659.1	32252.5			
23	0.9	336.7	9019.0	31812.6			
24	0.9	340.8	8180.7	31172.5	379.3 S		
25	0.9	344.8	5627.4	29954.9		1410.7 S	
26	0.9	349.9	4608.1	28812.3			
27	0.9	354.6	3066.4	27793.0			
28	0.9	361.1	940.6	26251.3			
29	0.9	370.4	37120.0	24125.5	53590.4		
30	0.9	365.4	34419.9	6714.5			
31	0.9	362.2	32894.4	4014.4			
32	0.9	359.2		2488.9	1097.8	31503.3 L	

Side Stripper 1 draws							3621.3	from stg	14	vapour return to stg	13
33	0.9	198.5	3498.5	692.8							
34	0.8	194.8	3393.7	570.0							
35	0.8	191.3	3283.2	465.2							
36	0.8	193.0		354.7	171.5	3100.0	L				
Side Stripper 2 draws							9960.3	from stg	19	vapour return to stg	18
37	0.9	269.6	9470.7	2051.7							
38	0.9	265.4	9083.3	1562.1							
39	0.9	261.2	8696.7	1174.7							
40	0.9	258.5		788.2	291.6	8200.2	L				
Side Stripper 3 draws							1410.7	from stg	25	vapour return to stg	24
41	0.9	338.8	1312.3	379.3							
42	0.9	334.1	1245.1	280.9							
43	0.9	329.4	1180.3	213.7							
44	0.9	325.2		148.9	68.6	1100.0	L				
Side Stripper 4 draws							5068.1	from stg	6	vapour return to stg	5
45	0.8	180.4	4912.3	782.4							
46	0.8	176.7	4768.4	626.7							
47	0.8	172.9	4616.0	482.8							
48	0.8	171.8		330.4	114.4	4400.0	L				

**** Condenser Cooling Curve ****

Temperature C	Pressure kg/cm2_g	Flow Rates (barrel/day)		Duty GJ/h
		Liquid	Vapour	
134.48	0.79	0.00	19828.18	0.0000
127.33	0.77	2189.63	17638.55	-5.0854
120.19	0.74	4281.34	15546.84	-10.0314
113.04	0.72	6164.10	13664.09	-14.6496
105.89	0.69	7819.87	12008.31	-18.9029
98.74	0.67	9260.00	10568.19	-22.8030
91.59	0.64	14277.01	5551.17	-47.4476
84.44	0.62	17120.36	2707.82	-59.1965
77.30	0.59	18995.87	832.31	-66.0243
70.15	0.57	19828.18	0.00	-69.6362
63.00	0.54	19828.18	0.00	-71.3872

Tabulated Properties For Tables for Stream * gna-despunte

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	-56.2	-8.8	-8.8	-94.1	-21.9
2.0	-10.1	24.0	24.0	-74.9	3.9
5.0	0.8	29.8	29.8	-68.8	12.0
10.0	5.0	32.0	32.0	-66.3	15.2
15.0	10.8	35.2	35.2	-62.8	19.9
20.0	18.0	38.9	38.9	-58.4	25.7
30.0	30.1	45.6	45.6	-50.8	35.8
40.0	43.5	54.3	54.3	-42.2	47.1
50.0	64.7	69.7	69.7	-28.8	64.7
60.0	87.3	87.4	87.4	-11.4	87.2
70.0	107.5	104.3	104.3	4.3	107.5
80.0	131.0	125.4	125.4	22.6	131.0
90.0	158.6	150.8	150.8	44.3	158.6
95.0	180.7	170.6	170.6	61.9	180.7
98.0	198.7	185.8	185.8	76.3	198.7
100.0	212.9	197.1	197.1	87.7	212.9

Tabulated Properties For Tables for Stream * gnaatm

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	-9.5	31.0	31.0	-62.5	20.4
2.0	1.5	37.4	37.4	-58.4	25.7
5.0	15.4	45.0	45.0	-53.8	31.9
10.0	31.5	55.7	55.7	-46.2	41.9
15.0	47.0	68.1	68.1	-36.2	55.0
20.0	65.4	83.6	83.6	-23.2	72.0
30.0	92.3	105.5	105.5	-3.5	97.6
40.0	108.3	116.3	116.3	7.4	111.5
50.0	122.9	126.1	126.1	16.4	123.1
60.0	135.3	134.4	134.4	25.9	135.3
70.0	145.9	141.9	141.9	34.3	145.9
80.0	156.7	149.8	149.8	42.8	156.7
90.0	170.2	160.4	160.4	53.5	170.2
95.0	182.1	170.8	170.8	63.0	182.1
98.0	192.1	180.0	180.0	70.9	192.1
100.0	199.3	187.1	187.1	76.7	199.3

Tabulated Properties For Tables for Stream * turbo

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	117.6	152.8	152.8	34.0	145.6
2.0	142.1	170.6	170.6	44.7	159.1
5.0	155.6	178.3	178.3	50.7	166.6
10.0	167.6	184.8	184.8	57.4	175.1
15.0	176.5	189.5	189.5	62.1	181.0
20.0	181.8	192.2	192.2	65.9	185.7
30.0	190.1	196.5	196.5	71.4	192.7
40.0	197.3	200.4	200.4	76.1	198.5
50.0	204.3	204.3	204.3	80.9	204.4
60.0	211.4	208.6	208.6	86.3	211.2
70.0	219.0	213.5	213.5	92.6	219.0
80.0	226.8	218.8	218.8	98.9	226.8
90.0	237.8	228.3	228.3	107.9	237.8
95.0	246.0	234.1	234.1	114.5	246.0
98.0	252.5	240.1	240.1	119.8	252.5
100.0	257.7	245.0	245.0	124.1	257.7

Tabulated Properties For Tables for Stream * kerosina

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	149.4	186.1	186.1	60.6	179.1
2.0	177.7	207.6	207.6	72.7	194.3
5.0	197.0	219.9	219.9	83.5	207.7
10.0	213.5	229.4	229.4	93.9	220.6
15.0	223.4	234.4	234.4	100.5	228.8
20.0	230.5	238.8	238.8	105.3	234.6
30.0	240.2	244.0	244.0	111.8	242.6
40.0	247.5	248.0	248.0	116.7	248.6
50.0	254.1	251.6	251.6	121.5	254.5
60.0	260.7	255.6	252.7	126.6	260.7
70.0	267.6	260.0	256.8	132.2	267.6
80.0	276.6	266.4	262.8	139.6	276.6
90.0	289.3	276.3	272.1	150.2	289.3
95.0	300.3	285.6	280.6	159.3	300.3
98.0	316.6	300.5	293.9	172.9	316.6
100.0	328.8	312.0	304.0	183.1	328.8

Tabulated Properties For Tables for Stream * gola

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	197.9	234.6	234.6	100.6	228.9
2.0	229.6	258.6	255.5	115.6	247.3
5.0	249.3	270.9	267.0	127.4	261.7
10.0	264.6	280.0	275.4	137.4	273.8
15.0	274.5	285.7	280.6	144.1	282.0
20.0	282.2	290.0	284.5	149.4	288.4
30.0	295.1	297.5	291.2	158.3	299.2
40.0	306.7	304.4	297.4	166.3	308.8
50.0	318.0	311.6	303.6	174.1	318.1
60.0	329.6	319.4	310.3	183.7	329.5
70.0	342.2	328.5	317.9	194.4	342.2
80.0	356.7	339.8	327.1	206.6	356.7
90.0	374.8	355.2	339.1	222.1	374.8
95.0	387.6	366.6	347.6	233.0	387.6
98.0	398.0	376.3	354.5	242.1	398.0
100.0	406.7	384.4	360.1	249.6	406.7

Tabulated Properties For Tables for Stream * gopa

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	286.0	314.1	305.8	167.5	310.1
2.0	319.4	339.8	327.1	188.5	335.2
5.0	343.6	356.3	340.0	205.1	354.8
10.0	364.1	369.1	349.4	219.7	371.9
15.0	376.3	376.2	354.5	228.4	382.1
20.0	384.6	381.1	357.9	234.4	389.1
30.0	395.4	387.2	362.0	242.0	398.0
40.0	403.4	391.6	364.9	247.7	404.5
50.0	410.2	395.4	367.4	252.8	410.5
60.0	417.2	399.6	370.1	258.6	417.2
70.0	426.8	406.4	374.4	267.0	426.8
80.0	435.9	412.8	378.2	274.9	435.9
90.0	456.0	429.7	387.9	292.6	456.0
95.0	465.2	437.6	392.1	300.7	465.2
98.0	485.6	455.5	401.1	318.8	485.7
100.0	503.7	471.5	408.6	335.0	503.7

Tabulated Properties For Tables for Stream * resatm

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	292.3	291.1	285.5	156.1	296.4
2.0	336.5	320.0	310.8	193.4	341.0
5.0	370.0	345.1	331.3	221.7	374.4
10.0	403.5	372.4	351.8	250.2	407.5
15.0	428.6	394.1	366.5	271.6	432.1
20.0	450.6	413.7	378.7	290.5	453.7
30.0	493.5	452.8	399.8	327.6	495.5
40.0	536.5	492.0	417.3	365.4	537.4
50.0	579.8	531.7	432.0	404.1	579.8
60.0	622.4	571.4	444.3	443.8	622.4
70.0	667.8	614.1	455.7	486.7	667.8
80.0	721.5	666.8	467.7	538.5	721.5
90.0	794.8	732.7	477.4	611.0	794.8
95.0	837.4	765.7	480.5	654.1	837.4
98.0	885.8	793.4	483.5	704.0	885.9
100.0	891.7	796.5	483.9	710.1	891.7



SIMULACIÓN: SECCIÓN AL VACÍO.

**** Column Input ****

Number of Ideal Stages 7
Stage 1 Pressure -1.014 kg/cm2_g
Stage 7 Pressure -1.001 kg/cm2_g
Stage 1 Temperature Estimate 172.000 C
Stage 7 Temperature Estimate 354.000 C
Feed stream CARGA enters on stage 7
Feed stream VAPAGOT enters on stage 7
Overhead Vapour Estimated Flow 100.0000 barrel/day
Estimated top stage reflux ratio is 3.0000
Side Liquid draw from stage 2 to stream GAS_LIGERO
Side Liquid draw from stage 4 to stream GAS_PESADO
Side Exchanger on stage 1 is energy stream ER_1
Side Exchanger on stage 3 is energy stream ER_2
Pumparound 1 moves liquid from stage 2 to stage 1
Represented by stream REF_SUP
Pumparound 2 moves liquid from stage 4 to stage 3
Represented by stream REF_INF
Overhead vapour product goes to stream COND_VAC
Bottom liquid product goes to stream RES_VAC

**** Specifications ****

1: Pump Around Flow from stage 2 to 1 is to be 16000.00 barrel/day
2: Pump Around Return Temp from stage 2 to 1 is to be 89.000 C
3: Pump Around Flow from stage 4 to 3 is to be 14000.00 barrel/day
4: Pump Around Return Temp from stage 4 to 3 is to be 238.000 C
5: Flow of the stage 2 Side Liquid is to be 4000.00 barrel/day
6: Flow of the stage 4 Side Liquid is to be 8300.00 barrel/day

Stream	CARGA	COND_VAC	RES_VAC	VAPAGOT
vapour frac.	0.4465	1.0000	0.0000	1.0000
temperature C	390.0000*	181.1641	382.0313	280.0000*
pressure kg/cm2_g	-0.9546*	-1.0142	-1.0006	1.5000*
molar Flow kgmole/h	422.6592*	13.9030	197.1275	2.7754
mass Flow kg/h	209974.4063	1812.8748	130411.4375	50.0000*
liqVol Flow barrel/day	31555.1719	305.8128	18956.9474	7.5630
nthalpy kJ/h	1.72820E+08	882825.0701	9.55240E+07	51705.5620

Stream	GAS_LIGERO	GAS_PESADO	gas_lig1	gas_lig2
vapour frac.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
temperature C	220.1934	298.3191	186.0000*	152.0000*
pressure kg/cm2_g	-1.0119	-1.0074	0.9841*	2.9801*
molar Flow kgmole/h	83.6034	130.8007	83.6034*	83.6034*
mass Flow kg/h	24595.4121	53204.6875	24595.4121	24595.4121
liqVol Flow barrel/day	3999.9641	8300.0109	3999.9641	3999.9641
nthalpy kJ/h	6.45373E+06	2.57957E+07	4.36610E+06	2.39692E+06

Stream	REF_SUP	ER_1	REF_INF	ER_2
vapour frac.	0.0000	2.0000*	0.0000	2.0000*
temperature C	220.1934	0.0000*	298.3191	0.0000*
pressure kg/cm2_g	-1.0119	0.0000*	-1.0074	0.0000*
molar Flow kgmole/h	334.4136	0.0000*	220.6277	0.0000*
mass Flow kg/h	98381.6484	0.0000*	89742.8438	0.0000*
liqVol Flow barrel/day	15999.8565	0.0000*	14000.0180	0.0000*
nthalpy kJ/h	2.58149E+07	-2.97521E+07	4.35108E+07	-1.44639E+07

**** Stage Variables ****

Reflux Ratio 39.15666

Stg No	Press kg/cm2_g	Temp C	Flow Rates (barrel/day)				Duty GJ/h
			Liquid	Vapour	Feed	Draws	
1	-1.0	181.2	24671.5		15999.9 P	305.8 V	-29.752
2	-1.0	220.2	7826.9	8977.4		4000.0 L 15999.9 P	
3	-1.0	270.8	26090.5	12132.6	14000.0 P		-14.464
4	-1.0	298.3	3193.1	16396.3		8300.0 L 14000.0 P	
5	-1.0	351.2	2156.4	15798.9			
6	-1.0	370.2	830.2	14762.2			
7	-1.0	382.0		13435.9	31562.7	18956.9 L	

**** Condenser Cooling Curve ****

Temperature C	Pressure kg/cm2_g	Flow Rates (barrel/day)		Duty GJ/h
		Liquid	Vapour	
220.19	-1.01	14945.54	10011.96	0.0000
216.28	-1.01	17754.34	7221.66	-4.5235
212.38	-1.01	19390.60	5585.40	-8.8427
208.48	-1.01	20857.19	4118.80	-12.8727
204.58	-1.01	22099.20	2876.80	-16.5146
200.68	-1.01	23064.32	1911.68	-19.6733
196.77	-1.01	23734.80	1241.20	-22.3141
192.87	-1.01	24156.40	819.60	-24.5141
188.97	-1.01	24411.17	564.83	-26.4150
185.07	-1.01	24568.25	407.75	-28.1368
181.16	-1.01	24669.72	306.28	-29.7529

Tabulated Properties For Tables for Stream * GAS_LIGERO

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	284.3	312.3	304.2	171.2	314.5
2.0	305.8	327.0	316.7	181.8	327.2
5.0	321.4	336.6	324.5	187.7	334.2
10.0	335.9	345.5	331.7	196.8	345.0
15.0	346.1	351.6	336.4	203.9	353.4
20.0	354.4	356.4	340.0	209.8	360.4
30.0	368.1	364.4	346.1	219.8	372.1
40.0	379.8	371.5	351.2	228.1	381.8
50.0	390.5	378.2	355.9	235.6	390.6
60.0	401.1	385.1	360.6	244.6	401.0
70.0	412.0	392.8	365.7	254.1	412.0
80.0	425.2	404.6	373.2	265.5	425.1
90.0	447.7	422.8	384.0	285.3	447.8
95.0	461.5	435.3	390.9	297.4	461.5
98.0	480.8	452.0	399.4	314.6	480.9
100.0	498.8	467.2	406.6	330.6	498.8

Tabulated Properties For Tables for Stream * GAS_PESADO

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	354.8	372.5	351.8	230.8	384.9
2.0	385.3	394.7	366.9	246.6	403.3
5.0	404.9	407.4	374.9	259.3	418.0
10.0	420.9	417.3	380.8	270.9	431.3
15.0	432.6	424.5	385.0	279.2	440.7
20.0	440.5	429.3	387.6	285.2	447.6
30.0	456.9	439.5	393.1	297.5	461.6
40.0	471.6	448.9	397.9	308.7	474.3
50.0	486.0	458.6	402.7	319.8	486.8
60.0	500.8	469.2	407.6	332.2	500.6
70.0	517.1	481.7	413.0	346.9	517.0
80.0	535.4	497.4	419.4	363.5	535.4
90.0	562.6	522.1	428.7	388.4	562.6
95.0	579.7	537.7	434.0	404.1	579.7
98.0	602.9	557.9	440.4	425.6	602.9
100.0	611.6	565.1	442.5	433.7	611.6

Tabulated Properties For Tables for Stream * COND_VAC

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	188.8	225.4	225.4	92.0	218.3
2.0	221.8	250.8	250.8	109.0	239.2
5.0	242.9	264.4	260.9	121.4	254.4
10.0	258.9	273.7	269.7	131.9	267.2
15.0	268.9	279.4	274.8	138.7	275.4
20.0	276.3	283.6	278.7	143.8	281.7
30.0	288.1	290.2	284.7	151.9	291.5
40.0	297.7	295.7	289.7	158.4	299.2
50.0	306.7	301.0	294.4	164.6	306.7
60.0	315.7	306.7	299.4	172.0	315.6
70.0	325.5	313.5	305.2	180.3	325.5
80.0	337.6	322.6	313.0	190.5	337.6
90.0	355.6	337.6	325.4	205.7	355.6
95.0	371.4	351.6	336.4	219.2	371.4
98.0	390.3	368.4	348.9	235.4	390.3
100.0	404.5	380.6	357.5	247.6	404.5

Tabulated Properties For Tables for Stream * RES_VAC

Liquid Volume Percent	True BP Temp. (C)	ASTM-D86 Temp. (C)	ASTM-D86 Corrected (C)	D1160-VAC Temp. (C)	D1160-ATM Temp. (C)
0.0	411.4	396.6	368.2	259.9	418.6
2.0	465.9	431.8	389.0	308.2	473.7
5.0	507.1	463.6	405.0	344.8	514.7
10.0	541.7	492.7	417.6	375.6	548.6
15.0	564.4	512.4	425.2	395.7	570.6
20.0	582.3	528.0	430.7	411.5	587.8
30.0	612.0	553.6	439.0	437.8	616.0
40.0	638.8	575.5	445.5	461.3	641.0
50.0	667.0	598.9	451.8	486.2	667.2
60.0	697.6	625.9	458.6	515.0	697.2
70.0	733.4	659.5	466.2	550.2	733.4
80.0	778.0	702.9	474.0	594.2	778.0
90.0	825.1	746.7	478.7	641.6	825.1
95.0	869.4	780.7	482.0	687.0	869.4
98.0	899.8	799.5	484.3	718.5	899.7
100.0	919.2	808.3	485.7	738.9	919.2

DEFINICIÓN DE TÉRMINOS.

BARRIL. 42 galones.

CARBÓN CONRADSON. Ensayo utilizado para determinar la cantidad de residuo de carbón que se queda después de la evaporación y pirólisis de un hidrocarburo bajo condiciones especificadas. Se expresa como porcentaje en peso: ASTM D-189.

CARBÓN RAMSBOTTOM. Recomendado para sustituir al Carbón Conradson: ASTM D-524. Residuo de carbón expresado en % en peso.

DENSIDAD °API. Escala de densidades arbitraria definida como:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\text{Peso.especifico.relativo.60/60}^{\circ}F} - 131.5$$

Esta escala permite la representación de la densidad de los hidrocarburos, mediante una escala que varía desde menos de 0 (hidrocarburo residual pesado) hasta 340 (metano).

DESTILACIÓN ASTM. Destilación intermitente de laboratorio normalizada para naftas y destilados intermedios realizada a presión atmosférica sin fraccionamiento.

DESTILACIÓN HEMPEL. Método rutinario de destilación del U.S. Bureau of Mines. Los resultados se utilizan frecuentemente de forma intercambiable con la destilación TBP.

DESTILADOS INTERMEDIOS. Corte obtenido de la columna atmosférica que hierve en el intervalo de 300 a 700 °F. El corte exacto se determina por las especificaciones de los productos.

FACTOR DE CARACTERIZACIÓN. Índice de calidad del crudo alimentado, útil para correlacionar datos basados en propiedades físicas. El factor de caracterización Watson (UOP) se define como:

$$K_w = K_{uop} = \frac{3 \sqrt{\text{Punto.de.ebullición.medio,}^{\circ}R}}{\text{Peso.especifico.60/60}^{\circ}F}$$

NAFTA. Corte obtenido de la columna atmosférica en el intervalo C₅-420°F. Las naftas se subdividen en nafta ligera, intermedia y pesada.

PFE. Punto final de ebullición de un corte, normalmente sobre la base de una destilación ASTM (FBP abreviatura inglesa).

PRESIÓN DE VAPOR REID (PVR). Presión de vapor de un producto determinado en un volumen de aire cuatro veces superior al volumen del líquido a 100°F la presión de vapor Reid es una indicación de la tendencia a la vaporización de una gasolina, así como de los peligros de explosión y evaporación; ASTM D-323.

QUEROSINA. Corte obtenido de la columna atmosférica en el intervalo de 300 a 550°F. El corte exacto viene determinado por las diversas especificaciones del producto.

RESVAC. Abreviatura de Residuo de Vacío.

RILA. Abreviatura de Reflujo Inferior Ligero Atmosférico.

RIPA. Abreviatura de Reflujo Inferior Pesado Atmosférico.

RILV. Abreviatura de Reflujo Inferior Ligero de Vacío.

TURBOSINA. Corte obtenido de la columna atmosférica en el intervalo de 330 a 420°F. El corte exacto viene determinado por las diversas especificaciones del producto.