

160
2eq.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

"SIMULACION DE LA PLANTA COMBINADA No. 1
DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO"

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERA QUIMICA

PRESENTA

DELIA STRASSBURGER SAYAGO



MEXICO, D. F.

1998

259205

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado Asignado:

Presidente: Prof. Enrique Bazúa Rueda

Vocal: Prof. José Agustín Texta Mena

Secretario: Prof. Celestino Montiel Maldonado

1er Suplente: Prof. Luis Cedeño Caero

2do. Suplente: Prof. Rodolfo Ruiz Trejo

Sitio donde se desarrolló el tema:

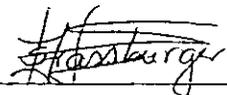
Depto. Ingeniería de la Facultad de Química, U.N.A.M.
Programa Universitario de Energía, U.N.A.M.



Ing. Celestino Montiel Maldonado
Asesor del Tema

TRABAJO PARA SER REVISADO
POR EL H. JURADO

30 SET. 1997



Delia Strassburger Sáyago
Sustentante

Cuando vayan mal las cosas
como a veces suelen ir,
cuando ofrezca tu camino
solo cuestas que subir,
cuando tengas poco haber
pero mucho que pagar,
y precises sonreír
aun teniendo que llorar,
cuando ya el dolor te agobie
y no puedas ya sufrir,
descansar acaso debes
pero nunca desistir.

Tras las sombras de la duda,
ya plateadas ya sombrías,
puede bien surgir el triunfo,
no el fracaso que temías,
y no es dable a tu ignorancia
figurarse cuán cercano,
puede estar el bien que anhelas
y que juzgas tan lejano,
lucha, pues por más que en la
batalla tengas que sufrir,
¡Cuando todo esté peor,
más debemos insistir!

Rudyard Kipling

Empieza por hacer lo necesario,
luego lo que es posible,
y de pronto te encontrarás
haciendo lo imposible.

San Francisco de Asis

Ayer fuiste mi ilusión
Hoy eres mi realidad
Mañana serás mi futuro,
¡Siempre serás mi esperanza!

J.A. Razo

A mi padre por sus enseñanzas y por haberme procurado todo lo necesario para el logro de mis metas.

A mi madre por su cariño, por la educación que me inculcó y por creer siempre en mí.

A mis hermanos: Viviana, Felipe y Stefanie, por estar siempre ahí, unidos.

A Alfredo por no haberme dejado desistir, por su apoyo constante y por respetar mis sentimientos.

INDICE

	<u>Página</u>
CAPITULO 1. INTRODUCCION	4
CAPITULO 2. GENERALIDADES DE LA REFINACION DEL CRUDO	7
2.1 Importancia de la Refinación del Crudo	8
2.2 Refinación del Petróleo	9
CAPITULO 3. PROCESOS DE DESTILACION DEL CRUDO	15
3.1 DESCRIPCION GENERAL DE PROCESOS DE DESTILACION ATMOSFERICA	16
3.2 PRINCIPIOS DE DISEÑO DE PROCESOS DE DESTILACION ATMOSFERICA DEL CRUDO	18
El Crudo y sus Fracciones	
Desalado del Crudo	
Alimentación a la Torre Atmosférica	
Especificación de los Productos	
Torre Atmosférica	
Bombas de Calor y Agotadores	
3.3 PROCESOS DE DESTILACION AL VACIO	29
3.4 DISEÑO DE PROCESOS DE DESTILACION AL VACIO	29
CAPITULO 4. DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA COMBINADA No.1 DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO	32
4.1 Sección de Destilación Atmosférica	34
4.2 Sección de Destilación al Vacío	37

CAPITULO 5. SIMULACION DE PROCESOS	41
5.1 Simulación de Procesos en el Diseño de Procesos	44
5.2 Simulador de Procesos Aspen Plus	45
5.2.1 Generalidades	45
5.2.2 Modelos de Operaciones Unitarias	48
5.2.3. Modelos de Propiedades Físicas	50
5.2.4 Bancos de Datos	52
5.2.5 Métodos de Convergencia	54
5.2.6 Soporte Computacional	55
5.2.7 Interfase con el Usuario	56
CAPITULO 6. SIMULACION DE LA PLANTA COMBINADA No.1 DE LA	59
REFINERIA MIGUEL HIDALGO.	
6.1 General	60
6.2 Secciones	62
6.3 Presentación y Evaluación de Resultados	67
CAPITULO 7. CONCLUSIONES Y TRABAJOS POSTERIORES.....	71
BIBLIOGRAFIA	74
APENDICES	77

CAPITULO 1

CAPITULO 1

INTRODUCCIÓN

La elaboración de los diferentes procesos se ha tenido que ajustar, por un lado a las leyes fundamentales que los gobiernan y por otro, a las limitaciones y requerimientos que el hombre ha impuesto. Debido a esto, ya no es suficiente hacer o tener un proceso, sino que cada día es mas necesario analizarlo para su optimización ya sea económica, energética, etc. Este concepto es el que tienden a adoptar las tecnologías modernas de procesos para poder ser competitivas.

Actualmente se procesan crudos que cada vez son de menor calidad, lo cual aunado a la tendencia general de poner mas atención a los aspectos de salud y ambientales, ha provocado que existan cambios en el equipo y operación de una refinería, volviéndose un reto el cumplimiento de los nuevos requerimientos y regulaciones, sin perder competitividad ni rentabilidad.

La simulación de procesos resulta ser una herramienta de gran utilidad para la optimización de procesos. Mediante ésta como parte del diseño de procesos, se simula un proceso determinado en la computadora con modelos matemáticos y posteriormente se aplica algún método de optimización. De esta manera se reduce significativamente el tiempo de trabajo en los procedimientos de cálculos y se puede profundizar mas en el ajuste de variables y parámetros y en la optimización en sí.

Así, para aplicar por ejemplo la optimización energética, es necesaria una simulación que represente lo mas cercanamente posible la realidad del proceso.

El presente trabajo se centra en la simulación de la primera sección de procesamiento en la refinación del crudo de la Refinería Miguel Hidalgo, que es la Planta Combinada No.1, la cual integra la sección de destilación atmosférica y la sección de destilación al vacío. Para la simulación del proceso se utilizó el simulador de procesos químicos ASPEN PLUS (ver. 8.5-3). Dicho simulador se utilizó tanto en el Programa Universitario de Energía (PUE) como en el Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química.

Para el desarrollo de esta tesis se estudió el tema de la Refinación del Crudo en general para luego profundizar en el tema de la Destilación Combinada (atmosférica y al vacío). Se describen los procesos en general y luego se detalla el actual proceso de la Planta Combinada No.1 de la Refinería Miguel Hidalgo. Posteriormente se dan algunos conceptos básicos de la Simulación de Procesos y del uso del simulador Aspen Plus. Finalmente se explica el programa de simulación mediante el cual fue posible representar, lo mas cercanamente posible, la operación de dicha planta; se presentan y evalúan los resultados; y se describen los trabajos posteriores.

Los capítulos tratados a lo largo de esta tesis se enfocan en especial a los aspectos de los Procesos de Destilación Atmosférica y al Vacío en la Refinación del Petróleo, que afecten el tema tratado en este trabajo. Por lo mismo no se profundiza en algunos capítulos en los aspectos que no afectan directamente el tema desarrollado en este trabajo.

CAPITULO 2

CAPITULO 2
GENERALIDADES
REFINACIÓN DEL CRUDO

3.1 IMPORTANCIA DE LA REFINACIÓN DEL CRUDO

La gran mayoría de los compuestos utilizados en la industria provienen del crudo que es extraído de los depósitos del subsuelo. Los aceites del petróleo, de la manera que se encuentran en la naturaleza, requieren de procesamiento para cumplir con las cantidades y especificaciones de los combustibles de transportación y los aceites para calentamiento necesarios, así como para mejorar su calidad mediante el cambio en los rangos de ebullición de los componentes. Debido a que cada crudo tiene sus características específicas, se requieren diversos procesos de refinación y cada planta procesadora, conocida como una refinería, es diferente de otras refinerías que procesan varios crudos.

Los procesos de refinación son muy complejos y requieren de equipos e instrumentación sofisticada. Como resultado, la industria de refinación del petróleo tiene un costo de inversión muy alto por trabajador. Aún con su complejidad esta industria es muy eficiente y los costos de refinación por galón de producto son bajos, debido a las altas cantidades de crudo que se procesan.

En el crudo extraído directamente de los pozos, menos de la mitad de un barril promedio del mismo, puede ser utilizado como combustible para transportación (gasolina, gasavión y diesel). El resto del barril contiene compuestos que poseen un punto de ebullición demasiado alto o demasiado bajo para ser incluidos.

Debido a que los productos que ofrecen ganancia en grandes volúmenes son los combustibles para transportación, es necesario convertir la mayor parte del barril en estos, en la medida que sea económicamente posible. Existen refinerías que cuentan con el equipo necesario de conversión para producir una gran variedad de productos del crudo.

Cualquier procesamiento adicional se añade a los costos de capital y de operación de la refinería y por lo tanto cualquier unidad de proceso debe ser justificada económicamente.

3.2 REFINACIÓN DEL PETRÓLEO

A continuación se enlistan y explican brevemente las principales operaciones que pueden estar presentes en una refinería de crudo, con la finalidad de ubicar la destilación atmosférica y al vacío dentro del contexto de “La Refinación del Crudo”.

1. PREPARACIÓN

- a) Desalado de crudo

2. SEPARACIÓN

- a) Destilación del Crudo

3. CONVERSIÓN

- a) Coquización
- b) Cracking Catalítico (FCC)
- c) Hidrocracking
- d) Alquilación
- e) Polimerización

4. PURIFICACIÓN O MEJORAMIENTO DE CALIDAD

- a) Planta de Gas
- b) Reformación Catalítica
 - Isomerización
 - Reformación
- c) Planta Reductora de Viscosidad
- d) Hidrotratamiento
 - Hidrodesulfuración
 - Hidrodesnitrificación

1. Preparación

- a) Desalado de crudo.-

En esta etapa se eliminan las sales que vienen disueltas en el agua que trae el crudo. Estas sales se disocian para formar compuestos corrosivos y envenenan a los catalizadores. Las sales se remueven lavando el crudo con agua caliente y separando el agua utilizando deemulsificadores químicos o precipitadores electrostáticos.

2. Separación

- a) Destilación del crudo.-

En ella se separan las fracciones dentro del rango de ebullición del combustible para transportación, del resto de las fracciones del crudo según su punto de ebullición. Esto se hace mediante torres de destilación atmosféricas y al vacío. Los productos de las unidades de destilación de crudo se utilizan como alimentación a otras

unidades de procesamiento o son mezclados como productos. (Se detalla en el siguiente capítulo).

3. Conversión

a) Coquización.-

En esta operación se remueve el carbón en forma de producto sólido llamado coque del residuo de la destilación al vacío para aumentar la relación hidrógeno-carbono y así obtener materiales de menor punto de ebullición y peso molecular.

b) Cracking Catalítico (FCC).-

El Cracking Catalítico es el proceso mas ampliamente utilizado para convertir hidrocarburos con alto punto de ebullición en compuestos moleculares dentro del rango de ebullición de los combustibles de transportación. Esto se hace mediante el cracking (ruptura térmica) de los compuestos de alto peso molecular. A esta unidad se cargan los gasóleos de vacío, los gasóleos obtenidos en la Coquización, y algunos crudos reducidos atmosféricos (5%).

c) Hidrocracking.-

El Hidrocracking se puede ver como una combinación de Cracking Catalítico con Hidrotratamiento (explicado mas adelante) en donde los productos son parafínicos y aromáticos en vez de olefínicos y aromáticos. En esta operación se tiene la capacidad de romper el anillo de compuestos aromáticos selectivamente en gasolinas, diesel y combustible para avión. Por lo general tiene como alimentación gasóleos de recirculación y destilados de la Coquización.

d) Alquilación.-

La Alquilación, en la refinación del petróleo, se refiere al proceso de hacer reaccionar olefinas con una isoparafina para producir parafinas de mayor peso

molecular y con alto octanaje. Específicamente reaccionan los propilenos y butilenos provenientes de la Planta de Gas con la corriente de isobutano proveniente del Hidrocracking.

e) Polimerización.-

En la Polimerización reaccionan propilenos y butilenos para formar polímeros dentro del rango de ebullición de la gasolina y para formar parte de la mezcla de gasolina de alto octanaje.

4. Purificación o Mejoramiento de Calidad

a) Plantas de Gas.-

Esta unidad se utiliza para separar los componentes de bajo punto de ebullición (butanos y mas ligeros) contenidos en el crudo y producidos durante el procesamiento, en componentes individuales o grupos de componentes según sea necesario, para cumplir con las especificaciones de los productos o de las cargas a otras unidades.

b) Reformación Catalítica.-

Esta operación se utiliza debido a que es necesario aumentar el octanaje de las naftas vírgenes para hacerlas apropiadas para formar parte de las mezclas de gasolina. Esto se logra a medida que la molécula de hidrocarburo se hace mas compacta. En esta operación se aumenta el número de octano de las gasolinas vírgenes convirtiendo las parafinas y cicloparafinas en isoparafinas (Isomerización)

y aromáticos (Reformación). La Isomerización se aplica para compuestos de seis o menos átomos de carbono (naftas ligeras con rangos de ebullición de 0 a 82°C (30 a 180°F)) y la Reformación para compuestos con siete o mas átomos de carbono (naftas pesadas con rangos de ebullición de 82 a 193°C (180 a 380°F)).

c) Planta Reductora de Viscosidad

Este proceso se utiliza para reducir las viscosidades y punto de vertido o fluidez del crudo reducido atmosférico y de vacío. Esto se logra con un proceso térmico de cracking. Los productos obtenidos son una corriente de butanos y gases mas ligeros, una corriente de nafta con rango de ebullición de gasolina, gasóleo y brea.

d) Hidrotratamiento.-

Estas unidades son cada vez mas necesarias debido a la decreciente disponibilidad de crudos con bajo contenido de azufre. El Hidrotratamiento mejora la calidad de las gasolinas eliminando el azufre (Hidrodeshulfuración) y nitrógeno (Hidrodeshnitrificación) y aumentando el contenido de hidrógeno saturando las olefinas y algunos aromáticos. También mediante este proceso se elimina el azufre o el nitrógeno orgánico de las corrientes que van a las etapas de conversión (Cracking y Reformación Catalítica) y que envenenarían el catalizador. Esto se logra haciendo reaccionar hidrógeno con el azufre y obteniendo ácido sulfhídrico, y con el nitrógeno para formar amoniaco.

Las fracciones mas comunes que se obtienen de la Refinación del Petróleo son:

1.NATURALES

- Gasolina
- Gas Natural
- LPG (Gas Licuado de Petróleo)

2.DESTILADOS LIGEROS

- Gasolinas para Motor
- Naftas Solventes
- Combustible para Avión
- Kerosina
- Aceites de Calentamiento

Ligeros

3.DESTILADOS

INTERMEDIOS

- Aceites Combustibles Pesados
- Aceites Diesel
- Gasóleos

4.DESTILADOS PESADOS

- Aceites Minerales Pesados
- Aceites de Flotación Pesados
- Aceites Lubricantes
- Ceras

5.RESIDUOS

- Aceites Lubricantes
- Aceites Combustibles
- Petrolatos
- Aceites para Caminos
- Asfaltos
- Coque

CAPITULO 3

CAPITULO 3

PROCESOS DE DESTILACION DEL CRUDO

El primer paso y el de mayor importancia en la refinación del crudo es la destilación de este. Se utiliza para separar el crudo en fracciones de acuerdo a su punto de ebullición, de manera que cada una de las siguientes unidades de proceso tendrá alimentaciones que cumplan con sus especificaciones en particular. Se obtienen mayores eficiencias y costos mas bajos si la separación del crudo se hace en dos pasos: primero, fraccionando el crudo total a una presión esencialmente atmosférica; y después alimentando el crudo residual de la separación atmosférica a un segundo fraccionador operado al alto vacío.

La torre de vacío se emplea para separar la porción mas pesada del crudo en fracciones, debido a que las altas temperaturas necesarias para vaporizar el crudo residual a presión atmosférica (temperaturas por encima de 370°C) ocasionarían cracking térmico, con la resultante pérdida a gas seco, decoloración del producto e incrustaciones en el equipo debido a la formación de coque. Al reducir la presión a la cual se destila, la separación de los hidrocarburos con puntos de ebullición de hasta 566°C a presión atmosférica, puede realizarse a temperaturas de destilación lo suficientemente bajas de manera que ocurra un mínimo de cracking.

3.1 DESCRIPCION GENERAL DE PROCESOS DE DESTILACION ATMOSFERICA

Lo primero que requiere el crudo es un tratamiento de desalado para minimizar el incrustamiento y corrosión causados por deposición de sal en superficies de transferencia de calor y la formación de ácidos por descomposición de sales de cloruro. Además, algunos metales pueden causar desactivación del catalizador en las unidades de procesamiento catalítico.

Después del desalado, el crudo se bombea a través de una serie de intercambiadores y su temperatura se eleva hasta aproximadamente 550°F intercambiando calor con corrientes de producto y reflujo de la destilación atmosférica. En la mayoría de los casos, esta corriente de crudo se comprime y se vaporiza para ser despuntada antes de fraccionarse. En la etapa de despunte las fracciones de menor punto de ebullición (pentanos y menores) que se vaporizaron con el calor suministrado en los intercambiadores de precalentamiento se separan en un tanque flash. Posteriormente, se bombea el crudo despuntado a través de un horno a fuego directo donde se calienta hasta aproximadamente 750°F y de ahí se carga a la zona de flash de la fraccionadora atmosférica. De esta torre se obtiene, generalmente, nafta ligera por el domo, nafta pesada, querosina, gasóleo ligero, gasóleo pesado y el residuo por el fondo.

3.2 PRINCIPIOS DE DISEÑO DE PROCESOS DE DESTILACION ATMOSFERICA DEL CRUDO

A continuación se discuten algunos aspectos del diseño de la destilación del crudo como son la caracterización del crudo y sus fracciones, la importancia de las bombas de calor presentes en las torres de destilación atmosférica y de vacío y la importancia de los agotadores en la torre atmosférica.

EL CRUDO Y SUS FRACCIONES

Los aceites de crudo son mezclas complejas de hidrocarburos y compuestos orgánicos - cada compuesto en cantidades relativamente pequeñas-. Los componentes pueden variar de moléculas muy ligeras (bajo punto de ebullición), tales como metano con un peso molecular (P.M.) de 16, a moléculas muy pesadas (con altos puntos de ebullición) que poseen pesos moleculares del orden de miles y puntos de ebullición arriba de 700°C (1300°F). Las clases generales de compuestos incluyen parafinas, cicloparafinas (naftenos) y aromáticos. Las olefinas no existen naturalmente en el crudo, pero se crean en la refinación del mismo. Existen tantos hidrocarburos distintos en el crudo que solo aquellos con pesos moleculares de menos de 100 son separados en compuestos individuales y los componentes de mayor peso molecular se separan en fracciones por rangos de punto de ebullición (por ejemplo de 90-180°C). Las fracciones del crudo se refieren a los distintos cortes obtenidos de la torre de destilación atmosférica y posteriormente de la de vacío. Estos son, por lo general, un producto en forma de vapor del domo, cuatro o cinco productos laterales para la atmosférica y dos para la de vacío, y un producto residual líquido del fondo.

En orden creciente de punto de ebullición, los principales productos de una unidad de destilación de crudo típica son:

Gas combustible: Este gas consiste principalmente de metano y etano. En algunas refineries, también se incluye propano en exceso de los requerimientos de gas licuado en la corriente de gas combustible. Esta corriente también se conoce como "gas seco".

Gas húmedo: La corriente que contiene gas húmedo lleva propano y butanos así como metano y etano. El propano y butanos se separan para ser utilizados por el gas licuado y en el caso del butano, para mezclas de gasolina.

Nafta ligera: La corriente de nafta ligera estabilizada se desulfura y se utiliza en el mezclado de gasolinas o se procesa en una unidad de isomerización para mejorar el número de octano antes de formar parte de la mezcla de gasolina.

Nafta pesada: Los cortes de nafta pesada generalmente se utilizan como carga a reformadoras catalíticas para producir reformados de alto octano para mezclas de gasolinas y aromáticos.

Gasóleos : Los gasóleos ligeros, atmosféricos y de vacío se procesan en un hidrocracker o cracker catalítico para producir gasolina y combustibles para avión y diesel. Los gasóleos mas pesados de vacío también se pueden utilizar como carga a unidades de proceso de aceites lubricantes.

Residuos : Los fondos de la torre de vacío se pueden procesar en unidades de reducción de viscosidad, de coquización o desasfaltadora para producir combustible pesado o alimentación para cracking. Para crudos asfálticos, los residuos pueden ser procesados para producir asfaltos para camino y/o techo.

A continuación se presentan las Tablas 3.2.1 y 3.2.2 donde vienen algunos puntos de corte típicos y rangos de ebullición de las fracciones de destilación atmosféricas y al vacío.

TABLA 3.2.1

RANGOS DE EBULLICION DE FRACCIONES TIPICAS DEL CRUDO¹

Fracción	Rangos de Ebullición	
	ASTM(°F)	TBP(°F)
Butanos y Ligeros	< 90	< 90
Nafta Ligera	90-220	90-190
Nafta Pesada -Turbosina	180-400	190-380
Querosina	330-540	380-520
Gasóleo Ligero	420-640	520-610
Gasóleo Pesado	550-830	610-800
Gasóleo de Vacío	750-1050	800-1050
Crudo Reducido de Vacío	1000	1050

¹ Los datos presentados en las Tablas 3.2.1 y 3.2.2 fueron obtenidos del libro "Refino del Petróleo: tecnología y economía". Ver sección de Bibliografía.

TABLA 3.2.2

PUNTOS DE CORTE TBP PARA VARIAS FRACCIONES DEL CRUDO¹

Corte	IBP(°F)	EBP(°F)	Uso de Proceso
Nafta Ligera	90	180	Min.corte de gasolina ligera
	90	190	Corte normal de nafta ligera
	80	220	Max. corte de nafta ligera
Nafta Pesada	180	380	Max. corte de reformación
	190	330	Max. gasavión
	220	330	Min. corte de reformación
Querosina	330	520	Max. corte de kerosina
	330	480	Max. corte 50-gasavión
	380	520	Max. operación para gasolina
Gasóleo ligero	420	610	Max. diesel
	480	610	Max. gasavión
	520	610	Máx. querosina
Gasóleo pesado	610	800	Alimentación a planta catalítica
Gasóleo de vacío	800	1050	Alimentación a planta catalítica o desasfaldadora
	800	950	Alimentación a planta catalítica

Las características más importantes del crudo con respecto a los requerimientos de procesamiento y costos son: densidad, contenido de azufre y nitrógeno, rango de destilación, residuo de carbón, contenido de metales, así como el contenido de sal y agua en el crudo. Los requerimientos de transportación son indicados por la viscosidad y punto de derrame del aceite. La densidad del aceite se expresa en °API o gramos/mililitro.

DESALADO

Esta es una fase de pretratamiento del crudo para evitar que las sales contenidas en él interfieran en el proceso de refinación (contaminación de catalizadores, incrustaciones en equipos, iones, etc.). El desalado se lleva a cabo emulsificando el crudo con agua a aproximadamente 250°F y bajo suficiente presión para prevenir la vaporización de el agua o los hidrocarburos. Las sales se disuelven en agua y las fases acuosa y aceitosa se separan utilizando sustancias químicas para deshacer la emulsión o desarrollando un campo de alto potencial eléctrico a través del tanque de separación.

El contenido de sal del crudo normalmente se reduce en un 90% o mas en una operación de una sola etapa. Se pueden utilizar etapas adicionales en serie para reducir el contenido de sal aún mas si el desalado en una etapa es inadecuado.

ALIMENTACION A LA TORRE ATMOSFERICA

La temperatura de alimentación a la torre debe ser lo suficientemente alta (650 a 750°F) para causar vaporización de todos los productos que se extraen por encima de la zona de flash, mas aproximadamente un 20% del producto del fondo. Este 20% de "sobreflash" permite que ocurra algo de fraccionamiento en los platos que están justo por encima de

la zona de flash dando un reflujo interno en exceso de las extracciones de corrientes laterales.

Para llegar a la temperatura mencionada se requiere de una gran carga térmica, por lo que el crudo desalado se precalienta en una red de intercambio de calor donde se alcanza una temperatura de aproximadamente 450°F, aprovechando las altas temperaturas de las corrientes de los productos de la torre, para después incrementar su temperatura hasta el punto de alimentación a la torre atmosférica en un horno de calentamiento a fuego directo. Generalmente, el crudo se despunta antes de ser alimentado al horno. Esto se debe a que después del precalentamiento ya se trae una fracción vaporizada y al despuntarse esta fracción, la carga de crudo al horno será menor y se tendrá un horno de menor tamaño y mas bajo costo.

Usualmente no es posible utilizar un reboiler en una Torre Atmosférica. El total del calor requerido por el proceso debe entonces estar contenido en la corriente de alimentación al dejar el horno de precalentamiento (aunque también se obtiene calor del vapor de los agotadores).

ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

En la separación de materiales químicamente similares, es generalmente cierto que mientras mayor sea la diferencia en puntos de ebullición de las fracciones individuales, mas fácil será la separación de éstas. La agudeza de la separación depende del espaciamiento o sobreposición de los rangos de ebullición de las fracciones adyacentes.

Para una separación dada, un gran número de platos resultará en un requerimiento de reflujo bajo. De la misma manera, una mayor especificación de reflujo requerirá un menor número de platos.

Las propiedades de cada fracción pueden ser variadas según sea requerido por las demandas de venta, pero solo a expensas de las fracciones adyacentes. Generalmente el diseñador de procesos debe estimar el balance de materia con base en las especificaciones de los productos deseados. La base para la mayoría de las especificaciones de los productos para una columna de crudo se derivan del método propuesto por el American Society for Testing Materials (ASTM). Este método reporta las temperaturas a las cuales ciertas porciones del crudo son vaporizadas.

Un método para definir las especificaciones de los productos es fijando el punto máximo permisible para las fracciones (porcentaje de destilado vs. temperatura de ebullición). El producto de destilado mas pesado, llamado gasóleo atmosférico, se excluye de esta especificación, ya que se retira de la columna para proveer un fraccionamiento adecuado entre los otros destilados líquidos y el crudo reducido.

Si las facilidades de procesamiento de crudo incluyen una columna de vacío, económicamente se favorece la máxima cantidad posible de todos los destilados en la columna atmosférica. De esta manera el tamaño de la columna de vacío puede ser minimizado.

TORRE ATMOSFERICA

Se presenta una versión simplificada de una columna de crudo en la Figura 3.2.1 donde se muestran el número de platos que han sido observados en instalaciones existentes, adjuntando algunas recomendaciones del número de platos a utilizar cuando se hacen cálculos preliminares.

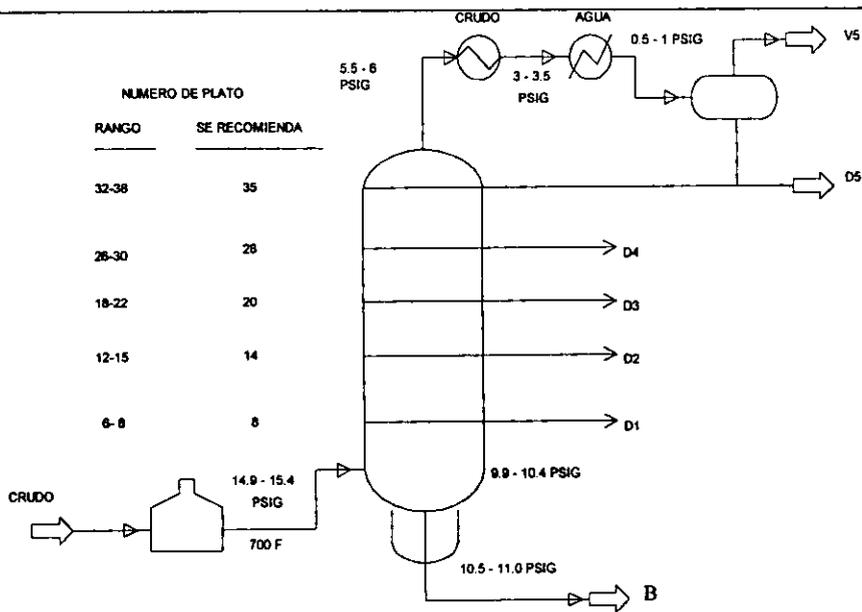


FIG.3.2.1 DESTILACION ATMOSFERICA

La fraccionadora atmosférica normalmente contiene de 30 a 50 platos de fraccionamiento. La separación de mezclas complejas en el crudo es relativamente fácil y por lo general se

necesitan de 5 a 8 platos para cada extracción lateral de producto mas el mismo número por encima y por debajo del plato de alimentación. Entonces, una torre fraccionadora atmosférica de crudo con cuatro extracciones laterales requerirá de 30 a 42 platos.

Las presiones de operación se estiman asumiendo una presión de 0.5 a 1.0 psig en el acumulador final, es decir, el tanque separador que sigue al condensador que acompaña a la Torre Atmosférica. Para caída de presión a través de condensadores, se utiliza 2.5 psig por coraza lo cual también incluirá la tubería. Se utilizan 5 psig a lo largo de la Torre y se utilizan 0.5 psig de caída de presión entre la salida del horno y la entrada a la zona de flash de la Torre.

El producto del fondo de la Torre de Destilación Atmosférica se asume que sale a una temperatura 30°F menor que la temperatura de la zona de flash. Las otras fracciones se sacan de la columna a la temperatura del plato de extracción. Se ha establecido que aumentos de 40°F se dan entre el plato de extracción y el primero y segundo platos por debajo de la extracción y una caída de 15°F ocurre entre el plato de extracción y uno por encima.

Aunque las torres atmosféricas normalmente no incluyen reboilers, se incorporan generalmente varios platos por debajo de la zona de flash y se introduce vapor por debajo del último plato para agotar cualquier gasóleo remanente del líquido en la zona de flash y para producir un fondo con un alto punto de flash. El vapor reduce la presión parcial de los hidrocarburos y por consiguiente disminuye la temperatura de vaporización requerida.

La torre atmosférica tiene un condensador para el vapor destilado del domo, el cual condensa las fracciones de pentano y mas pesadas de dicha corriente. Esta es la porción de gasolina ligera del destilado vapor y contiene algo de propano y butanos; esencialmente

todos los componentes de alto punto de ebullición del vapor del domo. Parte de este condensado se regresa al domo de la torre como reflujo, y el resto se manda a la sección de estabilización de la planta de refinación de gas, donde los butanos y propano se separan de la gasolina ligera (C₅-180°).

BOMBAS DE CALOR Y AGOTADORES

Cada separación de las fracciones se da gracias a un enfriamiento y condensación en el equilibrio, de tal manera que el líquido en equilibrio contenga pequeñas concentraciones de componentes mas ligeros que el destilado deseado. De la misma manera el vapor en equilibrio contiene algunos de los componentes que pertenecen al líquido, por lo que la siguiente fracción a ser condensada tendrá algunos cortes pesados indeseables. Entonces se utiliza un reflujo para lavar los componentes pesados presentes en el vapor y se utilizan agotadores con vapor de agua para agotar los componentes ligeros del líquido.

El reflujo mencionado se conoce como bomba de reflujo o calor y funciona de la siguiente manera. De la columna se retira una corriente interna de líquido de un plato por debajo o por encima o igual a la extracción del producto que se va a lavar ; esta corriente se enfría en un cambiador de calor y se regresa a la torre tres platos por encima del plato de extracción o, alternativamente, solo se regresa una porción de la corriente lateral enfriada. Esta bomba de calor tiene otras funciones aparte de lavar los componentes pesados. Las torres de destilación de crudo poseen un condensador pero el calor disponible en este, se encuentra a un nivel de temperatura muy bajo para su recuperación.

Entonces este calor se recupera mas eficientemente en los enfriadores de las bombas de calor. También el reflujo que proveen las bombas de calor resulta en un menor

requerimiento de reflujo del vapor destilado del domo. Esta técnica se utiliza por lo general en puntos intermedios y bajos de la columna, con lo cual se tiene calor disponible a dos niveles de temperatura distintos para intercambiar contra la carga de crudo.

Este método tiene además la ventaja de estabilizar el flujo de vapor y de reflujo de líquido a través de la sección donde se utiliza. Cada uno de los productos removidos como corrientes laterales de la torre, disminuye la cantidad de reflujo debajo del punto de extracción. Se obtendría un máximo de reflujo y fraccionamiento removiendo todo el calor en la parte superior de la torre, pero esto resultaría en una carga de líquido tipo cono invertido lo cual requeriría un diámetro muy grande en la parte superior de la torre. Entonces para reducir este diámetro superior de la torre y hasta la carga de líquido a lo largo de toda la torre, se utilizan las bombas de calor. La corriente fría condensa mas vapores que ascienden y así incrementa el reflujo debajo del punto donde se introdujo a la torre. Materialmente se reduce el tráfico de líquido y vapor a lo largo de la columna entera y esto resulta en un menor diámetro de la columna.

Para agotar los componentes ligeros de cada corriente lateral se utilizan agotadores independientes los cuales poseen de 4 a 10 platos y a estos se les introduce vapor por debajo del plato del fondo. El vapor junto con los componentes ligeros agotados, se introducen a la zona de vapor en la fraccionadora atmosférica sobre el plato de extracción correspondiente. Para los agotadores con vapor, se asume que la temperatura del material agotado que sale por el fondo del agotador es 30°F menor que la temperatura correspondiente al plato de extracción.

3.3 PROCESOS DE DESTILACION AL VACIO

El residuo o fondo de la torre atmosférica se alimenta a otro horno precalentador donde se obtiene la vaporización suficiente para ser destilado en la torre de destilación al vacío. Esta corriente se destila al vacío debido a que la temperatura de ebullición disminuye al disminuir la presión y, como ya se mencionó, de esta manera se evita el cracking térmico. El vacío se mantiene mediante un sistema de eyectores. Los productos de esta torre son un producto vapor del domo que está compuesto por incondensables y condensado aceitoso, así como extracciones laterales de gasóleo ligero y pesado de vacío y un residuo en el fondo.

3.4 DISEÑO DE PROCESOS DE DESTILACION AL VACIO

A continuación se presenta un esquema de una Torre de Destilación al Vacío en la Figura 3.4.1:

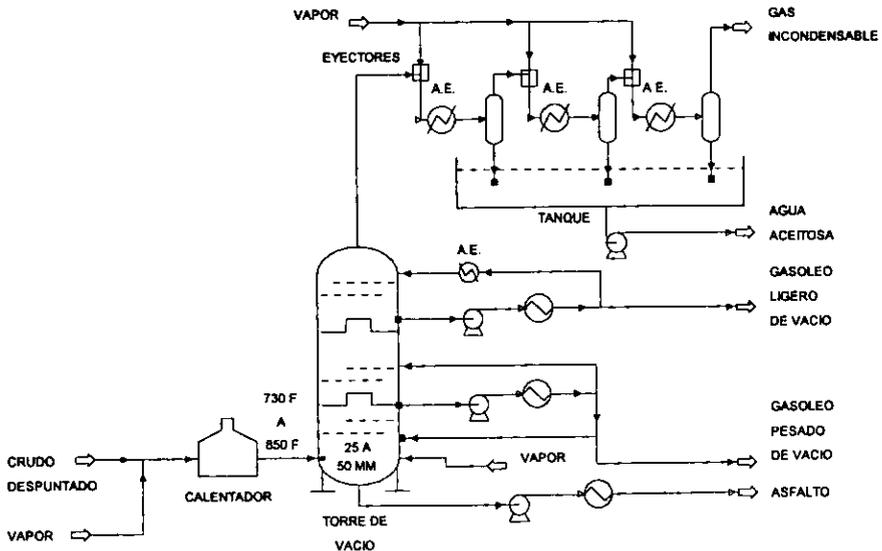


FIG.3.4.1 DESTILACION AL VACIO.

La destilación se lleva a cabo con presiones absolutas en la zona de flash de la torre de 25 a 40 mmHg. Para mejorar la vaporización, la presión efectiva (presión total absoluta - presión parcial de vapor del agua) se baja aún mas (a 10 mmHg o menos) mediante la adición de vapor de agua al fondo de la torre al vacío.

Las presiones de operación mas bajas causan un incremento significativo en el volumen de vapor por barril vaporizado y, como resultado, las columnas de destilación al vacío son de mucho mayor diámetro que las torres atmosféricas. No es raro encontrarse con torres al vacío de hasta 40 pies de diámetro.

La presión de operación deseada se mantiene utilizando eyectores con vapor de agua y barométricos o condensadores de superficie. El tamaño y número de eyectores y condensadores utilizados se determina por el vacío requerido y la cantidad de vapores manejados. La primera etapa condensa al vapor de agua y comprime a los gases no-condensables, mientras que la segunda y tercera etapas remueven los gases no-condensables de los condensadores. El vacío producido está limitado por la presión de vapor del agua utilizada en los condensadores. Si se suministra agua mas fría a los condensadores, se puede obtener una presión absoluta menor en la torre de vacío.

ALIMENTACION A LA TORRE DE VACIO

También se mejora la vaporización adicionando vapor de agua a la entrada del horno precalentador. De esta manera se incrementa la velocidad del tubo en el horno y se minimiza la formación de coque en el horno y también se disminuye la presión parcial total de los hidrocarburos en la torre de vacío.

La cantidad de vapor de agua utilizada es una función del rango de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada, pero generalmente va de 10 a 50 lb/bbl de alimentación.

Las temperaturas de salida del horno también son función del rango de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada así como de las características del coque de alimentación. Estas temperaturas van de 730 a 850°F.

CAPITULO 4

CAPITULO 4

DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA DE DESTILACION COMBINADA No.1 DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO

La Planta de Destilación Combinada No.1 está constituida por dos secciones principales: la Sección de Destilación Atmosférica y la Sección de Destilación al Vacío. Dicha planta está diseñada para procesar crudos tipo Poza Rica e Istmo; este último fue el utilizado en este trabajo. La función de la Sección Atmosférica es la separación primaria del crudo, obteniéndose los siguientes productos: mezcla de naftas (nafta de despunte y nafta ligera), nafta pesada o turbosina, querosina, gasóleo ligero primario (GOL) , gasóleo pesado primario (GOP) y residuo primario. La mezcla de naftas es enviada a una Planta Hidrodesulfuradora. Las corrientes de nafta pesada, querosina y gasóleo ligero se envían a una Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios. La corriente de gasóleo pesado se envía a una Planta de Desintegración Catalítica. El residuo primario es el que se manda a la Sección de Destilación al Vacío.

En la Sección de Destilación al Vacío se procesa el residuo primario y se obtiene por destilación fraccionada: gases incondensables y condensado aceitoso, gasóleo ligero de vacío (GOLV) , gasóleo pesado de vacío (GOPV) y residuo de vacío. El condensado aceitoso se enviará a tratamiento de aguas amargas en la Unidad de Destilación Atmosférica y los gases incondensables del mismo sistema de vacío se quemarán en la chimenea de cualquiera de los calentadores a fuego directo de la planta.

Los gasóleos de vacío se envían, conjuntamente con el gasóleo pesado primario como carga a la Planta de Desintegración Catalítica. El residuo obtenido en esta Sección se envía a la Planta Reductora de Viscosidad o a tanques de almacenamiento como combustóleo.

En el presente trabajo ambas han sido integradas en una sola simulación. A continuación se explica cada sección de la Planta.

4.1 SECCION DE DESTILACION ATMOSFERICA.-

La siguiente descripción se basa en el "Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Destilación Atmosférica" (DIB No. - N-1045-00011, Rev.6) .

La corriente de crudo proveniente de Límites de Batería, es bombeada por la bomba GA-101 y dividida en dos partes iguales para posteriormente pasar a través de dos trenes de precalentamiento en paralelo formados por ocho intercambiadores de calor cada uno; el primero del EA-101A al EA-108A, y el segundo del EA-102B al EA-108B e incluyendo el EA-107C. El objetivo de dichos trenes es el de elevar la temperatura de la corriente de crudo desde 68°F (20°C, temperatura ambiente) hasta 460°F (238°C) y ser despuntada a esta temperatura. Estos trenes aprovechan el calor de los diversos efluentes de las columnas de Destilación Atmosférica DA-102 y de Destilación al Vacío DA-201 así como los reflujos externos de las mismas. El efluente de nafta pesada o turbosina de la torre DA-102 pasa por el intercambiador de calor EA-101A, el de querosina por los intercambiadores EA-102A y EA-102B en serie, un efluente de GOL por los intercambiadores EA-103A y EA-103B en serie y el otro por el EA-105A y el EA-105B en serie, y el efluente de GOP por los intercambiadores EA-106A y EA-106B en serie. El efluente de GOLV de la torre DA-201 pasa por los intercambiadores EA-104A y EA-104B en serie, el efluente de GOPV

pasa por el EA-107A y EA-107B en serie, y el residuo de vacío pasa por el EA-108A y el EA-108B en serie.

Las corrientes que venían en paralelo a través de los trenes de intercambio de calor se unen después de pasar en paralelo por los intercambiadores EA-108A y EA-108B y forman la corriente CRU-3A, a la cual se le reduce la presión hasta las condiciones de operación de la Torre de Despunte DA-101A/B y es alimentada a ésta. La Torre de Despunte opera en un rango de presión entre 37 y 50 psig (2.6 y 3.5 kg/cm^2) dependiendo del crudo, en este caso se manejó una presión de alrededor de 50 psia y una temperatura de 347 a 445 °F. Esta torre consta de 6 platos y en la parte superior se alimenta un reflujo a alrededor de 100 °F proveniente del acumulador de nafta ligera FA-102, con el objeto de recuperar la nafta y fracciones mas pesadas que van en el vapor de la alimentación de la Torre de Despunte. Por el domo de la Torre DA-101A/B, se desprende la nafta de despunte y por el fondo sale el crudo despuntado por la corriente CRU-4.

La corriente CRU-4 pasa por la bomba GA-103 para después ser alimentada al horno BA-101A/B a una temperatura de 463 °F (239 °C) aproximadamente. En el horno se lleva a cabo la vaporización de las diversas fracciones (nafta ligera, querosina, gasóleo ligero primario y gasóleo pesado primario) mas un pequeño exceso de vaporización de residuo, que tiene la función de mantener un cierto reflujo en la parte inferior de la Torre DA-102.

El crudo precalentado sale del horno a una temperatura de 682 °F (361 °C) y es alimentado a la Torre Fraccionadora DA-102 en el plato 30 (en el fondo). También se alimenta vapor de agua a 40 psig y 600 °F (2.8 kg/cm^2 y 316 °C) en el plato 33 para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y para mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre, (15 psig y 682°F; 1.05 kg/cm^2 y 361°C) así como contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros.

La Torre Atmosférica DA-102 consta de 33 platos y tiene 3 agotadores para las salidas laterales de la misma. La primera salida lateral es de gasóleo pesado primario, se obtiene del plato 26 y se pasa al tanque de balance FA-105. Posteriormente intercambia calor con el crudo en el tren de precalentamiento en los intercambiadores EA-106A y B. Una parte se mantiene como reflujo a un plato superior (22)² y la otra se manda a Límites de Batería; ya sea a procesamiento en la Planta Catalítica, o bien, a almacenamiento previo enfriamiento.

Del plato 21 se hacen dos extracciones de gasóleo ligero primario. La primera intercambia calor con el crudo en el tren de precalentamiento, en los intercambiadores de calor EA-105A y EA-105B, y regresa como reflujo a un plato superior (16). La otra se envía al agotador DA-103C³, donde se eliminan los hidrocarburos mas ligeros empleando vapor de agua sobrecalentado. Esta segunda corriente también pasa por el tren de precalentamiento en los intercambiadores EA-103A y EA-103B donde se enfría y se envía a Límites de Batería para su almacenamiento.

La cuarta salida lateral corresponde a la querosina y se hace en el plato 15 de la Torre Atmosférica. Esta corriente pasa por el agotador DA-103B, se enfría en los intercambiadores EA-102A y EA-102B y finalmente se manda a Límites de Batería para su almacenamiento.

²Esta parte corresponde a la corriente de conexión 8 de la Torre DA-102 en la simulación, es decir, una de las bombas de calor. Ver explicación de la simulación de esta parte.

³ Este agotador DA-103C al igual que el DA-103A y DA-103B han sido incluidos en el modelo Multifrac para efectos de la simulación y no se manejaron como modelos independientes. Ver explicación de la simulación de esta parte.

Por último se tiene la extracción de nafta pesada del plato 9, la cual pasa por el agotador DA-103A, intercambia calor con el crudo en el tren de precalentamiento en el intercambiador EA-101A y se envía a Límites de Batería para su almacenamiento.

La corriente de vapor del domo de la Torre DA-102 corresponde a la nafta ligera y se manda al condensador EA-116AH y de ahí al tanque acumulador FA-102⁴. La corriente líquida que sale de este tanque se divide. Parte se envía como reflujo a las Torres Atmosférica y de Despunte, y parte se mezcla con la nafta de despunte dentro de Límites de Batería y se envía a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas o bien a la Sección de Tratamiento Cáustico cuando aquella se encuentre fuera de operación.

4.2 SECCION DE DESTILACION AL VACIO

La siguiente descripción se basa en el “Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Destilación al Vacío” (DIB No. - N-1045-00012).

A esta sección se alimenta el crudo reducido proveniente de la Destilación Atmosférica y es separado en la Torre de Vacío en ligeros, gasóleo ligero de vacío (GOLV), gasóleo pesado de vacío (GOPV) y residuo de vacío.

El crudo reducido es alimentado al horno BA-201 en donde se calienta de 650°F a 740°F. En la zona de convección de este horno se obtiene el vapor que es utilizado como medio de agotamiento en los equipos DA-102 y DA-103.

⁴ Esta parte del condensador y tanque acumulador también están incluidos dentro del Modelo Multifrac para efectos de la simulación y no están en forma independiente.

La salida del horno se alimenta a la Torre de Vacío DA-201, la cual consta de cinco secciones. La primera de arriba hacia abajo corresponde a la condensación de gasóleo ligero de vacío, la segunda es de lavado superior, la tercera de condensación de gasóleo pesado de vacío, la cuarta de lavado inferior y la quinta es la sección de agotamiento.

La alimentación de crudo reducido es en la parte inferior de la cuarta sección o zona de vaporización y por el fondo se alimenta una recirculación del residuo de vacío después de enfriarse en los intercambiadores de calor EA-108A y B. Por el domo de la torre se obtienen los ligeros y por el fondo el residuo de vacío.

Se tiene un sistema de eyectores en la parte superior de la torre que mantiene una presión de 17.5 mmHg en el domo y 32.5 mmHg en el fondo.

Circuito de Residuo

El residuo de vacío, después de haber sido agotado por su recirculación, sale por el fondo de la torre y es bombeado mediante las bombas GA-201 hacia los intercambiadores EA-108A y B, enfriándose de 680 °F a 526 °F. Posteriormente se divide en dos esta corriente; una parte se recircula al fondo de la torre de vacío y la otra sale como producto hacia la Planta Reductora de Viscosidad.

Circuito de Gasóleo Pesado de Vacío

De la tina de extracción de gasóleo pesado de vacío, localizada en la parte inferior de la tercera sección, se extrae totalmente el GOPV y es enviado al tanque FA-203. De este tanque sale una corriente del fondo, la cual es impulsada por la bomba GA-202 y después

se divide en dos. Una parte se envía a lavado de la cuarta sección⁵ y la otra se enfría en los intercambiadores EA-107A y B de 555 °F a 459 °F. De aquí una parte se regresa como reflujo para lavado de la segunda sección⁶, enfriándose antes hasta 435 °F en el intercambiador EA-203.

La otra parte que sale del EA-107B se enfría en el EA-107C hasta 256 F y sale como producto hacia la Planta Catalítica o a la caja enfriadora. La temperatura de almacenamiento del GOPV es de 176 °F (80 °C).

Circuito de Gasóleo Ligero de Vacío

El gasóleo ligero de vacío es extraído totalmente de la tina de extracción de GOLV, localizada en la parte inferior de la primera sección y se bombea por medio de la GA-203 hacia los intercambiadores EA-104A y B. En estos se enfría de 415 °F hasta 216 °F. Posteriormente esta corriente se divide en dos: de la primera, una parte se va a desintegración catalítica y la otra sale como producto para mezclarse con los otros gasóleos después de enfriarse hasta 150 °F en el EA-202; la segunda corriente regresa como reflujo⁷ a la parte superior de la primera sección después de enfriarse hasta 120 °F en el EA-211A/B.

Por el domo de la torre se extrae mediante el sistema de eyectores, la corriente que consta de vapor de agua, hidrocarburos ligeros y aire infiltrado y a la cual se inyecta inhibidor filmico y amoníaco para prevenir la corrosión.

⁵ Esta parte corresponde a la corriente de interconexión No.3 de la torre DA-201. Ver explicación de la simulación de esta parte.

⁶ Esta parte corresponde a la corriente de interconexión No.2 de la torre DA-201, es decir, corresponde a una de las bombas de calor de esta torre. Ver explicación de la simulación de esta parte.

⁷ Esta parte corresponde a la corriente de interconexión No.1 de la torre DA-201, es decir, a la otra bomba de calor de esta torre. Ver explicación de la simulación de esta parte.

El tren está formado por tres etapas, dos intercondensadores y un postcondensador. En estos cambiadores se condensan los hidrocarburos ligeros, el vapor de agua proveniente de la torre y el vapor motriz de los eyectores. Este condensado es enviado desde cada condensador hacia el tanque de sello FA-204 en donde se separan los hidrocarburos y el agua. Los hidrocarburos son enviados al drenaje aceitoso, y el agua es enviada mediante la bomba de condensado aceitoso GA-204 a la sección de tratamiento de aguas amargas.

Los gases y vapores que no se condensan en el postcondensador de cada tren de eyectores son enviados al tanque de incondensables FA-202, en el cual se separa el líquido que puedan arrastrar para ser enviado al tanque de sello FA-204, mientras que los incondensables son enviados hacia los quemadores del horno BA-201.

CAPITULO 5

CAPITULO 5

SIMULACION DE PROCESOS

La simulación de procesos es la representación de un proceso mediante modelos matemáticos por medio de una computadora. Gracias a ésta se tiene un considerable ahorro de tiempo y de recursos de ingeniería y entonces se pueden considerar mayores alternativas de diseño, a la vez que el proceso creado puede ser mas eficiente. Hoy en día se llegan a utilizar grandes redes de cómputo para abarcar procesos químicos.

La simulación puede ser dinámica o en estado estacionario. La primera se refiere a situaciones de arranque y de paro, y a las fluctuaciones que se puedan presentar en la operación de corrientes de alimentación o de proceso. La simulación en estado estacionario se refiere a condiciones de operación que se encuentran dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación.

La simulación en estado estacionario se hace a partir de información sobre el proceso químico a nivel de detalle de diagrama de flujo y de ella se obtiene el balance de masa y energía del proceso, con el cual posteriormente se puede hacer análisis en su operación y diseño, el dimensionamiento de equipo y la evaluación económica, así como la optimización en un proceso ya existente. La simulación realizada en este trabajo se refiere al estado estacionario.

Al abordar un problema de simulación, se pueden dar las variables de las corrientes de alimentación y los parámetros de funcionamiento de ciertos equipos y calcularse los perfiles de las variables dependientes y/o la información de las corrientes de salida; o, cuando se trate de ajustar ciertos parámetro de equipos para satisfacer ciertas especificaciones de diseño, el número de variables a ser ajustadas será igual al número de especificaciones de diseño impuestas.

Un sistema de simulación debe disponer de los siguientes elementos: Modelos, Algoritmos, Soporte computacional (Hardware y Software) y una Interfase con el usuario.

Los modelos utilizados por un sistema de simulación son todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, correlaciones de propiedades termodinámicas, relaciones de conexión y restricciones de diseño y control. Estos modelos matemáticos se representan por ecuaciones algebraicas y/o diferenciales que definen el proceso. Estos modelos deben ser lo más apropiados en términos de rigor, nivel de detalle, precisión, validez y generalidad para las aplicaciones que se desean y así obtener una mejor representación de la realidad; aunque a veces es preferible un modelo que proporcione información global o aproximada a cambio de un ahorro en el tiempo de cómputo. A continuación se presenta un esquema de un modelo de operación unitaria.

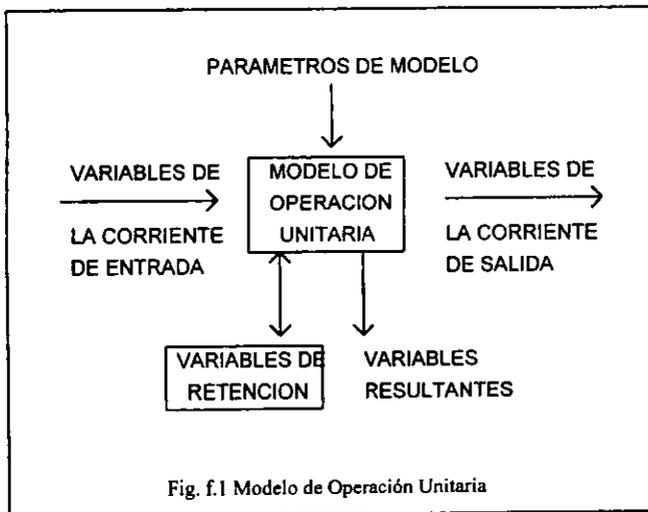


Fig. f.1 Modelo de Operación Unitaria

FIG. 5.1 Modelo de Operación Unitaria

Para el funcionamiento del modelo es necesaria información acerca de las variables de corrientes de entrada y los parámetros del modelo y esto queda determinado por el número de grados de libertad de la operación unitaria. A partir de la solución de las ecuaciones diferenciales y algebraicas, el modelo nos proporciona información sobre las variables de las corrientes de salida. Las variables en cuestión son: presión, temperatura, composición, flujo, entalpías, fracción de vapor, etc.

Las variables resultantes se refieren a características de la operación unitaria como son: potencia de una bomba, carga térmica de un intercambiador, etc. Las variables de retención son las que utiliza el modelo para calcular las variables resultantes y las de salida.

El algoritmo es el método de cálculo que sigue el modelo para resolver los problemas matemáticos que se generan. Estos deben ser tan generales como sea posible y eficientes en términos de ejecución.

El soporte computacional incluye el Software y Hardware necesario para instalar y utilizar el sistema de simulación en la computadora. El software se refiere a programas, lenguajes de programación, estructuras de datos, interfases con el sistema de archivos, arquitectura del sistema, etc. El hardware se refiere al procesador, al monitor, al coprocesador, etc.

La interfase con el usuario incluye el lenguaje de entrada por medio del cual el usuario describe su problema particular, la generación de reportes que resumen los resultados, la documentación adecuada para el uso del sistema así como los protocolos para la interacción con otros programas y sistemas.

5.1 SIMULACIÓN DE PROCESOS EN EL DISEÑO DE PROCESOS

La simulación es parte del diseño de procesos e involucra una etapa de síntesis, otra de análisis y posteriormente se aplica la optimización.

En la etapa de síntesis se definen las materias primas y la secuencia de operaciones que permiten la transformación de la materia prima en los productos deseados. Se definen las operaciones unitarias y los flujos de materia y energía necesarios para crear una estructura eficiente que satisfaga los requerimientos especificados de diseño. Por medio de la síntesis es posible encontrar algunas estructuras alternativas capaces de satisfacer los objetivos de diseño.

En la etapa de análisis se modela y evalúa el funcionamiento de las estructuras propuestas en la etapa de síntesis. Se establecen las bases de diseño. Se definen las variables involucradas en el proceso.

Se da una estimación inicial para los valores de las variables de diseño no fijadas y se procede a elegir los modelos matemáticos para cada una de las operaciones, los métodos de cálculo para propiedades termofísicas y los métodos de convergencia adecuados para el desarrollo del balance de materia y energía. Posteriormente se puede establecer el tamaño y costo de equipo y se pueden definir objetivos económicos

Con lo anterior se puede llevar a cabo la simulación en la que se calculan todas las corrientes de proceso y los parámetros de los diferentes equipos y se obtienen los datos en estado estacionario representados en el diagrama de flujo del proceso y se comprueba si el proceso es factible termodinámicamente.

5.2 SIMULADOR DE PROCESOS ASPEN PLUS

5.2.1 Generalidades.-

Desde 1960 se viene desarrollando la tecnología de los simuladores de procesos. El desarrollo del simulador de procesos ASPEN (Advanced System for Process Engineering) surge en 1976, a partir del FLOWTRAN (Flowsheet Translator) de Monsanto y se han venido desarrollando varias versiones, teniéndose en la Facultad de Química en el Departamento de Ingeniería las versiones 8.5-3, 8.5-4, 8.5-6 y recientemente la 9.

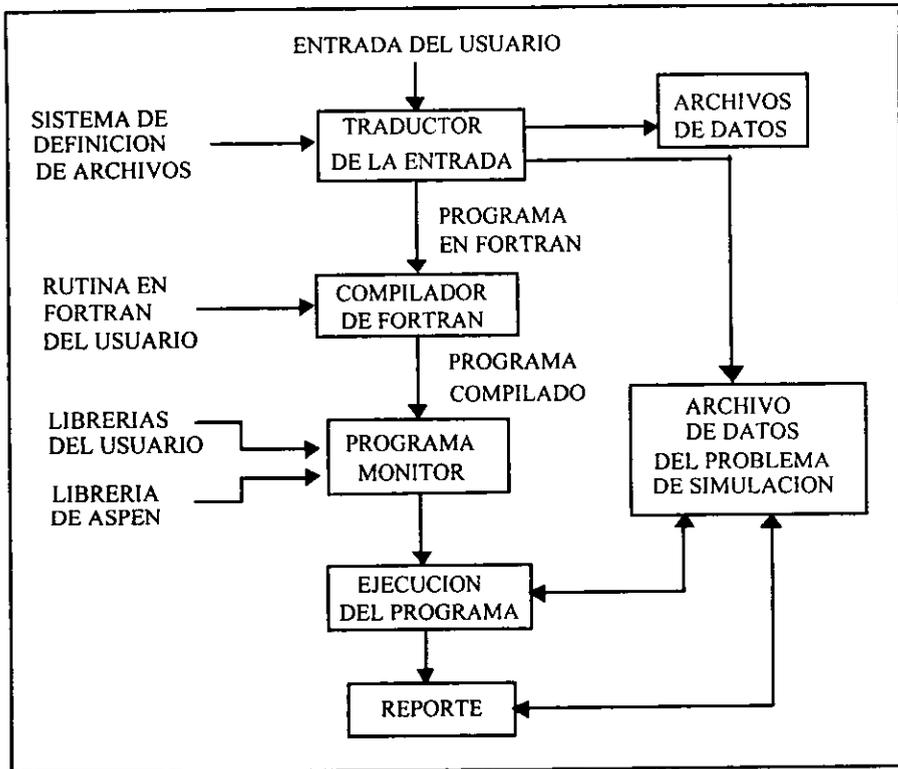
El simulador ASPEN PLUS es una herramienta utilizada por ingenieros para modelar cualquier tipo de proceso en el cual exista un flujo continuo de materia y energía de una unidad de procesamiento a otra. Se ha utilizado para modelar procesos en las industrias químicas y petroquímicas, en la refinación del petróleo, procesamiento de gases y aceites, combustibles sintéticos, generación de trabajo, metales y minerales, en la industria del papel, comida, farmacéuticos y biotecnología. Debido a su gran versatilidad, ASPEN ha demostrado ser aplicable a diversas industrias de proceso, universidades, firmas de ingeniería y centros de tecnología.

ASPEN se creó para dar servicio a una gran variedad de industrias con corrientes y equipos que combinan las fases líquido, vapor y sólidos.

A diferencia de otros simuladores comerciales que utilizan arreglos predimensionados para almacenar las variables de un proceso, ASPEN utiliza otra forma de almacenamiento de variables llamada estructura plex, la cual funciona a base de arreglos unidimensionales de longitud indefinida en donde no solo se almacenan datos sino también los identificadores de estos. De esta manera ASPEN puede almacenar gran cantidad de información e introducir nuevos modelos fácilmente.

La simulación generada por ASPEN PLUS puede ser utilizada para estudiar el diseño del proceso, su operación, para hacer estudios de flexibilidad de la alimentación, para mejorar rendimientos de productos, para reducir el consumo de energía, etc.

A continuación se presenta un diagrama en el que se muestra como fluye la información en ASPEN.



Flujo de Información en Aspen Plus.

5.2.2 Modelos de Operaciones Unitarias

Las distintas operaciones y procesos unitarios que conforman el diagrama de proceso son representados en la simulación a través de diferentes Modelos de operaciones unitarias. A su vez existen Modelos que pueden englobar mas de una operación unitaria o equipo del diagrama de flujo en uno solo. Dicho Modelo debe poseer todas las ecuaciones necesarias para resolver dicha(s) operación(es) unitaria(s).

El modelado del diagrama de flujo puede ser utilizado en cualquier etapa en el ciclo de vida de una planta: durante el desarrollo del proceso, para diseño del proceso y para operación de la planta así como para su optimización. La entrada de datos al modelo consiste de información normalmente contenida en el diagrama de proceso. La salida de datos del modelo es una representación completa del desempeño de la planta, incluyendo composición, flujo y propiedades de todas las corrientes intermedias y de producto y del funcionamiento de las unidades de proceso.

A continuación se presenta una lista de los modelos de operaciones unitarias disponibles en ASPEN PLUS que permiten la simulación de casi cualquier tipo de proceso incluyendo procesos con sólidos, electrolitos o sustancias complejas; y además, mediante la instrumentación de subrutinas en Fortran, ASPEN permite la introducción de nuevos modelos en caso de no estar incluidos en el mismo. Cabe mencionar que cada nueva versión incluye nuevos modelos y/o mejoras a los ya existentes.

TABLA 5.2.1 MODELOS DE OPERACIONES UNITARIAS

NOMBRE	DESCRIPCION	NOMBRE	DESCRIPCION
Mezcladores y Separadores		Separación Multietapa Rigurosa	
MIXER	Mezclador de Corrientes	RADFRAC	Destilación Rigurosa
FSPLIT	Divisor de Corrientes	MULTIFRAC	Destilación Rigurosa para Columnas Complejas
SEP	Separador de Componentes	EXTRACT	Extractor Riguroso Líquido - Líquido
SEP2	Separador de Dos Salidas	ABSBR	Absorbedor Riguroso / Agotador
Flashes y Cambiadores de Calor		Reactores	
HEATER	Calentador / Enfriador	RSTOIC	Reactor Estequiométrico
FLASH2	Tanque Separador con Dos Salidas	RYIELD	Reactor de Rendimiento
FLASH3	Tanque Separador con Tres Salidas	REQUIL	Reactor de Equilibrio
HEATX	Cambiador de Calor de Dos Corrientes	RGIBBS	Reactor de Equilibrio con
MHEATX	Cambiador de Calor Multicorriente		Minimización de Energía de Gibbs
Destilación Shortcut		RCSTR	Reactor de Tanque Continuo Agitado
DSTWU	Diseño de Destilación Shortcut	RPLUG	Reactor de Flujo Tapón
DISTL	Dimensionamiento de Destilación Shortcut	RBATCH	Reactor Batch
SCFRAC	Destilación Shortcut para Columnas Complejas	Bombas y Compresores	
Manipuladores de Corrientes		PUMP	Bomba / Turbina Hidráulica
DUPL	Duplicador de Corrientes	COMPR	Compresor / Turbina
MULT	Multiplicador de Corrientes	MCOMPR	Compresor Multietapa / Turbina

Se puede encontrar una descripción completa de los Modelos de ASPEN PLUS en los Capítulos 10-16 del manual "ASPEN PLUS USER GUIDE".

5.2.3 Modelos de Propiedades Físicas

En ASPEN PLUS, los métodos y modelos para calcular propiedades termodinámicas y de transporte que se utilizan se encuentran agrupados en “juegos de opciones”. Cada uno de estos contiene todos los métodos y modelos que se necesitan en una simulación. Estos “juegos” constan de Ecuaciones de Estado o de combinaciones con modelos de cálculo de Coeficientes de Actividad, con lo que se genera una gran gama de opciones. A partir de estos “juegos” se calculan propiedades como coeficientes de fugacidad, entalpías, densidades, entropías y energías libres. Aspen Plus calcula los valores K como la razón de los coeficientes de fugacidad del líquido y vapor. Las propiedades de transporte solo se calculan en caso de ser requeridas por el usuario. A continuación se enlistan los “juegos de opciones”.

TABLA 5.2.2 MODELOS DE PROPIEDADES FÍSICAS

NOMBRE	MODELOS DE PROPIEDADES	NOMBRE	MODELOS DE PROPIEDADES
	Ideal		Modelos de Coeficientes de Actividad UNIFAC
SYSOP0	Ideal / Ley de Raoult	SYSOP7	UNIFAC / Redlich - Kwong
	Correlación de Estados Correspondientes	SYSOP7A	UNIFAC/Redlich - Kwong/Ley de Henry
SYSOP1	Chao - Scader	SYSOP7B	UNIFAC / Nothnagel
SYSOP2	Grayson - Streed	SYSOP7C	UNIFAC / Nothnagel / Ley de Henry
	Ecuaciones de Estado	SYSOP7D	UNIFAC / Hayden - O'Connell
SYSOP3	Redlich - Kwong - Soave	SYSOP7E	UNIFAC/Hayden-O'Connell/Ley Henry
SYSOP4	Peng - Robinson	SYSOP7L	UNIFAC (L - L) / Redlich-Kwong
SYSOP5	BWR - Lee - Starling		Modelos de Coeficientes de Actividad de Wilson
SYSOP6	Redlich - Kwong - Aspen	SYSOP8	Wilson / Redlich - Kwong
SYSOP14	Perturbed - Hard - Chain	SYSOP8A	Wilson / Redlich - Kwong / Ley de Henry
SYSOP17	Lee - Kessler - Plöcker	SYSOP8B	Wilson / Nothnagel

cont. TABLA 5.2.2

NOMBRE	MODELOS DE PROPIEDADES	NOMBRE	MODELOS DE PROPIEDADES
	Redlich - Kwong - UNIFAC	SYSOP8C	Wilson / Nothnagel / Ley de Henry
		SYSOP8D	Wilson / Hayden - O'Connell
		SYSOP8E	Wilson / Hayden - O'Connell / Ley de Henry
Modelo de Coeficiente de Actividad de Van Laar		Modelo de Coeficiente de Actividad UNIQUAC	
SYSOP9	Van Laar / Redlich - Kwong	SYSOP11	UNIQUAC / Redlich - Kwong
SYSOP9A	Van Laar / Redlich - Kwong / Ley de Henry	SYSOP11A	UNIQUAC / Redlich - Kwong / Ley de Henry
SYSOP9B	Van Laar / Nothnagel	SYSOP11B	UNIQUAC / Nothnagel
SYSOP9C	Van Laar / Nothnagel / Ley de Henry	SYSOP11C	UNIQUAC / Nothnagel / Ley de Henry
SYSOP9D	Van Laar / Hayden - O'Connell	SYSOP11D	UNIQUAC / Hayden - O'Connell
SYSOP9E	Van Laar / Hayden - O'Connell / Ley de Henry	SYSOP11E	UNIQUAC / Hayden - O'Connell / Ley de Henry
Modelo de Coeficiente de Actividad Renon - NRTL		Para Aplicaciones Especiales	
SYSOP10	Renon (NRTL) / Redlich - Kwong	SYSOP12	Tablas de Vapor ASME
SYSOP10A	Renon (NRTL) / Redlich - Kwong / Ley de Henry	AMINES	Kent - Eisenberg
SYSOP10B	Renon (NRTL) / Nothnagel	APISOUR	Método del Agua Amarga API
SYSOP10C	Renon (NRTL) / Nothnagel / Ley de Henry		
SYSOP10D	Renon (NRTL) / Hayden - O'Connell		
SYSOP10E	Renon (NRTL) / Hayden - O'Connell / Ley de Henry		

Se debe seleccionar uno de estos Modelos de Propiedades Físicas para ser utilizados en la simulación, y después dar los parámetros de propiedades físicas requeridos. Estos parámetros se pueden obtener de los bancos de datos, pueden ser dados con PROP-DATA, o ser estimados utilizando el Sistema de Estimación de Parámetros de Propiedades de ASPEN PLUS.

Para mayor información acerca de los Modelos de Propiedades Físicas, de los “juegos de opciones” y en qué casos conviene aplicar cada uno, referirse al Capítulo 5 de “Propiedades” del ASPEN PLUS USER GUIDE.

5.2.4 Bancos de Datos.-

ASPEN PLUS cuenta con dos Bancos de Datos principales y cuatro para casos más específicos. En estos bancos de datos se encuentran los parámetros requeridos por los Modelos de ASPEN PLUS para un gran número de componentes. Los parámetros también pueden ser suministrados por el usuario o se pueden utilizar Bancos de Datos “Personales”.

Los Bancos de Datos son:

1. ASPENPCD: ASPEN PLUS - Banco de Datos para Componentes Puros.

El ASPENPCD es el principal banco de datos del simulador ASPEN PLUS y es el que toma por default para cualquier simulación. Contiene información para 472 componentes. Para la mayoría de las simulaciones, todos los valores de parámetros requeridos se encuentran en este.

2. DIPRPCD: DIPPR - Banco de Datos para Componentes Puros.

El DIPRPCD se encuentra como una alternativa o soporte al ASPENPCD en caso de no encontrarse en este algún compuesto dato o algún parámetro. El DIPRPCD contiene

información para 766 componentes y se planea ampliar a 1500. Este banco se encuentra licenciado por el National Bureau of Standards (NBS) y ha sido desarrollado por el Design Institute for Physical Property Data (DIPPR) bajo el patrocinio del AIChE.

3. COMBUST: Banco de Datos de Combustión.

Este es un banco de datos especial para altas temperaturas y para cálculos en la fase gaseosa. Contiene información para 59 componentes que son productos típicos de combustión, incluyendo radicales libres. Solo puede ser utilizado para cálculos con gas ideal y está limitado a ciertos Modelos.

4. BINARY:

Este banco de datos contiene información para constantes de Henry de 49 componentes en solución acuosa.

5. AQUEOUS

Contiene información de parámetros para el cálculo de propiedades de especies iónicas y moleculares en solución acuosa para 262 componentes

6. SOLIDS

Contiene información para 121 compuestos sólidos puros.

Se puede encontrar mas información sobre los "Bancos de Datos" en la segunda parte del Capítulo 5 "Properties" del ASPEN PLUS USER GUIDE. También se puede encontrar un directorio de componentes y los parámetros disponibles para cada uno en el Apéndice B.

5.2.5 Métodos de Convergencia

ASPEN PLUS cuenta con la opción de especificar métodos de convergencia, corrientes de corte y secuencia de cálculo necesarios al tener presentes ciclos de recirculación, especificaciones de diseño o problemas de optimización que deben ser resueltos iterativamente. ASPEN PLUS puede realizar estas opciones por default o el usuario puede dar todas o parte de las especificaciones de convergencia.

Se cuenta con los siguientes métodos de convergencia en ASPEN PLUS:

TABLA 5.2.3 METODOS DE CONVERGENCIA

NOMBRE	DESCRIPCION	APLICACION
WEGSTEIN	Wegstein de Rebote	Convergencia de Corrientes de Corte
DIRECT	Substitución Directa	Convergencia de Corrientes de Corte
SECANT	Secante	Convergencia de Especificaciones de Diseño
BROYDEN	Broyden Quasi - Newton	Convergencia de Corrientes de Corte y/o Especificaciones de Diseño
NEWTON	Newton	Convergencia de Corrientes de Corte y/o Especificaciones de Diseño
COMPLEX	Complejo	Optimización con Restricciones de Desigualdad
SQP	Programación Cuadrática	Optimización con Cualquier Combinación de Corrientes de Corte, Restricciones de Igualdad y Restricciones de Desigualdad

Se puede encontrar mas información acerca de los Métodos de Convergencia en el Capítulo 20 "Flowsheet Convergence" del ASPEN PLUS USER GUIDE.

5.2.6 Soporte Computacional

Para instalar y utilizar el simulador ASPEN PLUS ver 8.5 se debe contar con el siguiente Hardware y Software.

Hardware:

- 1) Computadora Personal (PC) con procesador 386 ó 486 compatible con IBM.
- 2) Coprocesador matemático 80387 ó 80487 ó equivalente.
- 3) Un mínimo de 70 MB de espacio en disco duro.
- 4) 8-10 MB de memoria extendida, aunque es recomendable contar con 12 a 14 MB.
- 5) 640 KB de memoria base, con 480 KB mínimos disponibles.
- 6) Monitor a color : EGA, VGA.
- 7) Un puerto paralelo.
- 8) Un "mouse" para utilizar el sistema gráfico
- 9) Un "activador" de seguridad de ASPEN PLUS.

Software:

- 1) Sistema Operativo MS-DOS ver 3.3 ó mayor.
- 2) Programas que constituyen el simulador ASPEN PLUS:
 - a) ASPEN PLUS que controla todo el flujo de información y contiene todas las rutinas e información necesaria para llevar a cabo la simulación.
 - b) MODEL MANAGER con Gráficos: Este es un programa que permite la interfase con el usuario a base de menús y gráficos. En él se pueden crear fácilmente los diagramas de flujo, se pueden introducir y editar los datos necesarios para la simulación y se pueden visualizar resultados a base de tablas, gráficas, etiquetas en el diagrama de flujo, etc.

c) NDP-FORTRAN, PHAR LAP 386|ASM / 386|LINK y el DOS EXTENDER:

Estos programas son necesarios para la compilación cuando se tienen simulaciones complejas.

3) Un Programa Editor para editar el "archivo de entrada", ver los resultados y para la simulación interactiva.

5.2.7 Interfase con el Usuario

Existen dos formas para la entrada de datos para la simulación y la visualización de resultados. La primera es mediante el "lenguaje de entrada" en un editor o procesador de palabras y la segunda mediante el uso del Model Manager. De estas dos maneras se suministra la información de las variables (flujos, composiciones, P, T, etc.) de entrada de corrientes, parámetros de equipos, la interconexión entre estos, los compuestos, bancos de datos, los modelos y propiedades a utilizar, los métodos de convergencia, etc. y se visualiza la información mediante tablas, gráficas y diagramas de los mismos. Opcionalmente, se pueden introducir y obtener información acerca de los costos y la economía del proceso.

La interacción con otros programas una vez obtenidos resultados de una simulación puede ser con: procesadores de palabras, hojas de cálculo, bases de datos y sistemas CAD/CAM.

La documentación para el uso del sistema se encuentra organizada en diferentes manuales. Estos pueden encontrarse desde un nivel básico para principiantes en donde se explica el "lenguaje de entrada" para la simulación como el Aspen Plus User Guide hasta un nivel avanzado y/o específico para expertos en simulación o en el uso del simulador ASPEN PLUS. A continuación se enlistan los principales manuales del sistema:

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

CAPITULO 6

CAPITULO 6

SIMULACION DE LA PLANTA COMBINADA No.1 DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO.

Debido a la complejidad de dicha planta, inicialmente se hicieron corridas con simulaciones independientes de tres principales secciones: tren de intercambio de calor, sección atmosférica y sección al vacío, para después ser integradas en una sola. Una de las principales razones para simular inicialmente secciones independientes es que de esta manera se evitan ciclos de convergencia que complican los cálculos y que requieren de buenos estimados para las corrientes de corte para llegar a la convergencia. Además las simulaciones con menor número de equipos y corrientes permiten hacer corridas más rápidas y tratar de ajustar de la mejor manera las variables y parámetros de los equipos como pueden ser el C_p , el área de transferencia y la energía interna de los Cambiadores de Calor.

Para hacer las simulaciones independientes se tienen que dar datos para un mayor número de corrientes de alimentación (tanto de materia como de energía) de cada sección, lo cual no es necesario al integrar las secciones, puesto que éstas se integran como corrientes intermedias.

Al iniciar la simulación de la sección de vacío se encontró que al definir los pseudocomponentes, las propiedades de la corriente de alimentación eran distintas a los resultados de la sección atmosférica, por lo que se decidió juntar ambas secciones y convergerlas al mismo tiempo. Finalmente las tres secciones fueron integradas en una sola.

El principal problema en el desarrollo de la simulación fue el converger tanto la Torre Atmosférica como la Torre de Vacío. Los principales errores que se presentaron fueron que las torres se secaban debido a que se agotaba el flujo en algún plato. Para solucionar estos errores se cambiaban los parámetros de los equipos como por ejemplo las especificaciones de diseño del flujo másico del líquido o la temperatura en algún plato.

En los incisos 6.1 y 6.2 se da una explicación del programa de simulación incluido en el Apéndice A. En el programa se incluyen títulos con letra un poco más grande y subrayada para ubicar cada uno de los sub-capítulos en los incisos 6.1 y 6.2.

6.1 GENERAL

Datos

Los datos de entrada utilizados para llevar a cabo la simulación fueron los obtenidos a partir de las “Bases de Diseño” de la Unidad de Destilación Combinada de Tula, Hgo. (Libro de Proyecto, Volumen I), del “Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Destilación Atmosférica de Pemex” (DIB No. - N-1045-00011, Rev.6) y del “Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Destilación al Vacío de Pemex” (DIB No. - N-1045-00012). Se siguió el mismo tipo y la misma secuencia de operaciones unitarias que los incluidos en estos diagramas. De aquí se tomaron los valores para las variables de las corrientes de entrada así como para los parámetros de algunos modelos. De las Bases de Diseño se tomaron los datos para la caracterización del crudo y para los estimados de las corrientes de productos de destilación necesarios para las corrientes de corte.

Pseudocomponentes

Como se menciona en el Capítulo 4, el crudo y sus fracciones son mezclas complejas de compuestos, para las cuales es prácticamente imposible establecer su composición con componentes puros.

Entonces para efectos de la simulación, se generan los pseudocomponentes que también son mezclas de hidrocarburos, limitadas por un rango en punto de ebullición. Los pseudocomponentes se generan en Aspen a través de un análisis de datos “Assay” y de un Sistema de Correlaciones de Pseudocomponentes (ADA/PCS) que mediante información provista por el usuario para las corrientes de alimentación (usualmente temperatura de destilación vs % de destilado), desarrolla “juegos” de pseudocomponentes, y estima propiedades físicas para cada uno de ellos. El sistema también puede estimar propiedades físicas para pseudocomponentes definidos por el usuario.

Para la caracterizar la corriente de alimentación de crudo, se dieron datos para 7 puntos de ebullición que corresponden al límite inferior y superior de cada corriente de producto que se desea obtener, definiéndose además 6 incrementos para cada rango, lo que dio un total de 42 pseudocomponentes. Asimismo se establecieron "ensayos" para algunas corrientes de alimentación a la red de intercambio de calor. El método de destilación utilizado para generar las curvas fue el ASTM D86.

En el apéndice D, en la Tabla R.6 y gráficas R.7 y R.8 se incluyen gráficas de TBP vs % de destilado para corrientes de alimentación y productos de las torres.

Modelos de Propiedades Termodinámicas.-

Se utilizaron la correlación de Estados Correspondientes de Grayson-Streed (SYSOP2) y la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave (SYSOP3). La primera fue utilizada en toda la simulación en general, mientras que la segunda se utilizó exclusivamente en la Torre Despuntadora.

La correlación de Grayson-Streed junto con la de Chao-Seeder es la recomendada para sistemas que contienen hidrocarburos y gases presentes en mezclas (Fuente: manual Aspen Plus-User Guide) . La de Grayson-Streed además es recomendada para temperaturas entre 200 y 700 K (-100 a 800 °F) y presiones menores de 210 atm mientras que la de Chao-Seeder se recomienda para temperaturas y presiones más bajas.

La ecuación de Redlich-Kwong-Soave se utiliza para mezclas de no polares a ligeramente polares y fue la que se utilizó para la Torre Despuntadora donde se separan por el domo ligeros (C4 y menores).

Cabe mencionar que la ecuación de Peng-Robinson es una ecuación más evolucionada que la de Grayson-Streed y en la actualidad se recomienda utilizar aquella para simulaciones más avanzadas.

En ambas ecuaciones de estado fue necesario hacer el reemplazo para el cálculo de la entalpía de vapor de la mezcla (HVMX) y de la entalpía del líquido de la mezcla (HLMX) utilizando el método de Lee-Kessler (HVMX13 y HLMX13) con los cuales se obtuvieron mejores cálculos de Cp en los intercambiadores de calor.

Juegos de Propiedades

Estos juegos se incluyeron para calcular propiedades especiales tales como el C_p de la mezcla, los $^{\circ}API$ y el % de destilado en función de la temperatura,

Métodos de Convergencia

El método de convergencia utilizado fue el de Broyden utilizando como corrientes de corte la alimentación al calentador a fuego directo de la sección atmosférica y una de las corrientes del tren de intercambio de calor (GOPV2-B - ver diagrama de flujo). Este método es el recomendado para converger corrientes de corte múltiples y/o especificaciones de diseño múltiples.

Para facilitar la convergencia se eliminó un ciclo de materia cambiando el modelo HEATX para los intercambiadores EA-108 A y B, por el modelo HEATER y uniendo estos con corrientes de energía.

En el Apéndice D, en la Tabla R.5, se presenta una gráfica con la evolución de la convergencia utilizando distintos métodos.

6.2 SECCIONES

Tren de Intercambio de Calor

Esta sección comienza con la alimentación del crudo desde límites de batería, la división en dos corrientes en paralelo y el juego de 16 intercambiadores de calor donde se incrementa la temperatura de la corriente del crudo de alimentación y se enfrían los productos de destilación tanto de la sección atmosférica como de la de vacío.

Se utilizaron los modelos HEATER para calentadores a fuego directo así como para 4 intercambiadores de calor de dos corrientes con la finalidad de eliminar un par de ciclos de convergencia. Para el resto de los intercambiadores se utilizó el modelo HEATX.

Para cada intercambiador de calor había la opción de dar como parámetro del modelo el área de transferencia de calor (A), la carga térmica del cambiador (Q) o el coeficiente de transferencia de calor para todo el equipo (U). Después de un estudio de sensibilidad de resultados (incluyendo en el estudio el ajuste del Cp y de las temperaturas de las corrientes de salida) se determinó utilizar la U como parámetro del modelo combinando con 2 ó 3 parámetros mas de entre el área de transferencia, temperaturas de las corrientes de alimentación o la caída de presión, y quedando como variables resultantes la carga térmica y las temperaturas de salida.

En la simulación de esta sección se determinó que era necesario sustituir el método de cálculo para las entalpías de vapor (HVMX) y del líquido (HLMX) de la mezcla con el método de Lee-Kessler (HVMX13 y HLMX13), lo cual también contribuyó para un cálculo más aproximado del Cp como se mencionó anteriormente.

Dicha sección termina con el calentador a fuego directo (BA-101) el cual eleva la temperatura del crudo de alimentación hasta la temperatura de vaporización necesaria (682°F) para obtener las fracciones deseadas, las cuales se detallan en la siguiente sección.

Torre Atmosférica

Para la especificación del No. de etapas, se consideró la especificación de diseño de 34 platos para la columna atmosférica. Adicionalmente se consideró una eficiencia de etapa de 0.5 para los agotadores y una eficiencia variable de 0.5 a 0.75 en las etapas de la torre atmosférica.

A esta torre se alimenta la corriente de crudo ya despuntado CRU-9, proveniente de la torre despuntadora y se obtienen las siguientes fracciones (de más ligera a más pesada): nafta (NAFT-12A), turbosina (TURB), kerosina (KERO), gasóleo ligero (GOL), gasóleo pesado (GOP) y residuo atmosférico (RESID).

El modelo con el cual se simuló la torre atmosférica fue el MULTIFRAC y este mismo incluye el condensador de la nafta del domo; así como los agotadores para las corrientes de turbosina, kerosina y gasóleo ligero.

Adicionalmente se alimentó vapor tanto por el fondo (VAP-1), para agotar cualquier gasóleo remanente del líquido en la zona de flash; así como por el fondo de cada agotador (VAP-2, VAP-3, VAP-4).

A este mismo modelo se le integraron dos bombas de intercambio de calor. La primera es una extracción de gasóleo ligero que se extrae del plato 22 y regresa al plato 17 después de pasar por los intercambiadores EA-105A y B. La segunda es una extracción de gasóleo pesado que se extrae del plato 27 y regresa a la torre al plato 23 después de pasar por los intercambiadores EA-106A y B. Como se menciona en capítulos anteriores dichas "bombas" tienen la función por un lado de lavar los componentes pesados y por otro el recuperar calor a niveles de temperatura más óptimos. Dichas corrientes corresponden a las corrientes de interconexión (CONNECT-STRE) 7 y 8.

Las corrientes de interconexión de la 1 a la 6 corresponden a las corrientes de turbosina, kerosina y gasóleo ligero que van de la torre a los agotadores (2,4 y 6) y viceversa (1,3 y 5). Las corrientes 2, 4 y 6 fueron utilizadas como variables para la especificación de flujo final de dichos productos.

Como especificaciones de columna se dieron: para la torre atmosférica, el flujo másico del producto del domo (NAFTA), la carga térmica del fondo y la relación RDV; para los agotadores, las cargas térmicas tanto en el domo como en el fondo ($Q1$ y $QN = 0$).

Para llegar a la especificación de temperatura de la corriente de producto del domo se utilizó, como variable, el flujo de la corriente de nafta y en algún momento se utilizó como variable el flujo de la corriente de gasóleo aunque finalmente esta última no quedó en la simulación.

Torre Vacío

Esta torre consta de tres secciones empacadas. Para efectos de la simulación se consideraron de 5 a 6 platos por sección dando un total de 16 platos. En esta torre no se consideraron eficiencias de etapa.

A esta torre se alimenta la corriente de crudo residual (RESID) proveniente de la torre atmosférica, habiendo pasado por un segundo horno precalentador (BA-201), y se obtienen las siguientes fracciones (de más ligera a más pesada): ligeros (incondensables y condensado aceitoso) (LIG), gasóleo ligero de vacío (GOLV1), gasóleo pesado de vacío (GOPV1) y residuo de vacío (RESV-A).

El modelo con el cual se simuló la torre de vacío fue el MULTIFRAC .

Se alimentó vapor a la corriente de alimentación de residuo atmosférico (VAP11), para agotar cualquier gasóleo remanente del líquido en la zona de flash.

Dicho modelo contiene tres corrientes de interconexión. Las primeras dos correspondientes a dos bombas de intercambio de calor y la tercera correspondiente a una extracción total de líquido al final de la segunda sección empacada que posteriormente se reincorpora a la parte superior de la tercera sección empacada. La primera es una extracción de gasóleo ligero de vacío que se extrae del plato 5 y regresa al plato 1 después de pasar por los intercambiadores EA-104A y B. La segunda es una extracción de gasóleo pesado de vacío que se extrae del plato 11 y regresa a la torre al plato 6 después de pasar por los intercambiadores EA-107A y B. Como se menciona en capítulos anteriores dichas "bombas" tienen la función por un lado de lavar los componentes pesados y por otro el de recuperar calor a niveles de temperatura más óptimos. Dichas corrientes corresponden a las corrientes de interconexión (CONNECT-STRE) 1 y 2.

Las corrientes 1, 2 y 3 fueron utilizadas como variables para la especificación de flujo final de el gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo.

Como especificaciones de columna se dieron, la carga térmica tanto del domo como del fondo y la relación RDV (flujo destilado vapor entre flujo total de destilado).

También se utilizó como variable el flujo de las corrientes de gasóleo ligero de vacío y gasóleo pesado de vacío para llegar a la especificación de temperatura de la corriente de producto del domo y la de gasóleo ligero de vacío, respectivamente.

6.3 PRESENTACION Y EVALUACION DE RESULTADOS

Como se ha mencionado, el crudo es una mezcla compleja de hidrocarburos y su separación - como casi cualquier proceso industrial- involucra diversas etapas unitarias. Lo anterior genera un gran número de variables a converger con lo cual es imposible obtener un 0% de error en las variables resultantes. Esto hace necesario el definir un criterio para la presentación de resultados. Este criterio fue el llegar a la convergencia de todos los equipos con un mínimo de error (menor al 10%) en las variables de la corrientes de los productos de destilación.

El simulador ASPEN PLUS tiene capacidad de generar reportes con los resultados de una simulación, sin embargo dicho reporte incluye valores (pseudocomponente, datos de convergencia, de equilibrio, etc.) que lo hacen muy largo (127 págs.) y difícil de consultar por lo que se decidió generar tablas en Excel extrayendo los principales datos para facilitar su consulta y evaluación así como para poder comparar con los datos de diseño. De cualquier manera, se incluye como ejemplo un extracto de dicho reporte en el Apéndice E. También se incluye un ejemplo con los datos de los pseudocomponentes para algunas corrientes.

En el Apéndice B se presenta el diagrama de flujo creado con Model Manager que incluye en "etiquetas" los resultados de la simulación de presión, temperatura y flujo para cada corriente y modelo de operación unitaria. La información de las etiquetas se cargó automáticamente a partir de los resultados generados en la simulación.

En el Apéndice C se incluye una tabla en Excel con las principales corrientes del diagrama, incluyendo datos de flujo, densidad, presión, temperatura y peso molecular. Dicha tabla contiene 55 corrientes de entrada, intermedias y de salida. Esta tabla sería la equivalente a la tabla incluida en el Diagrama de Flujo de Proceso del diseño como se menciona al principio del Capítulo 6 solo que por limitación de espacio en el formato y para poder ver los datos con mayor claridad, esta se incluyó aparte.

En el Apéndice D se presentan las siguientes tablas:

En la Tabla R.1 se incluye una comparación entre los resultados de la simulación y los del diseño de las principales variables de las principales corrientes. Las diferencias más

grandes que se presentan en estas tablas son los resultados para la variable densidad. Esto se puede deber a que tanto los datos de diseño como los resultados de la simulación se presentan a la temperatura y presión que presenta cada corriente. Por consiguiente si hay una variación en la temperatura entre las dos corrientes entonces este efecto se verá reflejado también en el dato que se presente de densidad. Si ambos datos de densidad se presentarán a la misma temperatura, la diferencia en sería menor.

Los flujos de productos ligeros son bastante menores en comparación a los flujos de destilados intermedios por lo que aquellos son los que presentan un mayor error al poder ser arrastrados por las otras corrientes.

En las Tablas R.2 y R.3 se presentan los resultados de los principales variables para la torre atmosférica y para la torre de vacío, respectivamente; incluyendo resultados de la simulación y los del diseño. Los resultados de la simulación que se presentan para los flujos y la temperatura para las corrientes de productos principales de la torre atmosférica, después de ser agotadas con vapor, son bastante similares a los del diseño (alrededor de 3% de error en promedio) y esto cumple con el criterio establecido para la simulación que se presenta en este trabajo. Se puede apreciar que la variación entre el diseño y la simulación se incrementa ligeramente al considerar las mismas variables de las mismas corrientes pero antes de ser agotadas. Las cargas térmicas obtenidas para las bombas de calor son ligeramente inferiores a los del diseño. Parte de esto se debe a que el flujo de productos que atraviesa por los intercambiadores de calor correspondientes es menor que el diseño. Los errores comparativos para los productos de la torre de vacío son superiores a los de la atmosférica. Esto se debe a que la diferencia obtenida para las variables del residuo de la torre atmosférica se acarrea a la corriente de alimentación de la torre de vacío. El resultado del flujo de ligeros por el domo de la torre de vacío tiene una variación porcentual considerable, sin embargo ésta es despreciable considerando que dicho flujo es 0.1% con respecto a la alimentación.

En la Tabla R.4 se incluye la comparación entre las especificaciones de diseño y los resultados de los principales parámetros (C_p , A, U, Q) para los intercambiadores de calor. El cálculo de resultados para un intercambiador de calor es mucho más sencillo comparado con las torres de destilación. Los resultados para éstos son bastante buenos. El error en el coeficiente global de transferencia es de 0% puesto que éste fue un parámetro del modelo siendo las variables resultantes el C_p , el área de transferencia y la carga térmica. Se tiene un error considerable para la carga térmica del horno BA-101. Al observar

los resultados de la corriente CRU-9 que es la salida de este horno, se puede notar que se obtuvo una vaporización 30% mayor al diseño lo cual puede ser la causa de una carga térmica mayor al haber fijado la temperatura de la corriente de salida como una entrada al sistema.

En la gráfica R.5 se presenta la evolución de diferentes métodos de convergencia con distintas corrientes de corte. En ella se puede apreciar que tanto el método de Wegstein como el de Broyden convergen rápidamente aunque este último es el que arroja un menor error en la primera iteración y converge una iteración (5ª) antes.

En la Tabla R.6 y Gráficas R.7 y R.8 se puede ver la TBP vs %destilado para las corrientes de alimentación y salida de las torres atmosférica y de vacío. En dichas gráficas se puede apreciar como cada corte tiene su propio rango de ebullición con ligeros traslapes de temperaturas de ebullición en los extremos para cada corriente de producto y cómo la corriente de alimentación cubre el total de rango de todos los productos de destilación.

CAPITULO 7

CAPITULO 7

CONCLUSIONES Y TRABAJOS POSTERIORES

Como es sabido, el crudo es una mezcla muy compleja que contiene una gran cantidad de hidrocarburos, lo que hace difícil simular el comportamiento de dicha mezcla. A su vez, la separación de dicha mezcla en componentes útiles para el ser humano, involucra diversas operaciones unitarias que comprenden transferencia de calor, flujo, separación, etc. Lo anterior hace que cualquier estudio que desee realizarse al respecto sea complicado.

Dependiendo de los objetivos que pueda tener la empresa petrolera, se puede utilizar esta simulación en diversos proyectos.

Cabe mencionar que constantemente se emiten nuevas versiones del simulador Aspen a la vez que cada vez existen simuladores más variados. Estas nuevas versiones ofrecen otro tipo de capacidades como pueden ser modelos que se ajustan más a una simulación de destilación de crudo o que ofrecen distintos modelos de ecuaciones de estado. Para hacer la simulación con la nueva versión, en algunas ocasiones es tan sencillo como hacer un backup de la versión que se estaba utilizando y luego hacer la importación con la nueva versión; pero en ocasiones hay que volver a hacer ajustes a la simulación.

El simulador ASPEN cuenta con el programa ADVENT, con el cual a partir de la simulación se pueden hacer estudios de optimización energética.

Como se menciona anteriormente, la simulación de procesos puede ser utilizada para varios propósitos como son estudios del diseño de procesos, estudios de su operación, estudios de flexibilidad y sensibilidad, mejoramiento del rendimiento de los productos o algún tipo de optimización como puede ser la reducción del consumo de energía, arreglos en equipo, condiciones de proceso, etc.

Considero que la simulación de procesos es una herramienta sumamente poderosa hoy en día en que se trata de ser productivo en todos los ámbitos y en que el nivel de competencia

a nivel mundial cada vez es más alto. Muchos de los estudios que se pueden realizar actualmente con esta herramienta anteriormente eran impensables, sumamente costosos o requerían de mucha labor de un gran número de personas.

Sin embargo hoy en día se simplifica el planteamiento de escenarios alternos con base en los sistemas de cómputo y herramientas como el Aspen Plus. Hacer o visualizar estos posibles escenarios se vuelve menos complicado y cosa de una o dos personas con los conocimientos de ingeniería de procesos adecuados para proponer y predecir cambios que sin el soporte de un sistema de este tipo quizás no sería posible siquiera intentar.

Aún así se debe ser muy responsable en el uso de estos sistemas, ya que si no se manejan adecuadamente y con experiencia en el campo y de especialistas, se puede caer en errores graves.

Aún con toda la profundidad que se ha tratado de dar a este estudio, estoy consciente que es susceptible de llevar a un detalle mucho más profundo, siempre y cuando el beneficio proyectado lo justificara. Sin embargo el alcance del presente estudio es servir como un punto de partida en la simulación de procesos de una sección de una refinería.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

ASPEN PLUS USER GUIDE (ver 8.5-4); Aspen Technology, Inc. Cambridge, Ma. 1988.

Austin, George T. ; SHREVE'S CHEMICAL PROCESS INDUSTRIES. 5a. edición.
Editorial McGraw-Hill Co., Nueva York. 1984. pp.713-746.(refinación del
petróleo)

Cervantes Peredo Arturo Mauricio; SIMULACION Y PROPUESTA DE MEJORAS A LA
PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS DE LA REFINERIA
DE TULA, HGO. Tesis UNAM. . México, D.F. 1993.

Costa López, José; REFINO DEL PETRÓLEO. TECNOLOGÍA Y ECONOMÍA. Editorial
Reverté. Barcelona, 1980.

Encyclopaedia of Physical Science and Technology, Vol.10. Petroleum Refining by James
H. Gary. pp.281-303.(refinación del petróleo)

Giral López, Francisco y Alonso López, Antonio; PROPUESTA DE MEJORAMIENTO
DEL TREN DE RECUPERACIÓN DE VAPORES DE LA PLANTA
CATALÍTICA DE TULA. Tesis UNAM. México, D.F. 1992.(conceptos de
simulación)

IMP; LIBRO DE PROYECTO "UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO DE TULA,
HGO.". 1982.

IMP; LIBRO DE PROYECTO "UNIDAD DE DESTILACION COMBINADA TULIA,
HGO.". 1973.

Kern, D.Q. ; Procesos de Transferencia de Calor. Cía. De. Continental, S.A. de C.V.
México, D.F. 1993.

Nelson, W.L.; Petroleum Refinery Engineering. (4th edition). Editorial McGraw Hill.
New York, 1958.

PEMEX; "Inventario de Equipos y Características de la Planta Combinada de la Refinería
Miguel Hidalgo."

Ulrich, G.D.; Procesos de Ingeniería Química. Editorial Interamericana, McGraw Hill.
México, D.F. 1986.

Watkins, R.N. "How to Design Crude Distillation". Hydrocarbon Processing. December
1969. pp 93-106. (diseño de torres de destilación de crudo).

APENDICES

INDICE APENDICES

APÉNDICE A - Programa de Simulación

APÉNDICE B - Diagrama de flujo con Model Manager

APÉNDICE C - Tabla resultados de Corrientes para Diagrama de Flujo [Archivo Tabla Diagrama 2.xls]

APÉNDICE D - Tablas de resultados y comparativas

R.1 Comparación diseño/simulación principales corrientes - [Stream comp.xls]

R.2 Resultados diseño/simulación Torre atmosférica - [Tatmos.xls]

R.3 Resultados diseño/simulación Torre de vacío - [Tvacio.xls]

R.4 Resultados diseño/simulación Intercambiadores de calor - [Tcamb.xls]

R.5 Métodos de convergencia - [Brocru51.xls]

R.6 Tabla datos TBP vs % Destilación - [TBPDEST.XLS - Tabla]

R.7 Gráfica TBP para Torre atmosférica - [TBPDEST.XLS - Gtatmos]

R.8 Gráfica TBP para Torre de vacío - [TBPDEST.XLS - Gtvacío]

APÉNDICE E - Extracto de Reporte generado en Aspen

APÉNDICE A

PROGRAMA DE SIMULACION

A continuación se muestra el programa mediante el cual se logró converger la simulación de la Planta Combinada No.1 de la Refinería Miguel Hidalgo:

```
;  
;input file created by ModelManager Rel. 3.3-6 on Thu Sep 1 21:26:03 1994  
;Directory C:\ASPEN\DELIA Runid COMB9  
;  
TITLE 'PLANTA COMBINADA'  
SIMULATE INTERACTIVE=YES  
IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='BBL/DAY'  
OUT-UNITS ENG VOLUME-FLOW='BBL/DAY'  
DEF-STREAMS CONVEN ALL  
SIM-OPTIONS FREE-WATER=YES  
ACCOUNT-INFO ACCOUNT=1 PROJECT-NAME="SIM. PLANTA DEST. COMB. NO.1" &  
USER-NAME="DELIA STRASSBURGER"  
RUN-CONTROL MAX-TIME=3.000E+04  
DESCRIPTION "SECCIONES DE DESTILACION ATMOSFERICA Y AL VACIO DE LA  
REFINERIA MIGUEL HIDALGO EN TULA. "  
PSEUDOCOMPONENTES  
ASSAY CRUDO  
ASSAY-DATA API=32.040 MW=204.0  
DIST-CURVE D86 .0 153.0 / 10.0 238.0 / 30.0 413.0 / &  
50.0 568.0 / 70.0 835.0 / 90.0 909.0  
ASSAY GAOL  
ASSAY-DATA API=31.5 MW=250.0  
DIST-CURVE D86 0.0 578.0 / 10.0 580.0 / 30.0 586.0 / &  
50.0 594.0 / 70.0 604.0 / 90.0 614.0  
ASSAY GAOP  
ASSAY-DATA API=29.7 MW=289.0  
DIST-CURVE D86 0.0 644.0 / 10.0 648.0 / 30.0 648.0 / &  
50.0 651.0 / 70.0 656.0 / 90.0 663.0  
ASSAY RESIDA  
ASSAY-DATA API=14.1 MW=346.0  
DIST-CURVE D86 0.0 581.0 / 10.0 683.0 / 30.0 755.0 / &  
50.0 831.0 / 70.0 883.0 / 90.0 967.0  
ASSAY RESVV  
ASSAY-DATA API=6.5 MW=390.0  
DIST-CURVE D86 .0 840.0 / 10.0 877.7 / 30.0 915.03 / &  
50.0 952.37 / 70.0 981.7 / 90.0 1011.03
```

ASSAY VAC1
ASSAY-DATA API=26.5 MW=295
DIST-CURVE D86 0 611 / 10.0 659 / 30.0 719 / 50.0 &
746 / 70.0 760 / 90.0 790 / 100.0 820

ASSAY VAC2
ASSAY-DATA API=22 MW=305
DIST-CURVE D86 0 750 / 10.0 796 / 30.0 840 / 50.0 &
870 / 70.0 910 / 90.0 960 / 100.0 1000

ASSAY VAC3
ASSAY-DATA API=6.5 MW=390
DIST-CURVE D86 0 750 / 10.0 796 / 30.0 840 / 50.0 &
870 / 70.0 910 / 90.0 960 / 100.0 1000

PC-CALC
IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='BBL/DAY'
CUTS LTEMP=93.50 UTEMP=386.0 NINC=6 / UTEMP=454.0 NINC=6 / &
UTEMP=543.0 NINC=6 / UTEMP=622.0 NINC=6 / UTEMP=666.0 &
NINC=6 / UTEMP=820.0 NINC=6 / UTEMP=1000.0 NINC=6

DATABANKS ASPENPCD

PROP-SOURCES ASPENPCD

COMPONENTS
AGUA H2O AGUA

: SPECIFY FLOWSHEET CONNECTIVITY

FLOWSHEET
BLOCK GA-101 IN=CRUD-1 OUT=CR-GA1
BLOCK FA-101A IN=CR-GA1 OUT=CRU-1 CRU-2
BLOCK EA-101A IN=TURB CRU-1 OUT=TUR-EA CR-EA1
BLOCK EA-102A IN=KERO CR-EA1 OUT=KER-EA CR-EA2
BLOCK EA-102B IN=KER-EA CRU-2 OUT=KER-EAB CR-EB2
BLOCK EA-103A IN=GOL CR-EA2 OUT=GOL-A CR-EA3
BLOCK EA-103B IN=GOL-A CR-EB2 OUT=GOL-B CR-EB3
BLOCK EA-104A IN=GOLV CR-EA3 OUT=GOLV-A CR-EA4
BLOCK EA-104B IN=GOLV-A CR-EB3 OUT=GOLV-B CR-EB4
BLOCK FA-107 IN=GOPV-B OUT=GOPV1-B GOPV2-B
BLOCK EA-107C IN=GOPV2-B CR-EB4 OUT=GOPV2-C CR-EC7
BLOCK EA-107A IN=GOPV CR-EA6 OUT=GOPV-A CR-EA7
BLOCK EA-107B IN=GOPV-A CR-EB6 OUT=GOPV-B CR-EB7
BLOCK MIX-2 IN=CR-EB8 CR-EA8 OUT=CRU-3A
BLOCK DA-101 IN=CRU-3 NAFT-6 OUT=NAFT-DES CRU-4
BLOCK GA-103 IN=CRU-4 OUT=CRU-5
BLOCK BA-101 IN=CRU-5 OUT=CRU-9
BLOCK DA-102 IN=CRU-9 VAP-1 VAP-3 VAP-2 VAP-4 OUT= &
NAFT-12A RESID TURB KERO GOL GOP AGUA
BLOCK FA-102 IN=NAFT-12A OUT=NAFT-12B NAFT-6
BLOCK EA-108C IN=CRU-3A OUT=CRU-3
BLOCK DA-201 IN=RESID-2 RESV13 OUT=LIG RESV-A GOLV1 &
GOPV1
BLOCK GA-112 IN=RESID OUT=RESIDA
BLOCK BA-201 IN=RESID-1 OUT=RESID-2
BLOCK EA-105A IN=GOL-1 CR-EA4 OUT=GOL-2 CR-EA5
BLOCK EA-105B IN=GOL-2 CR-EC7 OUT=GOL-3 CR-EB5
BLOCK EA-106A IN=GOP-1 CR-EA5 OUT=GOP-2 CR-EA6
BLOCK EA-106B IN=GOP-2 CR-EB5 OUT=GOP-3 CR-EB6
BLOCK FA-108 IN=RESV-C OUT=RESVV RESV13
BLOCK VAP IN=VAP11 RESIDA OUT=RESID-1
BLOCK B5 IN=CR-EA7 OUT=CR-EA8 77
BLOCK B6 IN=CR-EB7 OUT=CR-EB8 78
BLOCK B7 IN=RESV-A 77 OUT=RESV-B
BLOCK B8 IN=RESV-B 78 OUT=RESV-C

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

MODELOS DE PROPIEDADES TERMODINÀMICAS

PROPERTIES SYSOP2
PROPERTIES SYSOP4 / SYSOP7 / SYSOP3 / SYSOP8

PROP-REPLACE SYSOP2 SYSOP2
PROP HVMX HVMX13
PROP HLMX HLMX13

PROP-REPLACE SYSOP3 SYSOP3
PROP HVMX HVMX13
PROP HLMX HLMX13

JUEGOS DE PROPIEDADES

PROP-SET APISTD APISTD SUBSTREAM=MIXED
PROP-SET ASTM90 D86T SUBSTREAM=MIXED BASIS=DRY LVPCT=90
PROP-SET CPMX CPMX UNITS='BTU/LB-R' SUBSTREAM=MIXED
PROP-SET CRUD01 AVAILMX UNITS='BTU/HR' SUBSTREAM=MIXED PHASE=T
PROP-SET TBPCRV D86CRV UNITS='F' SUBSTREAM=MIXED BASIS=DRY

CORRIENTES

STREAM CR-EC7
SUBSTREAM MIXED TEMP=200.0 PRES=205.0
MASS-FLOW CRUDO 9.459E+05

STREAM CRU-3
SUBSTREAM MIXED PRES=51.80 VFRAC=0.1624
MASS-FLOW CRUDO 1.897E+06

STREAM CRU-4
SUBSTREAM MIXED TEMP=446.0 PRES=41.80
MASS-FLOW CRUDO 1.746E+06

STREAM CRU-5
SUBSTREAM MIXED TEMP=446.0 PRES=235.3
MASS-FLOW CRUDO 1.746E+06

; SPECIFY FEED STREAMS

STREAM CRUD-1
SUBSTREAM MIXED TEMP=68.0 PRES=11.30
STDVOL-FLOW CRUDO 1.500E+05

STREAM GOL-1
SUBSTREAM MIXED TEMP=557.0 PRES=106.3
MASS-FLOW GAOL 330534.0

STREAM GOLV
SUBSTREAM MIXED TEMP=415.0 PRES=156.30
MASS-FLOW VAC1 341200

STREAM GOP-1
SUBSTREAM MIXED TEMP=611.0 PRES=123.3
MASS-FLOW GAOP 389534.0

STREAM GOPV
SUBSTREAM MIXED TEMP=555.0 PRES=150.0
MASS-FLOW VAC2 1087000

STREAM GOPV-B
SUBSTREAM MIXED TEMP=459.0 PRES=140.0
MASS-FLOW VAC2 1087000

STREAM GOPV2-B
SUBSTREAM MIXED TEMP=459.0 PRES=140.0
MASS-FLOW VAC2 190900

STREAM RESID-1
SUBSTREAM MIXED TEMP=650.0 PRES=151.21
STDVOL-FLOW RESIDA 61800.0

STREAM RESID-2
SUBSTREAM MIXED TEMP=744.0 PRES=140 <MMHG>
STDVOL-FLOW RESIDA 61800.0

STREAM RESV-A
SUBSTREAM MIXED TEMP=680.0 PRES=281.3
MASS-FLOW RESVV 610541.0

STREAM RESV13
SUBSTREAM MIXED TEMP=526.0 PRES=268.3
MASS-FLOW RESVV 111832.0

STREAM VAP-1
SUBSTREAM MIXED TEMP=600.0 PRES=51.30
MASS-FLOW AGUA 4.326E+04

STREAM VAP-2
SUBSTREAM MIXED TEMP=600.0 PRES=51.30
MASS-FLOW AGUA 2901.0

STREAM VAP-3
SUBSTREAM MIXED TEMP=600.0 PRES=51.30
MASS-FLOW AGUA 6000.0

STREAM VAP-4
SUBSTREAM MIXED TEMP=600.0 PRES=51.30
MASS-FLOW AGUA 2000.0

STREAM VAP11
SUBSTREAM MIXED TEMP=590.0 PRES=261.3
MASS-FLOW AGUA 1200.0

DEF-STREAMS HEAT 77

DEF-STREAMS HEAT 78

BLOQUES

BLOCK MIX-2 MIXER

BLOCK VAP MIXER

BLOCK FA-101A FSPLIT
FRAC CRU-1 .50

BLOCK FA-102 FSPLIT
MOLE-FLOW NAFT-6 857.0

BLOCK FA-107 FSPLIT
FRAC GOPV2-B .180

BLOCK FA-108 FSPLIT
MASS-FLOW RESV13 111832.0

TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR

BLOCK B5 HEATER

PARAM TEMP=505 PRES=150
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK B6 HEATER

PARAM TEMP=414 PRES=160
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK B7 HEATER

PARAM PRES=1
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK B8 HEATER

PARAM PRES=1
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK BA-101 HEATER

PARAM TEMP=682.0 PRES=26.30
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK BA-201 HEATER

PARAM TEMP=744.5 PRES=140.0 <MMHG>
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-108C HEATER

PARAM PRES=98.20 DUTY=.0
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-101A HEATX

PARAM T-COLD=128.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=TURB COLD=CRU-1
PRODUCTS HOT=TUR-EA COLD=CR-EA1
HEAT-TR-COEFF U=35.90
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-102A HEATX

PARAM T-COLD=194.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=KERO COLD=CR-EA1
PRODUCTS HOT=KER-EA COLD=CR-EA2
HEAT-TR-COEFF U=44.70
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-102B HEATX

PARAM T-COLD=95.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=KER-EA COLD=CRU-2
PRODUCTS HOT=KER-EAB COLD=CR-EB2
HEAT-TR-COEFF U=29.50
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-103A HEATX

PARAM T-COLD=239.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOL COLD=CR-EA2
PRODUCTS HOT=GOL-A COLD=CR-EA3
HEAT-TR-COEFF U=42.320
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-103B HEATX

PARAM T-HOT=104.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOL-A COLD=CR-EB2
PRODUCTS HOT=GOL-B COLD=CR-EB3
HEAT-TR-COEFF U=29.40
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-104A HEATX
PARAM AREA=4387.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOLV COLD=CR-EA3
PRODUCTS HOT=GOLV-A COLD=CR-EA4
HEAT-TR-COEF U=45.140
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-104B HEATX
PARAM AREA=4387.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOLV-A COLD=CR-EB3
PRODUCTS HOT=GOLV-B COLD=CR-EB4
HEAT-TR-COEF U=34.80
REPORT NOCOMPBAL

BLOCK EA-105A HEATX
PARAM T-COLD=344.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOL-1 COLD=CR-EA4
PRODUCTS HOT=GOL-2 COLD=CR-EA5
HEAT-TR-COEF U=58.74

BLOCK EA-105B HEATX
PARAM T-COLD=243.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOL-2 COLD=CR-EC7
PRODUCTS HOT=GOL-3 COLD=CR-EB5
HEAT-TR-COEF U=51.14

BLOCK EA-106A HEATX
PARAM T-COLD=412.0 PRES-HOT=-20.0 PRES-COLD=-5.0
FEEDS HOT=GOP-1 COLD=CR-EA5
PRODUCTS HOT=GOP-2 COLD=CR-EA6
HEAT-TR-COEF U=71.4

BLOCK EA-106B HEATX
PARAM T-COLD=294.0 PRES-HOT=-20.0 PRES-COLD=-5.0
FEEDS HOT=GOP-2 COLD=CR-EB5
PRODUCTS HOT=GOP-3 COLD=CR-EB6
HEAT-TR-COEF U=59.7

BLOCK EA-107A HEATX
PARAM T-COLD=458.0 PRES-HOT=-20.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOPV COLD=CR-EA6
PRODUCTS HOT=GOPV-A COLD=CR-EA7
HEAT-TR-COEF U=67.0

BLOCK EA-107B HEATX
PARAM T-COLD=365.0 PRES-HOT=-20.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOPV-A COLD=CR-EB6
PRODUCTS HOT=GOPV-B COLD=CR-EB7
HEAT-TR-COEF U=59.70

BLOCK EA-107C HEATX
PARAM AREA=4387.0 PRES-COLD=-10.0
FEEDS HOT=GOPV2-B COLD=CR-EB4
PRODUCTS HOT=GOPV2-C COLD=CR-EC7
HEAT-TR-COEF U=31.690

;;SPECIFY BLOCK DATA

TORRE DESPUNTADORA

BLOCK DA-101 RADFRAC
IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW=BBL/DAY
PARAM NSTAGE=6 ALGORITHM=SUM-RATES
FEEDS CRU-3 6 ON-STAGE / NAFT-6 1 ON-STAGE
PRODUCTS NAFT-DES 1 V / CRU-4 6 L
P-SPEC 1 50.30 / 6 45.30
COL-SPECS Q1=.0 QN=.0 MOLE-RDV=1.0

T-EST 1 347.0 / 6 445.0
PROPERTIES SYSOP3
BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO
REPORT NOCOMPS NOHYDRAULIC

TORRE ATMOSFÉRICA

BLOCK DA-102 MULTIFRAC
IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW=BBL/DAY
PARAM NCOL=4 NSTAGE=46 NIC-STREAM=8 INIT-OPTION=CRUDE
FEEDS CRU-9 1 31 / VAP-1 1 34 ON-STAGE / VAP-3 3 4 &
ON-STAGE / VAP-2 2 4 ON-STAGE / VAP-4 4 4 ON-STAGE
PRODUCTS NAFT-12A 1 1 PHASE=L / RESID 1 34 PHASE=L / &
TURB 2 4 PHASE=L / AGUA 1 1 PHASE=W / KERO 3 4 &
PHASE=L / GOL 4 4 PHASE=L / GOP 1 27 PHASE=L &
MOLE-FLOW=170.0
P-SPEC 1 1 18.50 / 1 2 20.50 / 1 10 22.50 / 1 17 &
23.90 / 1 23 24.80 / 1 30 26.30 / 1 34 26.70
P-SPEC 2 1 21.80
P-SPEC 3 1 23.60
P-SPEC 4 1 24.60
COL-SPECS 1 NSTAGE=34 MASS-D=3.039E+05 QN=0 MASS-RDV=0
COL-SPECS 2 NSTAGE=4 Q1=0 QN=0
COL-SPECS 3 NSTAGE=4 Q1=0 QN=0
COL-SPECS 4 NSTAGE=4 Q1=0 QN=0
STAGE-EFF 2 1 .50 / 2 2 .50 / 2 3 .50 / 2 4 .50
STAGE-EFF 3 1 .50 / 3 2 .50 / 3 3 .50 / 3 4 .50
STAGE-EFF 4 1 .50 / 4 2 .50 / 4 3 .50 / 4 4 .50
STAGE-EFF 1 2 .670 / 1 3 .670 / 1 4 .670 / 1 5 &
.670 / 1 6 .670 / 1 7 .670 / 1 8 .670 / 1 9 &
.670 / 1 10 .570 / 1 11 .570 / 1 12 .570 / 1 &
13 .570 / 1 14 .570 / 1 15 .570 / 1 16 .50 / &
1 17 .50 / 1 18 .50 / 1 19 .50 / 1 20 .50 / &
1 21 .50 / 1 22 .50 / 1 23 .750 / 1 24 .750 / &
1 25 .750 / 1 26 .750 / 1 27 .750 / 1 31 .50 / &
1 32 .50 / 1 33 .50 / 1 34 .50
CONNECT-STRE 1 SOURCE-COL=2 1 DEST-COL=1 6 PHASE=V
CONNECT-STRE 2 SOURCE-COL=1 10 DEST-COL=2 1 &
MASS-FLOW=1.841E+05
CONNECT-STRE 3 SOURCE-COL=3 1 DEST-COL=1 15 PHASE=V
CONNECT-STRE 4 SOURCE-COL=1 16 DEST-COL=3 1 &
MASS-FLOW=2.253E+05
CONNECT-STRE 5 SOURCE-COL=4 1 DEST-COL=1 21 PHASE=V
CONNECT-STRE 6 SOURCE-COL=1 22 DEST-COL=4 1 &
MASS-FLOW=1.283E+05
CONNECT-STRE 7 SOURCE-COL=1 22 DEST-COL=1 17 &
MOLE-FLOW=1100.0 TEMP=250.0
CONNECT-STRE 8 SOURCE-COL=1 27 DEST-COL=1 23 &
MOLE-FLOW=1100.0 TEMP=327.0
L-SPEC 2 4 MASS-FLOW=1.770E+05 IC-STREAM=2
L-SPEC 3 4 MASS-FLOW=2.167E+05 IC-STREAM=4
L-SPEC 4 4 MASS-FLOW=1.233E+05 IC-STREAM=6
SC-REFLUX 1 DEGSUB=114.0
T-EST 1 1 100.0 / 1 2 307.0 / 1 10 431.0 / 1 16 &
477.0 / 1 22 557.0 / 1 27 611.0 / 1 31 682.0 / &
1 34 651.20
T-EST 2 1 440.0 / 2 4 429.0
T-EST 3 1 476.60 / 3 4 474.80
T-EST 4 1 584.60 / 4 4 555.80
REPORT REPORT NOCOMPS NOHYDRAULIC
TRAY-REPORT TRAY-OPTION=ALL-TRAYS
VARY 1 MASS-D COL=1
SPEC 1 PROP 362.0 STREAMS=NAFT-12A PROPERTY=ASTM90
BLOCK-OPTION FREE-WATER=YES

TORRE DE VACÍO

BLOCK DA-201 MULTIFRAC

PARAM NCOL=1 NSTAGE=16 NIC-STREAM=3 ALGORITHM=SUM-RATES &
INIT-OPTION=CRUDE
FEEDS RESID-2 1 16 ON-STAGE / RESV13 1 16 ON-STAGE
PRODUCTS LIG 1 1 PHASE=V / GOLV1 1 5 PHASE=L &
MASS-FLOW=1.855E+05 / GOPV1 1 11 PHASE=L &
MASS-FLOW=1.909E+05 / RESV-A 1 16 PHASE=L
P-SPEC 1 1 .33839356 / 1 16 .62844518
COL-SPECS 1 NSTAGE=16 Q1=0 QN=0 STDVOL-RDV=1.0
CONNECT-STRE 1 SOURCE-COL=1 5 DEST-COL=1 1 1 &
MASS-FLOW=1.557E+05 TEMP=140.0
CONNECT-STRE 2 SOURCE-COL=1 11 DEST-COL=1 6 &
MASS-FLOW=8.962E+05 TEMP=410.0
CONNECT-STRE 3 SOURCE-COL=1 11 DEST-COL=1 12 &
MASS-FLOW=2.522E+05
L-SPEC 1 11 STDVOL-FLOW=0 IC-STREAM=2
L-SPEC 1 5 STDVOL-FLOW=0 IC-STREAM=1
L-SPEC 1 16 MASS-FLOW=6.405E+05 IC-STREAM=3
T-EST 1 1 150.0 / 1 4 415.0 / 1 10 570.0 / 1 16 &
725.0
REPORT NOCOMPS
VARY 2 MASS-LPROD COL=1 STAGE=5
VARY 3 MASS-LPROD COL=1 STAGE=11
SPEC 2 TEMP 170.0 COL=1 STAGE=1
SPEC 3 TEMP 430.0 COL=1 STAGE=5
BLOCK-OPTION FREE-WATER=YES

BLOCK GA-101 PUMP

PARAM PRES=245.0 EFF=.950

BLOCK GA-103 PUMP

PARAM PRES=235.30 EFF=.950
PROPERTIES SYSOP4

BLOCK GA-112 PUMP

PARAM PRES=151.3 EFF=.95

MÉTODO DE CONVERGENCIA

CONVERGENCE CONV1 BROYDEN
TEAR CRU-5 / GOPV2-B

REPORTE

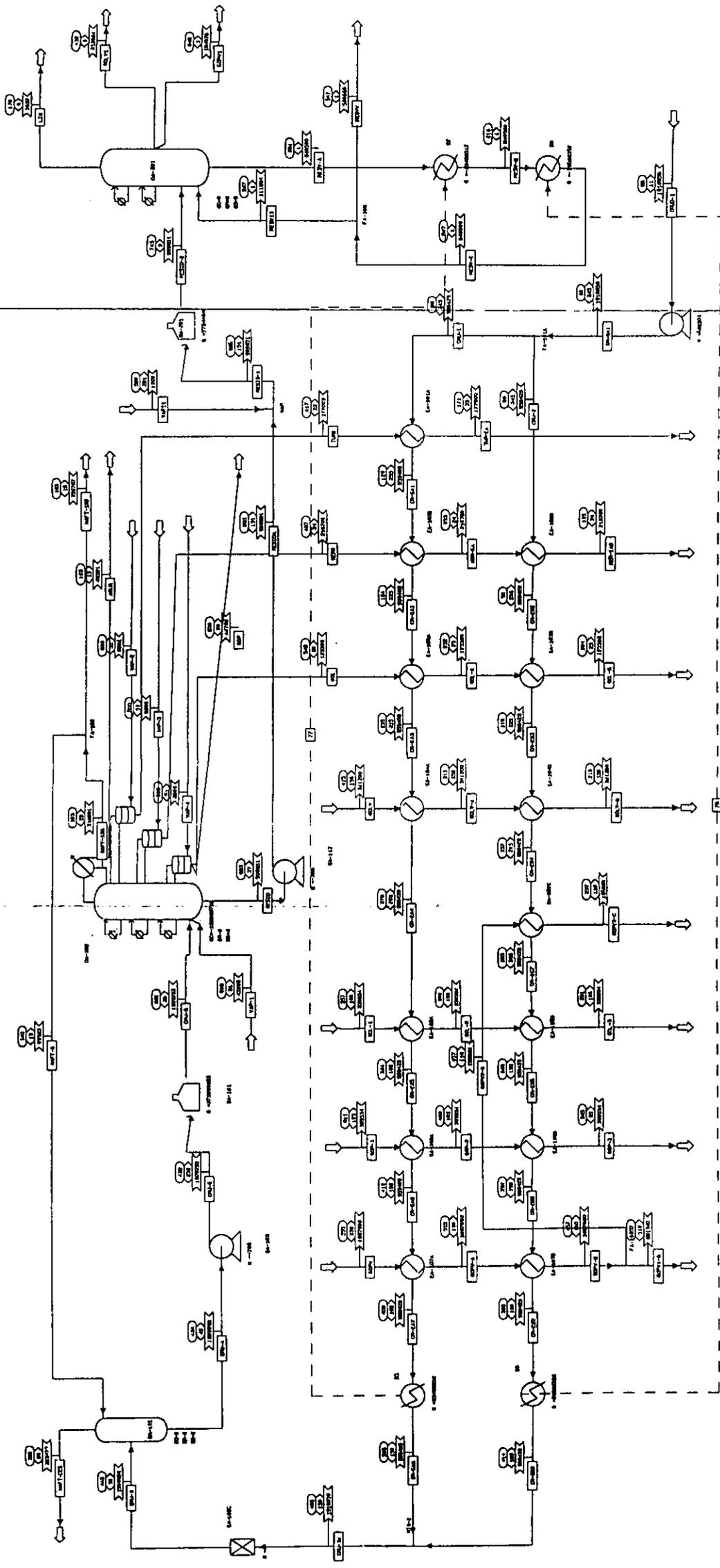
STREAM-REPOR NOZEROFLOW MOLEFLOW MASSFLOW STDVOLFLOW &
NOATTR-DESC NOCOMP-ATTR NOSUBS-ATTR PROPERTIES=CRUD01 &
APISTD CPMX
SUPPLEMENTAR 1 PROPERTIES=TBPCRV INCL-STREAMS=CRU-9 NAFTA-12A &
TURB KERO GOL RESID GOP GOL-1 GOP-1 GOLV GOLV1 GOPV &
GOPV1 RESV-A LIG RESV13

FLWSHEET-RE NODESCRIPTIO NOTOTBAL NOCOMPBAL NOSEQUENCE

ADA-REPORT NOCOMPS

;
;
;
;
;
;

APENDICE B



○ ○ ○ ○ ○
 Temperature (T)
 Pressure (P)
 Flow rate (F)
 Heat duty (Q)
 Page 1/1

	ASPEN PLUS™
Preparado por: Delia Strassburger	
Fecha: Septiembre 1997	
Lugar: UNAM - Facultad de Química	
Diagrama de Flujo de la Planta Combinada No. 1 de la Refinería Miguel Hidalgo, Tula	

APÉNDICE C

COMPONENT/STREAM	AGUA	CR-GAI	CRU-1	CRU-2	CRU-3	CRU-3A	CRU-4	CRU-5	CRU-9	CRUD-1
Hydrocarburos LB/HR	0	1918738	959370	959370	1918738	1918738	1772246	1772246	1772246	1918738
AGUA	54149	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow LB/HR	54149	1918740	959369	959369	1918740	1918740	1772250	1772250	1772250	1918740
Total Flow BBL/DAY	3734	164299	82150	82150	1636630	199934	227538	202333	10027000	164266
Density LB/CUFT	61.99	49.92	49.92	49.92	5.01	41.02	33.29	37.44	0.76	49.93
Pres PSI	18.5	245.0	245.0	245.0	51.8	150.0	45.3	235.3	26.3	11.3
Temp F	100	68	68	68	444	460	435	441	682	68
Avg MW	18.0	198.1	198.1	198.1	198.1	198.1	220.8	220.8	220.8	198.1

COMPONENT/STREAM	GOL	GOL-1	GOL-2	GOL-3	GOL-A	GOL-B	GOLV	GOLV-A	GOLV-B	GOLV1
Hydrocarburos LB/HR	123299	330534	330534	330534	123299	123299	341200	341200	341200	176191
AGUA	1	0	0	0	1	1	0	0	0	0
Total Flow LB/HR	123300	330534	330534	330534	123300	123300	341200	341200	341200	176191
Total Flow BBL/DAY	12930	34121	30494	28796	10675	9997	30045	28614	27354	15489
Density LB/CUFT	40.76	41.41	46.33	49.07	49.37	52.72	48.54	50.97	53.32	48.62
Pres PSI	24.6	106.3	106.3	106.3	24.6	24.6	156.3	156.3	156.3	0.4
Temp F	550	557	383	275	247	104	415	314	211	430
Avg MW	233.5	245.8	245.8	245.8	233.5	233.5	295.4	295.4	295.4	301.1

COMPONENT/STREAM	GOP	GOP-1	GOP-2	GOP-3	GOPV	GOPV-A	GOPV-B	GOPV1	GOPV1-B	GOPV2-B
Hydrocarburos LB/HR	45114	389534	389534	389534	1087000	1087000	1087000	200313	891340	195660
AGUA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow LB/HR	45114	389534	389534	389534	1087000	1087000	1087000	200313	891340	195660
Total Flow BBL/DAY	5055	40418	36587	34402	93575	91775	89308	17943	73232	16075
Density LB/CUFT	38.15	41.20	45.51	48.40	49.65	50.63	52.03	47.72	52.03	52.03
Pres PSI	25.7	123.3	103.3	83.3	150.0	130.0	110.0	0.5	110.0	110.0
Temp F	654	611	458	343	555	515	456	651	456	456
Avg MW	265.4	282.3	282.3	282.3	364.3	364.3	364.3	374.5	364.3	364.3

APÉNDICE C

COMPONENT/STREAM	GOPV2-C	KER-EA	KER-EAB	KERO	LIG	NAFT-6	NAFT-12A	NAFT-12B	NAFT-DES	RESID
Hidrocarburos LB/HR	195660	216698	216698	216698	397	96678	304566	207888	243170	905570
AGUA	0	2	2	2	1208	0	0	0	0	8
Total Flow LB/HR	195660	216700	216700	216700	1505	96678	304566	207889	243170	905577
Total Flow BBL/DAY	14771	19166	19216	22552	5918110	8937	28154	19217	1672610	83336
Density LB/CUFT	56.62	48.33	50.85	41.07	0.00	46.24	46.24	46.24	0.62	46.45
Pres PSI	110.0	23.6	23.6	23.6	0.3	18.5	18.5	18.5	50.3	26.7
Temp F	252	230	129	473	170	100	100	100	337	665
Avg MW	364.3	197.2	197.2	197.2	23.1	112.8	112.8	112.8	96.5	368.0

COMPONENT/STREAM	RESID-1	RESID-2	RESIDA	RESV-A	RESV-B	RESV-C	RESV13	RESV	TUR-EA	TURB
Hidrocarburos LB/HR	905570	905570	905570	640500	640500	640500	111832	528668	176999	176999
AGUA	1208	1208	8	0	0	0	0	0	1	1
Total Flow LB/HR	906777	906777	905577	640500	640500	640500	111832	528668	177000	177000
Total Flow BBL/DAY	105311	13035900	82880	57301	55318	53511	9343	44168	15753	19017
Density LB/CUFT	36.81	0.30	46.71	47.78	49.49	51.16	51.16	51.16	48.03	39.79
Pres PSI	151.3	2.7	151.3	0.6	1.0	1.0	1.0	1.0	21.8	21.8
Temp F	665	745	665	686	618	550	550	550	177	428
Avg MW	358.7	358.7	368.0	395.0	395.0	395.0	395.0	395.0	165.8	165.8

COMPONENT/STREAM	VAP-1	VAP-2	VAP-3	VAP-4	VAP11
Hidrocarburos LB/HR	0	0	0	0	0
AGUA	43260	2901	6000	2000	1200
Total Flow LB/HR	43260	2901	6000	2000	1200
Total Flow BBL/DAY	2259000	151488	313315	104438	11802
Density LB/CUFT	0.08	0.08	0.08	0.08	0.43
Pres PSI	51.3	51.3	51.3	51.3	261.3
Temp F	600	600	600	600	590
Avg MW	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0

Tabla R.1

TABLA COMPARATIVA
 RESULTADOS DE SIMULACION DE LAS PRINCIPALES
 CORRIENTES vs DATOS DE DISEÑO EN DIAGRAMAS DE FLUJO

DE MODELO A MODELO FASE	CRUD-1			CRU-3		
	GA-101 LIQUID			EA-108C DA-101 MIXED		
	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR
Mass Flow LB/HR						
Hydrocarburos LB/HR LIQUIDO	1,918,738.27	1,891,876.00		1,534,990.62	1,627,505.00	
VAPOR	0.00	0.00		306,998.12	264,371.00	
AGUA	0.00	0.00		0.00	0.00	
Total Flow LB/HR	1,918,740.00	1,891,876.00	1.40	1,918,740.00	1,891,876.00	1.40
Density LB/CUFT	49.93	54.28	8.71	5.01	5.10	1.77
Pres PSIA	11.30	11.30	0.00	51.80	51.30	0.97
Temp F	68.00	68.00	0.00	448.29	446.00	0.39
Avg MW	198.08	204.00	2.99	198.08	204.00	2.99
PROMEDIO ERROR			2.62			1.50

Tabla R.1

DE MODELO A MODELO FASE	NAFT-DES DA-101			CRU-9 BA-101 DA-102 MIXED		
	SIMULACION	VAPOR		SIMULACION	DISEÑO	
		DISEÑO 5-ATM	% ERROR		DISEÑO	% ERROR
Mass Flow LB/HR						
Hydrocarbuos LB/HR LIQUIDO						
VAPOR	243,169.76	252,932.00		638,008.40	855,902.00	
AGUA	0.11	4,730.00		1,134,236.80	890,372.00	
Total Flow LB/HR	243,170.00	257,662.00	5.96	1,772,250.00	1,746,274.00	1.47
Density LB/CUFT	0.62	0.60	3.29	0.76	12.10	---
Pres PSIA	50.30	50.30	0.00	26.30	26.30	0.00
Temp F	336.54	347.00	3.11	682.00	682.00	0.00
Avg MW	96.53	94.70	1.90	220.85	227.60	3.06
PROMEDIO ERROR			2.85			0.90

Tabla R.1

DE MODELO A MODELO FASE	GOL DA-102 EA-103A MIXED			GOP DA-102 MIXED		
	SIMULACION	DISEÑO	ERROR	SIMULACION	DISEÑO	ERROR
Mass Flow LB/HR						
Hidrocarburos LB/HR LIQUIDO	123,299.37	123,338.00		45,113.69	49,888.00	
VAPOR						
AGUA	0.62	0.00		0.06	0.00	
Total Flow LB/HR	123,300.00	123,338.00	0.03	45,113.75	49,888.00	10.58
Density LB/CUFT	40.76	53.55	31.37	38.15	48.69	27.64
Pres PSIA	24.60	24.60	0.00	25.66	26.30	2.51
Temp F	549.54	554.00	0.81	633.81	611.00	3.60
AVG MW	233.49	250.00	7.07	265.38	289.00	8.90
PROMEDIO ERROR			7.86			10.65

Tabla R.1

DE MODELO A MODELO FASE	KERO			LIG		
	SIMULACION	DISEÑO	ERROR	SIMULACION	DISEÑO	ERROR
Mass Flow LB/HR						
Hydrocarbons LB/HR LIQUIDO	216,698.46	216,670.00				
VAPOR						
AGUA	1.53	0.00		397.33	1790	
Total Flow LB/HR	216,700.00	216,670.00	0.01	1,207.76	2517	
Density LB/CUFT	41.07	52.12	26.89	1,605.09	4,307.00	168.33
Pres PSIA	23.60	23.60	0.00	0.00	0.00	0.00
Temp °F	472.93	470.00	0.62	170.00	150.00	11.76
Avg MW	197.16	209.00	6.00	23.15	27.70	19.68
PROMEDIO ERROR			6.71			42.22

Tabla R.1

DE MODELO A MODELO FASE	NAFT-12B FA-102			RESID DA-102 GA-112 LIQUID		
	LIQUID		DISEÑO 1.2	SIMULACION		DISEÑO 2.0
	SIMULACION	DISEÑO		SIMULACION	ERROR	
Mass Flow LB/HR						
Hydrocarbuos LB/HR LIQUIDO VAPOR	207,888.41	196,906.00		905,569.83	875,142.00	
AGUA	0.25	0.00		7.76	0.00	
Total Flow LB/HR	207,889.00	196,906.00		905,577.00	875,142.00	3.36
Density LB/CUFT	46.24	46.88		46.45	49.72	7.04
Pres PSIA	18.50	20.50		26.70	26.70	0.00
Temp F	100.49	100.00		664.92	650.00	2.24
AVG MW	112.81	125.20		367.96	346.00	5.97
PROMEDIO ERROR				5.79		3.72

Tabla R.1

DE MODELO A MODELO FASE	RESID-2 BA-201 DA-201 MIXED			RESV-A DA-201 B7 LIQUID		
	SIMULACION	DISEÑO 1-VAC	‡ERROR	SIMULACION	DISEÑO 4-VAC	‡ERROR
Mass Flow LB/HR	905,569.83	875,142.00		640,500.04	610,541.00	
Hydrocarburos LB/HR LIQUIDO VAPOR						
AGUA	1,207.76	incluida		0.00	0.00	
Total Flow LB/HR	906,777.00	875,142.00	3.49	640,500.00	610,541.00	4.68
Density LB/CUFT	0.30	---	---	47.78	52.43	9.73
Pres PSIA	2.71	2.80	3.43	0.63	0.65	3.43
Temp F	744.50	725.00	2.62	686.04	680.00	0.88
AVG MW	358.74	346.00	3.55	394.98	390.00	1.26
PROMEDIO ERROR			3.27			4.00

Tabla R.1

DE MODELO A MODELO FASE	TURB		
	SIMULACION	DISEÑO	ERROR
DA-102 EA-101A MIXED		13	
Mass Flow LB/HR			
Hydrocarbons LB/HR LIQUIDO VAPOR	176,998.64	177,000.00	
AGUA	1.36	0.00	0
Total Flow LB/HR	177,000.00	177,000.00	0.00
Density LB/CUFT	39.79	49.44	24.26
Pres PSIA	21.80	21.80	0.00
Temp F	427.89	429.00	0.26
AVG MW	165.84	175.00	5.53
PROMEDIO ERROR			6.01

Tabla R.2

Registro de Variables Simulación Torre Atmosférica			
Variable	Valor Diseño	Simulación COMB9	% error
Flujo total Alimentación (lb/hr)	1746274	1809292	3.61%
Temperatura SPEC1 (°F)	307	362	17.92%
Flujo masa Resid (lb/hr)	875142	909851	3.97%
Flujo mol Resid (lbmol/hr)	2529	2472	2.25%
Temperatura Resid (°F)	650	663	2.00%
Flujo masa Gop (lb/hr)	49888	44790	10.22%
Flujo mol Gop (lbmol/hr)	172	169	1.74%
Temperatura Gop (°F)	611	630	3.11%
Flujo masa Gol (lb/hr)	123338	123300	0.03%
Flujo mol Gol (lbmol/hr)	493	529	7.30%
Temperatura Gol (°F)	554	545	1.62%
Flujo masa Kero (lb/hr)	216670	215700	0.45%
Flujo mol Kero (lbmol/hr)	1037	1094	5.50%
Temperatura Kero (°F)	470	487	3.62%
Flujo masa Turb (lb/hr)	177000	177000	0.00%
Flujo mol Turb (lbmol/hr)	1011	1072	6.03%
Temperatura Turb (°F)	429	417	2.80%
Flujo masa Naft-12b (lb/hr)	196906	250767	27.35%
Flujo mol Naft-12b (lbmol/hr)	1575	2239	42.16%
Temperatura Naft-12b (°F)	100	108	8.00%
Salida lateral Turbosina			
Flujo masa ICStream2 (lb/hr)	184080	205490	11.63%
Flujo mol ICStream2 (lbmol/hr)	1070	1265	18.22%
Temperatura ICStream2 (°F)	431	452	4.87%
Salida lateral Kerosina			
Flujo masa ICStream4 (lb/hr)	225337	269000	19.38%
Flujo mol ICStream4 (lbmol/hr)	1088	1435	31.89%
Temperatura ICStream4 (°F)	480	507	5.63%
Salida lateral GOL			
Flujo masa ICStream6 (lb/hr)	128272	145920	13.76%
Flujo mol ICStream6 (lbmol/hr)	480	661	37.71%
Temperatura ICStream6 (°F)	563	574	1.95%
Reflujo GOL			
Flujo masa ICStream7 (lb/hr)	330534	242780	26.55%
Flujo mol ICStream7 (lbmol/hr)	1322	1099	16.87%
C.Térmica ICStream7 (Btu/hr)*10 ⁻⁶	65.98	48.698	26.19%
Reflujo GOP			
Flujo masa ICStream8 (lb/hr)	339646	291910	14.05%
Flujo mol ICStream8 (lbmol/hr)	1175	1099	6.47%
C.Térmica ICStream8 (Btu/hr)*10 ⁻⁶	67.97	57.372	15.59%

Tabla R.3

Registro de Variables Simulación Torre de Vacío			
Variable	Valor Diseño	Simulación COMB9	% error
Flujo total Alimentación (lb/hr)	875142	906726	3.61%
Temperatura SPEC2 (°F)	120	170	41.67%
Temperatura SPEC3 (°F)	435	430	4.88%
Flujo masa Resv-a (lb/hr)	610541	640500	4.91%
Flujo mol Resv-a (lbmol/hr)	1565	1622	3.64%
Temperatura Resv-a (°F)	680	686	0.88%
Flujo masa Gopv1 (lb/hr)	190940	200320	4.91%
Flujo mol Gopv1 (lbmol/hr)	626	535	14.54%
Temperatura Gopv1 (°F)	570	651	14.21%
Flujo masa Golv1 (lb/hr)	185493	176191	5.01%
Flujo mol Golv1 (lbmol/hr)	628	585	6.85%
Temperatura Golv1 (°F)	415	430	3.61%
Flujo masa Lig (lb/hr)	1790	1605	10.34%
Flujo mol Lig (lbmol/hr)	155	70	54.84%
Temperatura Lig (°F)	150	170	13.33%
Reflujo Gasóleo Ligero de Vacío			
Flujo masa ICStream1 (lb/hr)	155741	231400	48.58%
Flujo mol ICStream1 (lbmol/hr)	527	768	45.73%
C.Térmica ICStream1 (Btu/hr)*10 ⁻⁶	-38.6	-36	6.74%
Reflujo Gasóleo Pesado de Vacío			
Flujo masa ICStream2 (lb/hr)	896229	283900	68.32%
Flujo mol ICStream2 (lbmol/hr)	2938	757	74.23%
C.Térmica ICStream2 (Btu/hr)*10 ⁻⁶	-68.5	-43.6	36.35%
Reflujo Gasóleo Pesado de Vacío 2			
Flujo masa ICStream3 (lb/hr)	252184	64366	74.48%
Flujo mol ICStream3 (lbmol/hr)	788	171	78.30%
PROMEDIO			26.95%

Tabla R.4

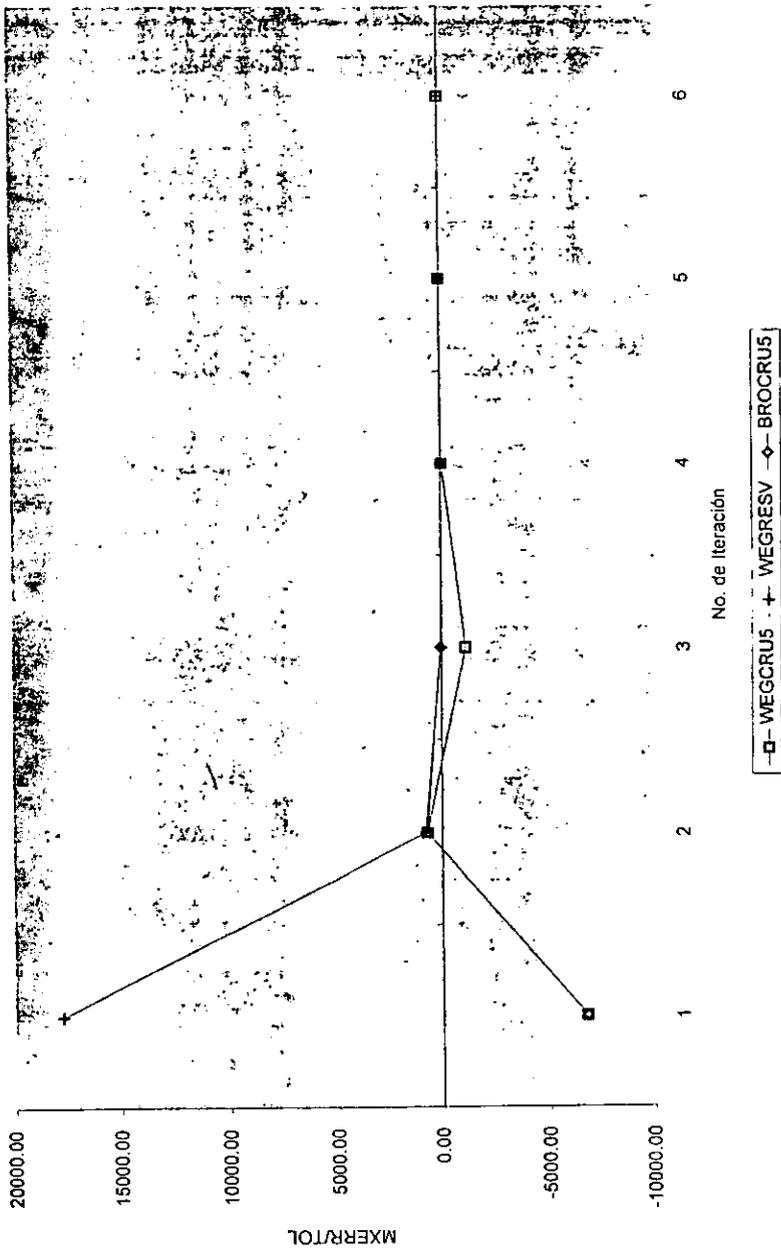
Tabla Comparativa Intercambiadores de Calor			
EQUIPO / Variable	Valor Diseño	Simulación COMB9	% error
EA-101			
Cp (Btu/lb °F)	0.4715	0.4756	0.87%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	26.76	25.96	2.99%
U (Btu/hr ft ² °F)	35.9	35.9	0.00%
A (ft ²)	4387	3842	12.42%
EA-102A			
Cp (Btu/lb °F)	0.507	0.516	1.78%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	31.65	31.4	0.79%
U (Btu/hr ft ² °F)	44.7	44.7	0.00%
A (ft ²)	4387	3989	9.07%
EA-102B			
Cp (Btu/lb °F)	0.4655	0.4533	2.62%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	11.89	11.25	5.38%
U (Btu/hr ft ² °F)	29.5	29.5	0.00%
A (ft ²)	4387	4100	6.54%
EA-103A			
Cp (Btu/lb °F)	0.5365	0.5407	0.78%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	23.85	22.8	4.40%
U (Btu/hr ft ² °F)	42.32	42.32	0.00%
A (ft ²)	4387	3705	15.55%
EA-103B			
Cp (Btu/lb °F)	0.4805	0.4671	2.79%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	8.18	8.83	7.95%
U (Btu/hr ft ² °F)	29.4	29.4	0.00%
A (ft ²)	4387	6750	53.86%
EA-104A			
Cp (Btu/lb °F)	0.5585	0.5605	0.36%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	19.55	20.37	4.19%
U (Btu/hr ft ² °F)	45.14	45.14	0.00%
A (ft ²)	4387	4387	0.00%
EA-104B			
Cp (Btu/lb °F)	0.496	0.4936	0.48%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	19.23	18.94	1.51%
U (Btu/hr ft ² °F)	34.8	34.8	0.00%
A (ft ²)	4387	4387	0.00%
EA-105A			
Cp (Btu/lb °F)	0.595	0.5922	0.47%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	38.27	36.7	4.10%
U (Btu/hr ft ² °F)	58.74	58.74	0.00%
A (ft ²)	4387	4084	6.91%
EA-105B			
Cp (Btu/lb °F)	0.539	0.5429	0.72%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	22.43	20.6	8.16%
U (Btu/hr ft ² °F)	51.14	51.14	0.00%
A (ft ²)	4387	3918	10.69%
EA-106A			

Tabla R.4

Tabla Comparativa Intercambiadores de Calor			
EQUIPO / Variable	Valor Diseño	Simulación COMB9	% error
Cp (Btu/lb °F)	0.632	0.6224	1.52%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	40.65	39.62	2.53%
U (Btu/hr ft ² °F)	71.4	71.4	0.00%
A (ft ²)	4387	3642	16.98%
EA-106B			
Cp (Btu/lb °F)	0.5665	0.5686	0.37%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	27.32	27.19	0.48%
U (Btu/hr ft ² °F)	59.7	59.7	0.00%
A (ft ²)	4387	3522	19.72%
EA-107A			
Cp (Btu/lb °F)	0.6565	0.6422	2.18%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	28.57	27.89	2.38%
U (Btu/hr ft ² °F)	67	67	0.00%
A (ft ²)	4387	4162	5.13%
EA-107B			
Cp (Btu/lb °F)	0.599	0.6017	0.45%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	40.23	39.85	0.94%
U (Btu/hr ft ² °F)	59.7	59.7	0.00%
A (ft ²)	4387	4276	2.53%
EA-107C			
Cp (Btu/lb °F)	0.519	0.5209	0.37%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	22.09	22.56	2.13%
U (Btu/hr ft ² °F)	31.69	31.69	0.00%
A (ft ²)	4387	4387	0.00%
EA-108A			
Cp (Btu/lb °F)	0.678	0.6622	2.33%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	30.14	29.48	2.19%
U (Btu/hr ft ² °F)	44.5	44.5	0.00%
A (ft ²)	4387	4387	0.00%
EA-108B			
Cp (Btu/lb °F)	0.63	0.6235	1.03%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	29.21	28.66	1.88%
U (Btu/hr ft ² °F)	39	44.5	14.10%
A (ft ²)	4387	4387	0.00%
BA-101			
Cp (Btu/lb °F)	0.645	0.6797	5.38%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	155.55	358.12	130.23%
U (Btu/hr)	230.9	—	—
BA-201			
Cp (Btu/lb °F)	0.63	0.6938	10.13%
Q (Btu/hr)*10 ⁻⁶	60.97	77.24	26.69%
U (Btu/hr)	92.6	—	—

Gráfica R.5

GRAFICA No. Iteración vs MXERR/TOL



Preparado por Delia Strassburger Sáyago 13/02/98

Tabla R.6

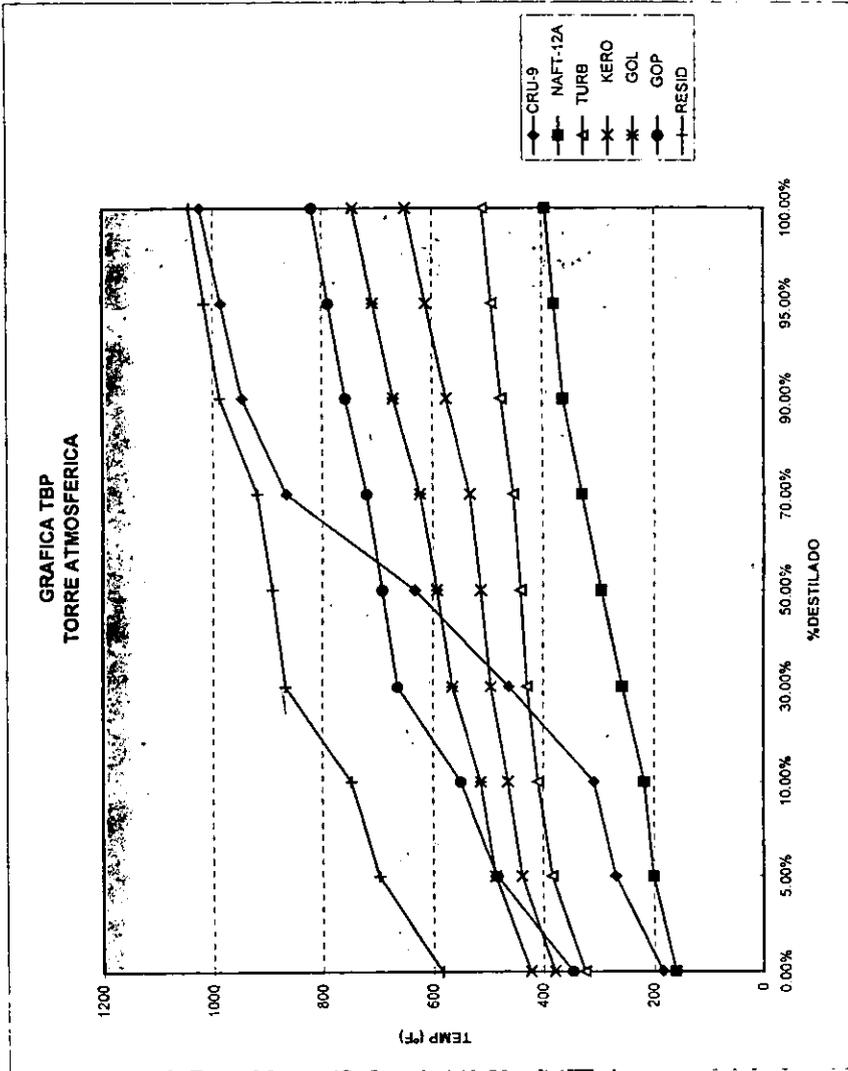
TABLA % DESTILADO VS T (ASSAY D86CRV) TORRE ATMOSFERICA

% DESTILADO	CRU-9	NAFT-12A	TURB	KERO	GOL	GOP	RESID
0.00%	184.6361	160.7757	324.8038	379.2672	423.0437	346.4147	583.8322
5.00%	268.8308	200.7845	383.2866	437.8514	485.418	482.7968	696.3798
10.00%	307.9481	217.8213	408.5272	462.977	512.1989	549.3727	747.1387
30.00%	461.6017	257.097	428.2121	493.7216	564.4227	663.6068	867.6669
50.00%	631.9817	294.0624	439.4259	511.1911	591.9573	691.0051	892.0416
70.00%	866.3031	328.8005	452.5563	531.418	622.7041	719.2363	919.5969
90.00%	946.5459	362	473.6912	574.0296	669.8179	757.0997	987.3416
95.00%	985.0965	378.0601	480.2221	610.6518	706.6989	787.7679	1015.3185
100.00%	1023.6472	394.1202	506.7529	647.6739	743.5799	818.4361	1043.2954

TABLA % DESTILADO VS T (ASSAY D86CRV) TORRE VACIO

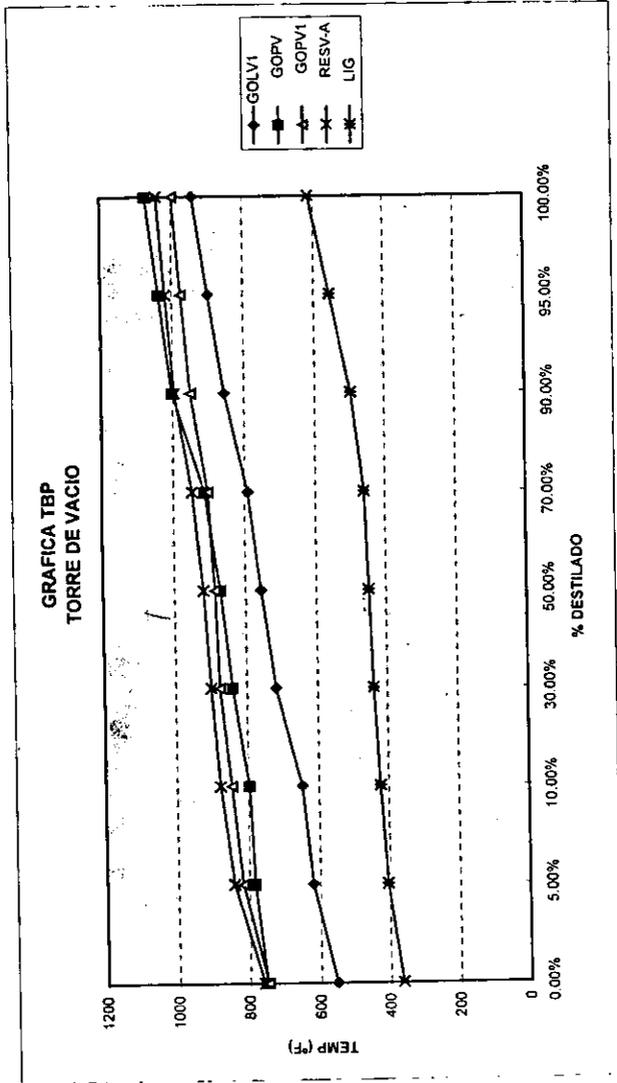
% DESTILADO	GOLV1	GOPV	/ GOPV1	RESV-A	LIG
0.00%	552.7936	750.8233	748.4908	759.227	362.9817
5.00%	618.5582	782.6522	816.7852	841.4856	404.6622
10.00%	646.58	795.5228	845.5577	876.6544	422.0841
30.00%	717.7357	839.4427	875.1592	899.8278	438.5325
50.00%	755.8162	870.5887	885.2554	917.888	448.1946
70.00%	790.6358	911.6033	902.4603	946.4323	459.3362
90.00%	855.3702	1001.3227	950.7836	995.9337	495.9264
95.00%	898.0913	1037.1392	974.6953	1018.9096	555.2836
100.00%	940.8124	1072.9556	998.607	1041.8655	614.6407

Gráfica R.7



Preparado por Delia Strassburger Sáyago 13/02/98

Gráfica R. 8



Preparado por Delia Strassburger Sayago 13/02/98

APÉNDICE E

REPORTE ASPEN PLUS

RUN CONTROL SECTION.....	9
RUN CONTROL INFORMATION.....	9
DESCRIPTION.....	9
BLOCK STATUS.....	9
FLWSHEET SECTION.....	10
CONVERGENCE BLOCK: CONV1.....	10
CONVERGENCE BLOCK: \$SOLVER01.....	12
PHYSICAL PROPERTIES SECTION.....	14
COMPONENTS.....	14
U-O-S BLOCK SECTION.....	15
BLOCK: B5 MODEL: HEATER.....	15
BLOCK: B6 MODEL: HEATER.....	17
BLOCK: B7 MODEL: HEATER.....	19
BLOCK: B8 MODEL: HEATER.....	21
BLOCK: BA-101 MODEL: HEATER.....	23
BLOCK: BA-201 MODEL: HEATER.....	25
BLOCK: DA-101 MODEL: RADFRAC.....	27
BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC.....	31
BLOCK: DA-201 MODEL: MULTIFRAC.....	40
BLOCK: EA-101A MODEL: HEATX.....	45
BLOCK: EA-102A MODEL: HEATX.....	46
BLOCK: EA-102B MODEL: HEATX.....	47
BLOCK: EA-103A MODEL: HEATX.....	48
BLOCK: EA-103B MODEL: HEATX.....	50
BLOCK: EA-104A MODEL: HEATX.....	51
BLOCK: EA-104B MODEL: HEATX.....	52
BLOCK: EA-105A MODEL: HEATX.....	53
BLOCK: EA-105B MODEL: HEATX.....	54
BLOCK: EA-106A MODEL: HEATX.....	56
BLOCK: EA-106B MODEL: HEATX.....	57
BLOCK: EA-107A MODEL: HEATX.....	58
BLOCK: EA-107B MODEL: HEATX.....	59
BLOCK: EA-107C MODEL: HEATX.....	60
BLOCK: EA-108C MODEL: HEATER.....	61
BLOCK: FA-101A MODEL: FSPLIT.....	64

PLANTA COMBINADA
TABLE OF CONTENTS

BLOCK: FA-102	MODEL: FSPLIT.....	64
BLOCK: FA-107	MODEL: FSPLIT.....	65
BLOCK: FA-108	MODEL: FSPLIT.....	65
BLOCK: GA-101	MODEL: PUMP.....	66
BLOCK: GA-103	MODEL: PUMP.....	66
BLOCK: GA-112	MODEL: PUMP.....	67
BLOCK: MIX-2	MODEL: MIXER.....	68
BLOCK: VAP	MODEL: MIXER.....	68
STREAM SECTION.....		69
AGUA CR-EA1 CR-EA2 CR-EA3 CR-EA4.....		69
CR-EA5 CR-EA6 CR-EA7 CR-EA8 CR-EB2.....		73
CR-EB3 CR-EB4 CR-EB5 CR-EB6 CR-EB7.....		77
CR-EB8 CR-EC7 CR-GA1 CRU-1 CRU-2.....		81
CRU-3 CRU-3A CRU-4 CRU-5 CRU-9.....		85
CRUD-1 GOL GOL-1 GOL-2 GOL-3.....		89
GOL-A GOL-B GOLV GOLV-A GOLV-B.....		93
GOLV1 GOP GOP-1 GOP-2 GOP-3.....		97
GOPV GOPV-A GOPV-B GOPV1 GOPV1-B.....		101
GOPV2-B GOPV2-C KER-EA KER-EAB KERO.....		105
LIG NAFT-12A NAFT-12B NAFT-6 NAFT-DES.....		109
RESID RESID-1 RESID-2 RESIDA RESV-A.....		113
RESV-B RESV-C RESV13 RESV TUR-EA.....		117
TURB VAP-1 VAP-2 VAP-3 VAP-4.....		121
VAP11.....		124
77 78.....		125
CRU-9 NAFT-12A TURB KERO GOL.....		126
RESID GOP GOL-1 GOP-1 GOLV.....		128
GOLV1 GOPV GOPV1 RESV-A LIG.....		130
RESV13.....		132

RUN CONTROL INFORMATION

THIS COPY OF ASPEN PLUS LICENSED TO U. NACIONAL AUTONOMA N.MEXICO

TYPE OF RUN: NEW

INPUT FILE NAME: COMB9.inp

OUTPUT PROBLEM DATA FILE NAME: COMB9 VERSION NO. 1
LOCATED IN: C:\ASPEN\DELIA\COMB9

PDF SIZE USED FOR INPUT TRANSLATION:
NUMBER OF FILE RECORDS (PSIZE) = 99999
NUMBER OF IN-CORE RECORDS = 400
PSIZE NEEDED FOR SIMULATION = 850

CALLING PROGRAM NAME: COMB9
LOCATED IN: COMB9

SIMULATION REQUESTED FOR ENTIRE FLOWSHEET

DESCRIPTION

SECCIONES DE DESTILACION ATMOSFERICA Y AL VACIO DE LA REFINERIA
MIGUEL HIDALGO EN TULA.

BLOCK STATUS

*
* ALL UNIT OPERATION BLOCKS WERE COMPLETED NORMALLY *
*
* ALL CONVERGENCE BLOCKS WERE COMPLETED NORMALLY *
*

ASPEN PLUS VER: DOS-386 REL: 8.5-6 INST: UNAM-PC 09/01/94 PAGE 10
PLANTA COMBINADA
FLOWSHEET SECTION

CONVERGENCE BLOCK: CONV1

TEAR STREAM : CRU-5 GOPV2-B
TOLERANCE USED: -0.100D-03 -0.100D-03
TRACE MOLEFRAC: 0.100D-05 0.100D-05

MAXIT = 30 WAIT = 2
METHOD: BROYDEN STATUS: CONVERGED
TOTAL NUMBER OF ITERATIONS: 5

*** ITERATION HISTORY ***

TEAR STREAMS:

ITERATION MAX-ERR/TOL STREAM ID VARIABLE

1	0.1771E+05	RESV13	PC835F MOLEFLOW
2	770.7	RESV13	PC955F MOLEFLOW
3	26.06	RESV13	PC865F MOLEFLOW
4	-4.993	RESV13	PC782F MOLEFLOW
5	4.235	RESV13	MASS ENTHALPY
6	-0.8171	RESV13	PC702F MOLEFLOW

BLOCK: BA-101 MODEL: HEATER (CONTINUED)

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE	F	682.00
OUTLET PRESSURE	PSI	26.300
HEAT DUTY	BTU/HR	0.35812E+09
VAPOR FRACTION		0.64318
1ST LIQUID/TOTAL LIQUID		1.0000

V-L1-L2 PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X1(I)	X2(I)	Y(I)	K1(I)	K2(I)
AGUA	0.549E-13	0.747E-17	1.00	0.854E-13	0.114E+05	61.4
PC116F	0.234E-01	0.113E-02	0.000E+00	0.358E-01		31.8
PC170F	0.401E-01	0.266E-02	0.000E+00	0.608E-01		22.9
PC214F	0.660E-01	0.561E-02	0.000E+00	0.995E-01		17.7
PC264F	0.618E-01	0.690E-02	0.000E+00	0.923E-01		13.4
PC313F	0.683E-01	0.983E-02	0.000E+00	0.101		10.2
PC362F	0.815E-01	0.151E-01	0.000E+00	0.118		7.83
PC392F	0.194E-01	0.425E-02	0.000E+00	0.278E-01		6.54
PC403F	0.190E-01	0.444E-02	0.000E+00	0.270E-01		6.09
PC414F	0.189E-01	0.472E-02	0.000E+00	0.267E-01		5.66
PC426F	0.193E-01	0.516E-02	0.000E+00	0.271E-01		5.25
PC437F	0.199E-01	0.570E-02	0.000E+00	0.277E-01		4.87
PC448F	0.204E-01	0.626E-02	0.000E+00	0.282E-01		4.50
PC461F	0.268E-01	0.894E-02	0.000E+00	0.367E-01		4.10
PC476F	0.260E-01	0.951E-02	0.000E+00	0.351E-01		3.69
PC491F	0.241E-01	0.972E-02	0.000E+00	0.321E-01		3.30
PC506F	0.218E-01	0.965E-02	0.000E+00	0.285E-01		2.95
PC521F	0.193E-01	0.944E-02	0.000E+00	0.248E-01		2.63
PC536F	0.173E-01	0.946E-02	0.000E+00	0.217E-01		2.29
PC550F	0.140E-01	0.845E-02	0.000E+00	0.171E-01		2.02
PC565F	0.122E-01	0.802E-02	0.000E+00	0.145E-01		1.80
PC576F	0.106E-01	0.735E-02	0.000E+00	0.125E-01		1.70
PC589F	0.945E-02	0.708E-02	0.000E+00	0.108E-01		1.52
PC602F	0.855E-02	0.698E-02	0.000E+00	0.942E-02		1.35
PC616F	0.788E-02	0.701E-02	0.000E+00	0.837E-02		1.19
PC626F	0.416E-02	0.393E-02	0.000E+00	0.428E-02		1.09
PC633F	0.404E-02	0.402E-02	0.000E+00	0.405E-02		1.01
PC640F	0.395E-02	0.414E-02	0.000E+00	0.384E-02		0.927
PC648F	0.373E-02	0.402E-02	0.000E+00	0.357E-02		0.888
PC655F	0.357E-02	0.395E-02	0.000E+00	0.336E-02		0.850
PC662F	0.347E-02	0.400E-02	0.000E+00	0.317E-02		0.792
PC677F	0.117E-01	0.147E-01	0.000E+00	0.994E-02		0.675
PC702F	0.119E-01	0.179E-01	0.000E+00	0.852E-02		0.477
PC732F	0.119E-01	0.207E-01	0.000E+00	0.694E-02		0.335
PC756F	0.116E-01	0.223E-01	0.000E+00	0.562E-02		0.252
PC782F	0.113E-01	0.238E-01	0.000E+00	0.441E-02		0.185
PC807F	0.117E-01	0.263E-01	0.000E+00	0.360E-02		0.137
PC835F	0.143E-01	0.346E-01	0.000E+00	0.303E-02		0.876E-01
PC865F	0.159E-01	0.401E-01	0.000E+00	0.240E-02		0.599E-01
PC896F	0.196E-01	0.512E-01	0.000E+00	0.204E-02		0.398E-01
PC925F	0.311E-01	0.831E-01	0.000E+00	0.225E-02		0.271E-01
PC955F	0.796E-01	0.216	0.000E+00	0.387E-02		0.179E-01
PC1036F	0.908E-01	0.252	0.000E+00	0.148E-02		0.588E-02

BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC

```

-----
INLETS  - CRU-9   COLUMN  1 STAGE  31
          VAP-1   COLUMN  1 STAGE  34
          VAP-3   COLUMN  3 STAGE  4
          VAP-2   COLUMN  2 STAGE  4
          VAP-4   COLUMN  4 STAGE  4
OUTLETS - NAFTA-12A COLUMN  1 STAGE  1
          RESID   COLUMN  1 STAGE  34
          TURB    COLUMN  2 STAGE  4
          KERO    COLUMN  3 STAGE  4
          GOL     COLUMN  4 STAGE  4
          GOP     COLUMN  1 STAGE  27
          AGUA    COLUMN  1 STAGE  1
  
```

PROPERTY OPTION SET: SYSOP2 SCATCHARD-HILDEBRAND / REDLICH-KWONG
 FREE WATER OPTION SET: SYSOP12 ASME STEAM TABLE
 SOLUBLE WATER OPTION: THE MAIN PROPERTY OPTION SET (SYSOP2).

```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
                                IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
MOLE (LBMOL/HR)                11031.2        11031.2        0.000000E+00
MASS (LB/HR )                   0.182640E+07   0.182640E+07   0.000000E+00
ENTHALPY (BTU/HR )              0.131526E+09  -0.210776E+09   1.62401
  
```

 INPUT DATA *****

FREE WATER CALCULATIONS PERFORMED

**** INPUT PARAMETERS ****

```

ALGORITHM OPTION                SUM-RATES
NUMBER OF INTERLINKED COLUMNS 4
TOTAL NUMBER OF STAGES          46
NUMBER OF INTERCONNECTING STREAMS 8
INITIALIZATION OPTION           CRUDE
HYDRAULIC PARAMETER CALCULATIONS NO
INSIDE LOOP CONVERGENCE METHOD    NEWTON
DESIGN SPEC METHOD                SIMULT
MAXIMUM NO. OF OUTSIDE LOOP ITERATIONS 25
MAXIMUM NO. OF INSIDE LOOP ITERATIONS 10
MAXIMUM NO. OF FLASH ITERATIONS  50
FLASH TOLERANCE                  0.000100000
OUTSIDE LOOP TOLERANCE           0.000100000
  
```

BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC (CONTINUED)

**** COL-SPECS ****

COLUMN 1 :
 NUMBER OF STAGES 34
 REBOILER DUTY BTU/HR 0.0
 VAPOR DISTIL / TOTAL DISTIL MASS FLOW 0.0
 DISTILLATE RATE LB/HR 303,900.
 REFLUX SUBCOOLED TEMP F 114.000

COLUMN 2 :
 NUMBER OF STAGES 4
 CONDENSER DUTY BTU/HR 0.0
 REBOILER DUTY BTU/HR 0.0

COLUMN 3 :
 NUMBER OF STAGES 4
 CONDENSER DUTY BTU/HR 0.0
 REBOILER DUTY BTU/HR 0.0

COLUMN 4 :
 NUMBER OF STAGES 4
 CONDENSER DUTY BTU/HR 0.0
 REBOILER DUTY BTU/HR 0.0

**** COLUMN CONNECTIVITY ****

STREAM	SOURCE		DESTINATION		TYPE
	COLUMN	STAGE	COLUMN	STAGE	
1	2	1	1	6	NET VAPOR
2	1	10	2	1	LIQUID SIDE-DRAW
3	3	1	1	15	NET VAPOR
4	1	16	3	1	LIQUID SIDE-DRAW
5	4	1	1	21	NET VAPOR
6	1	22	4	1	LIQUID SIDE-DRAW
7	1	22	1	17	LIQUID SIDE-DRAW
8	1	27	1	23	LIQUID SIDE-DRAW

**** PRESSURE SPECIFICATIONS ****

COLUMN	STAGE	P-SPEC	PSI
1	1		18.5000
1	2		20.5000
1	10		22.5000
1	17		23.9000
1	23		24.8000
1	30		26.3000
1	34		26.7000
2	1		21.8000
3	1		23.6000
4	1		24.6000

BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC (CONTINUED)

**** LIQUID FLOW SPECIFICATIONS ****

COLUMN	STAGE	SPECIFICATION FLOW	VARIABLE	
			HEAT DUTY COLUMN	FLOW FOR IC-STREAM STAGE
2	4	0.17700E+06 LB/HR		2
3	4	0.21670E+06 LB/HR		4
4	4	0.12330E+06 LB/HR		6

**** STAGE VAPORIZATION EFFICIENCY ****

COLUMN	STAGE	EFFICIENCY
1	2	0.67000
1	3	0.67000
1	4	0.67000
1	5	0.67000
1	6	0.67000
1	7	0.67000
1	8	0.67000
1	9	0.67000
1	10	0.57000
1	11	0.57000
1	12	0.57000
1	13	0.57000
1	14	0.57000
1	15	0.57000
1	16	0.50000
1	17	0.50000
1	18	0.50000
1	19	0.50000
1	20	0.50000
1	21	0.50000
1	22	0.50000
1	23	0.75000
1	24	0.75000
1	25	0.75000
1	26	0.75000
1	27	0.75000
1	31	0.50000
1	32	0.50000
1	33	0.50000
1	34	0.50000
2	1	0.50000
2	2	0.50000
2	3	0.50000
2	4	0.50000
3	1	0.50000
3	2	0.50000
3	3	0.50000
3	4	0.50000
4	1	0.50000

BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC (CONTINUED)
 4 2 0.50000
 4 3 0.50000
 4 4 0.50000

**** TEMPERATURE ESTIMATES ****

COLUMN	1	STAGE	1	T-EST	F
	1		2		100.000
	1		10		307.000
	1		16		431.000
	1		22		477.000
	1		27		557.000
	1		31		611.000
	1		34		682.000
	2		1		651.200
	2		4		440.000
	3		1		429.000
	3		4		476.600
	4		1		474.800
	4		4		584.600
	4		4		555.800

BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC (CONTINUED)

 ***** RESULTS *****

**** CONNECTING STREAM CONDITIONS (AT HEATER/COOLER OUTLET) ****

STREAM	SOURCE			DESTINATION		PRESSURE PSI	VFRAC
	COLUMN	STAGE	PHASE	COLUMN	STAGE		
1	2	1	V	1	6	21.8000	1.0000
2	1	10	L	2	1	22.5000	0.0
3	3	1	V	1	15	23.6000	1.0000
4	1	16	L	3	1	23.7000	0.0
5	4	1	V	1	21	24.6000	1.0000
6	1	22	L	4	1	24.6500	0.0
7	1	22	L	1	17	24.6500	0.0
8	1	27	L	1	23	25.6571	0.0

STREAM	MOLE FLOW LBMOL/HR	MASS FLOW LB/HR	STDVOL FLOW BBL/DAY	TEMPERATURE F	DUTY BTU/HR
1	359.4270	3.1393+04	2633.8958	448.3679	
2	1265.7166	2.0549+05	1.7228+04	452.6691	
3	669.6409	5.8298+04	4816.8044	498.4925	
4	1435.6810	2.6900+05	2.1995+04	507.0123	
5	244.0647	2.4620+04	2013.4847	568.3815	
6	661.1295	1.4592+05	1.1632+04	574.1153	
7	1099.9999	2.4278+05	1.9354+04	250.0000	-4.8698+07
8	1099.9996	2.9191+05	2.2387+04	327.0000	-5.7372+07

**** MANIPULATED VARIABLES ****

DISTILLATE RATE OF COLUMN 1 LB/HR 304,550.

**** DESIGN SPECIFICATIONS ****

NO	SPEC-TYPE	UNIT	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE	ABSOLUTE ERROR
1	PROP	F	362.00	362.00	0.25023E-06

BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC (CONTINUED)

 ***** COLUMN 1 : *****

TOP STAGE TEMPERATURE	F	214.481
BOTTOM STAGE TEMPERATURE	F	664.930
TOP STAGE LIQUID FLOW	LBMOL/HR	6,000.47
BOTTOM STAGE LIQUID FLOW	LBMOL/HR	2,461.09
BOTTOM STAGE VAPOR FLOW	LBMOL/HR	2,528.09
MOLAR REFLUX RATIO (ORGANIC PHASE)		1.22240
CONDENSER DUTY (W/O SUBCOOL)	BTU/HR	-0.188836+09
REBOILER DUTY	BTU/HR	0.0
RATE OF FREE WATER DECANDED	LBMOL/HR	3,005.79
RATE OF FREE WATER REFLUX	LBMOL/HR	0.0
SUBCOOLED DIST/REFLUX TEMP	F	100.481
SUBCOOLED DIST/REFLUX DUTY	BTU/HR	-0.473955+08

**** PROFILES ****

STAGE	TEMPERATURE F	PRESSURE PSI	ENTHALPY BTU/LBMOL		HEAT DUTY BTU/HR
			LIQUID	VAPOR	
1	214.48	18.500	-9650.5	-54935.	-1.88884+09
SUBC	100.48	18.500	-16513.		-1.47395+08
2	337.23	20.500	-1698.7	-25669.	
3	377.63	20.750	1711.1	-17810.	
4	393.89	21.000	3235.5	-15989.	
5	403.69	21.250	4218.6	-15365.	
6	411.45	21.500	5040.0	-15098.	
7	418.40	21.750	5799.6	-14382.	
8	425.21	22.000	6582.7	-14251.	
9	432.80	22.250	7499.1	-14197.	
10	452.67	22.500	9760.6	-14919.	
11	464.25	22.700	11317.	-13935.	
12	472.63	22.900	12516.	-13899.	
13	479.33	23.100	13517.	-13947.	
14	485.22	23.300	14451.	-14048.	
15	491.25	23.500	15506.	-14228.	
16	507.01	23.700	17913.	-13533.	
17	520.26	23.900	20989.	-13733.	-1.48698+08
18	547.49	24.050	25199.	-4301.7	
19	557.12	24.200	26981.	-2787.4	
20	562.77	24.350	28193.	-2410.9	
21	567.69	24.500	29379.	-2347.1	
22	574.12	24.650	31003.	-1901.1	
23	569.63	24.800	32569.	-780.32	-1.57372+08
24	599.58	25.014	38651.	7162.3	
25	613.83	25.229	41791.	8988.0	
26	623.78	25.443	43948.	9534.8	
27	633.89	25.657	46087.	9458.4	

BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC (CONTINUED)

STAGE	TEMPERATURE F	PRESSURE PSI	ENTHALPY BTU/LBMOL		HEAT DUTY BTU/HR
			LIQUID	VAPOR	
28	652.82	25.871	50127.	8245.3	
29	667.92	26.086	53995.	7020.9	
30	679.21	26.300	58007.	5900.8	
31	677.01	26.400	64315.	-67625.	
32	674.47	26.500	64558.	-79639.	
33	671.83	26.600	64423.	-85412.	
34	664.93	26.700	63224.	-90366.	

STAGE	FLOW RATE LBMOL/HR		FEED RATE LBMOL/HR			PRODUCT RATE LBMOL/HR	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	6000.	0.0000E+00					
SUBC	6000.					5705.6144	
2	4659.	9006.					
3	4827.	0.1036E+05					
4	4785.	0.1053E+05					
5	4687.	0.1049E+05					
6	4547.	0.1039E+05		359.4270			
7	4439.	9893.					
8	4298.	9786.					
9	3811.	9644.					
10	3828.	9157.				1265.7166	
11	2417.	9174.					
12	2291.	9029.					
13	2175.	8903.					
14	2049.	8787.					
15	1693.	8661.		669.6409			
16	1516.	7635.				1435.6810	
17	2462.	7458.	1099.9999				
18	2565.	8740.					
19	2522.	8842.					
20	2441.	8800.					
21	2303.	8719.		244.0647			
22	2479.	8337.				1761.1295	
23	2763.	8513.	1099.9996				
24	2778.	9458.					
25	2668.	9473.					
26	2481.	9363.					
27	2046.	9176.				1269.8279	0.1716
28	455.3	8741.					
29	222.6	8420.					
30	187.0	8188.		5158.1515			
31	2778.	2994.	2866.6120				
32	2669.	2718.					
33	2588.	2609.					
34	2461.	2528.			2401.3322	2460.8344	0.2523

BLOCK: DA-102 MODEL: MULTIFRAC (CONTINUED)

 ***** COLUMN 2 : *****

TOP STAGE TEMPERATURE	F	448.368
BOTTOM STAGE TEMPERATURE	F	427.923
TOP STAGE LIQUID FLOW	LBMOL/HR	1,229.43
BOTTOM STAGE LIQUID FLOW	LBMOL/HR	1,067.32
BOTTOM STAGE VAPOR FLOW	LBMOL/HR	255.802
CONDENSER DUTY (W/O SUBCOOL)	BTU/HR	0.0
REBOILER DUTY	BTU/HR	0.0

**** PROFILES ****

STAGE	TEMPERATURE F	PRESSURE PSI	ENTHALPY BTU/LBMOL		HEAT DUTY BTU/HR
			LIQUID	VAPOR	
1	448.37	21.800	9342.5	-31917.	
2	444.41	21.800	8950.7	-38187.	
3	439.05	21.800	8410.1	-44703.	
4	427.92	21.800	7271.0	-54936.	

STAGE	FLOW RATE LBMOL/HR		FEED RATE LBMOL/HR			PRODUCT RATE LBMOL/HR	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	1229.	359.4	1265.7166				359.4270
2	1199.	323.1					
3	1162.	292.9					
4	1067.	255.8			161.0324	1067.0820	0.2400

BLOCK: EA-101A MODEL: HEATX

 HOT SIDE:

INLET STREAM: TURB
 OUTLET STREAM: TUR-EA
 PROPERTY OPTION SET: SYSOP2 SCATCHARD-HILDEBRAND / REDLICH-KWONG
 FREE WATER OPTION SET: SYSOP12 ASME STEAM TABLE
 SOLUBLE WATER OPTION: THE MAIN PROPERTY OPTION SET (SYSOP2).

COLD SIDE:

INLET STREAM: CRU-1
 OUTLET STREAM: CR-EA1
 PROPERTY OPTION SET: SYSOP2 SCATCHARD-HILDEBRAND / REDLICH-KWONG
 FREE WATER OPTION SET: SYSOP12 ASME STEAM TABLE
 SOLUBLE WATER OPTION: THE MAIN PROPERTY OPTION SET (SYSOP2).

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (LBMOL/HR)	5910.76	5910.76	0.000000E+00
MASS (LB/HR)	0.113637E+07	0.113637E+07	0.000000E+00
ENTHALPY (BTU/HR)	-0.142154E+09	-0.142154E+09	-0.209649E-15

*** INPUT DATA ***

FLASH SPECS FOR HOT SIDE:

TWO PHASE FLASH
 FREE WATER CONSIDERED
 MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
 CONVERGENCE TOLERANCE 0.000100000

FLASH SPECS FOR COLD SIDE:

TWO PHASE FLASH
 FREE WATER CONSIDERED
 MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
 CONVERGENCE TOLERANCE 0.000100000

BLOCK: FA-101A MODEL: FSPLIT

 INLET STREAM: CR-GA1
 OUTLET STREAMS: CRU-1 CRU-2
 PROPERTY OPTION SET: SYSOP2 SCATCHARD-HILDEBRAND / REDLICH-KWONG
 FREE WATER OPTION SET: SYSOP12 ASME STEAM TABLE
 SOLUBLE WATER OPTION: THE MAIN PROPERTY OPTION SET (SYSOP2).

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (LBMOL/HR)	9686.87	9686.87	0.000000E+00
MASS (LB/HR)	0.191874E+07	0.191874E+07	0.000000E+00
ENTHALPY (BTU/HR)	-0.299828E+09	-0.299828E+09	0.000000E+00

*** INPUT DATA ***

FRACTION OF FLOW STRM=CRU-1 FRAC= 0.50000

*** RESULTS ***

STREAM= CRU-1 SPLIT= 0.50000 KEY= 0
 CRU-2 0.50000 0

BLOCK: FA-102 MODEL: FSPLIT

 INLET STREAM: NAFTA-12A
 OUTLET STREAMS: NAFTA-12B NAFTA-6
 PROPERTY OPTION SET: SYSOP2 SCATCHARD-HILDEBRAND / REDLICH-KWONG
 FREE WATER OPTION SET: SYSOP12 ASME STEAM TABLE
 SOLUBLE WATER OPTION: THE MAIN PROPERTY OPTION SET (SYSOP2).

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (LBMOL/HR)	2699.82	2699.82	0.000000E+00
MASS (LB/HR)	304566.	304566.	0.191117E-15
ENTHALPY (BTU/HR)	-0.445817E+08	-0.445817E+08	-0.167122E-15

*** INPUT DATA ***

MOLE-FLOW (LBMOL/HR) STRM=NAFT-6 FLOW= 857.000 KEY= 0

*** RESULTS ***

STREAM= NAFTA-12B SPLIT= 0.68257 KEY= 0
 NAFTA-6 0.31743 0

BLOCK: GA-101 MODEL: PUMP

 INLET STREAM: CRU-1
 OUTLET STREAM: CR-GA1
 PROPERTY OPTION SET: SYSOP2 SCATCHARD-HILDEBRAND / REDLICH-KWONG
 FREE WATER OPTION SET: SYSOP12 ASME STEAM TABLE
 SOLUBLE WATER OPTION: THE MAIN PROPERTY OPTION SET (SYSOP2).

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (LBMOL/HR)	9686.87	9686.87	0.000000E+00
MASS (LB/HR)	0.191874E+07	0.191874E+07	0.000000E+00
ENTHALPY (BTU/HR)	-0.301578E+09	-0.299828E+09	-0.580067E-02

*** INPUT DATA ***

OUTLET PRESSURE (PSI)	245.000
PUMP EFFICIENCY	0.95000
DRIVER EFFICIENCY	1.00000

FLASH SPECIFICATIONS:
 LIQUID PHASE CALCULATION
 NO FLASH PERFORMED
 FREE WATER CONSIDERED
 MAXIMUM NUMBER OF ITERATIONS 30
 TOLERANCE 0.000100000

*** RESULTS ***

VOLUMETRIC FLOW RATE (BBL/DAY)	164,266.
PRESSURE CHANGE (PSI)	233.700
FLUID POWER (HP)	653.146
BRAKE POWER (HP)	687.522
ELECTRICITY (KW)	512.685
PUMP EFFICIENCY USED	0.95000
NET WORK (HP)	-687.522

BLOCK: GA-103 MODEL: PUMP

 INLET STREAM: CRU-4
 OUTLET STREAM: CRU-5
 PROPERTY OPTION SET: SYSOP4 PENG-ROBINSON EQUATION OF STATE
 FREE WATER OPTION SET: SYSOP12 ASME STEAM TABLE
 SOLUBLE WATER OPTION: THE MAIN PROPERTY OPTION SET (SYSOP4).

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (LBMOL/HR)	8024.78	8024.76	0.199476E-05
MASS (LB/HR)	0.177225E+07	0.177224E+07	0.149532E-05
ENTHALPY (BTU/HR)	0.713719E+08	0.733423E+08	-0.268663E-01

CRU-3 CRU-3A CRU-4 CRU-5 CRU-9

STREAM ID	CRU-3	CRU-3A	CRU-4	CRU-5	CRU-9
FROM :	EA-108C	MIX-2	DA-101	GA-103	BA-101
TO :	DA-101	EA-108C	GA-103	BA-101	DA-102
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: LB/HR					
AGUA	0.0	0.0	7.9537-09	7.9410-09	7.9410-09
PC116F	4.6347+04	4.6347+04	1.3869+04	1.3870+04	1.3870+04
PC170F	6.7442+04	6.7442+04	2.7511+04	2.7511+04	2.7511+04
PC214F	9.8689+04	9.8689+04	5.0908+04	5.0908+04	5.0908+04
PC264F	8.2045+04	8.2045+04	5.4317+04	5.4317+04	5.4317+04
PC313F	7.9965+04	7.9965+04	6.7912+04	6.7911+04	6.7911+04
PC362F	8.3854+04	8.3854+04	9.1376+04	9.1374+04	9.1374+04
PC392F	2.0818+04	2.0818+04	2.3366+04	2.3366+04	2.3366+04
PC403F	2.1598+04	2.1598+04	2.3463+04	2.3463+04	2.3463+04
PC414F	2.2972+04	2.2972+04	2.3955+04	2.3955+04	2.3955+04
PC426F	2.4768+04	2.4768+04	2.5156+04	2.5156+04	2.5156+04
PC437F	2.6506+04	2.6506+04	2.6631+04	2.6631+04	2.6631+04
PC448F	2.7976+04	2.7976+04	2.8012+04	2.8012+04	2.8012+04
PC461F	3.7967+04	3.7967+04	3.7977+04	3.7977+04	3.7977+04
PC476F	3.8026+04	3.8026+04	3.8027+04	3.8027+04	3.8027+04
PC491F	3.6543+04	3.6543+04	3.6543+04	3.6543+04	3.6543+04
PC506F	3.4070+04	3.4070+04	3.4070+04	3.4070+04	3.4070+04
PC521F	3.1263+04	3.1263+04	3.1263+04	3.1263+04	3.1263+04
PC536F	2.8645+04	2.8645+04	2.8645+04	2.8645+04	2.8645+04
PC550F	2.3499+04	2.3499+04	2.3499+04	2.3499+04	2.3499+04
PC565F	2.1617+04	2.1617+04	2.1617+04	2.1617+04	2.1617+04
PC576F	1.9874+04	1.9874+04	1.9874+04	1.9874+04	1.9874+04
PC589F	1.8108+04	1.8108+04	1.8108+04	1.8108+04	1.8108+04
PC602F	1.6816+04	1.6816+04	1.6816+04	1.6816+04	1.6816+04
PC616F	1.5898+04	1.5898+04	1.5898+04	1.5898+04	1.5898+04
PC626F	8561.5299	8561.5299	8561.5299	8561.5299	8561.5299
PC633F	8347.1223	8347.1223	8347.1223	8347.1223	8347.1223
PC640F	8209.9081	8209.9081	8209.9081	8209.9081	8209.9081
PC648F	8049.4418	8049.4418	8049.4418	8049.4418	8049.4418
PC655F	7917.8431	7917.8431	7917.8431	7917.8431	7917.8431
PC662F	7824.5952	7824.5952	7824.5952	7824.5952	7824.5952
PC677F	2.6860+04	2.6860+04	2.6860+04	2.6860+04	2.6860+04
PC702F	2.6642+04	2.6642+04	2.6642+04	2.6642+04	2.6642+04
PC732F	2.6814+04	2.6814+04	2.6814+04	2.6814+04	2.6814+04
PC756F	2.7099+04	2.7099+04	2.7099+04	2.7099+04	2.7099+04
PC782F	2.7700+04	2.7700+04	2.7700+04	2.7700+04	2.7700+04
PC807F	2.9170+04	2.9170+04	2.9170+04	2.9170+04	2.9170+04
PC835F	3.7006+04	3.7006+04	3.7006+04	3.7006+04	3.7006+04
PC865F	4.2423+04	4.2423+04	4.2423+04	4.2423+04	4.2423+04
PC896F	5.4165+04	5.4165+04	5.4165+04	5.4165+04	5.4165+04
PC925F	9.0507+04	9.0507+04	9.0507+04	9.0507+04	9.0507+04
PC955F	2.4859+05	2.4859+05	2.4859+05	2.4859+05	2.4859+05
PC1036F	3.0755+05	3.0755+05	3.0755+05	3.0755+05	3.0755+05
TOTAL FLOW:					
LB MOL/HR	9686.8671	9686.8671	8024.7795	8024.7635	8024.7635
LB/HR	1.9187+06	1.9187+06	1.7722+06	1.7722+06	1.7722+06
BBL/DAY	1.6366+06	1.9993+05	2.2754+05	2.0233+05	1.0027+07

STATE VARIABLES:

TEMP	F	444.2892	460.1979	435.2176	441.3853	682.0000
PRES	PSI	51.8000	150.0000	45.3000	235.3000	26.3000
VFRAC		0.2008	0.0	0.0	0.0	0.6431
LFRAC		0.7991	1.0000	1.0000	1.0000	0.3568
SFRAC		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:						
	BTU/LBMOL	1.1591+04	1.1591+04	8893.9343	9139.4333	5.3767+04
	BTU/LB	58.5177	58.5177	40.2719	41.3835	243.4565
	BTU/HR	1.1228+08	1.1228+08	7.1372+07	7.3342+07	4.3146+08
ENTROPY:						
	BTU/LBMOL-R	35.9366	33.8695	29.2555	31.1089	78.7982
	BTU/LB-R	0.1814	0.1709	0.1324	0.1408	0.3568
DENSITY:						
	LBMOL/CUFT	2.5300-02	0.2071	0.1507	0.1695	3.4210-03
	LB/CUFT	5.0113	41.0225	33.2938	37.4413	0.7555
	AVG MW	198.0762	198.0762	220.8467	220.8468	220.8468

MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:

*** ALL PHASES ***						
AVAILMX	BTU/HR	-7.4542+07	-6.3796+07	-5.4622+07	-6.0634+07	9.2108+07
APISTD		29.7223	29.7223	27.1219	27.1218	27.1218
CPMX	BTU/LB-R	0.6265	0.6433	0.6260	0.6155	0.6796

CRU-9 NAFT-12A TURB KERO GOL

STREAM ID	CRU-9	NAFT-12A	TURB	KERO	GOL
FROM :	BA-101	DA-102	DA-102	DA-102	DA-102
TO :	DA-102	FA-102	EA-101A	EA-102A	EA-103A

SUBSTREAM: MIXED

PHASE:

COMPONENTS: LBMOL/HR

	MIXED	LIQUID	MIXED	MIXED	MIXED
AGUA	4.4080-10	1.9944-02	7.5713-02	8.4898-02	3.4553-02
PC116F	187.8949	187.6516	6.3900-02	8.6578-03	3.6850-03
PC170F	321.6104	320.4562	0.6312	8.8517-02	3.2130-02
PC214F	529.7248	524.4373	3.6379	0.6078	0.1756
PC264F	496.2786	480.7394	11.1210	2.7149	0.6056
PC313F	548.2030	501.3466	31.6046	11.3599	2.2436
PC362F	653.9418	509.5123	94.5816	39.3240	7.6895
PC392F	155.6886	83.0938	52.4945	16.0318	3.1871
PC403F	152.1862	53.5293	74.9468	18.9554	3.7888
PC414F	151.2744	25.6722	97.2764	22.6902	4.5494
PC426F	154.7054	9.4215	110.5901	27.8438	5.5815
PC437F	159.5295	2.8909	113.8435	34.4163	6.8685
PC448F	163.4795	0.7999	110.1785	42.3287	8.3644
PC461F	215.1059	0.2163	129.5733	69.0408	13.3838
PC476F	208.2888	3.2413-02	102.9864	85.5790	16.1284
PC491F	193.6137	4.2103-03	69.9112	100.7364	18.6641
PC506F	174.6566	4.6001-04	38.6113	109.8931	21.0380
PC521F	155.1124	4.1722-05	16.9018	108.6558	23.4998
PC536F	138.9975	3.0278-06	5.8400	98.7220	26.8819
PC550F	112.3890	2.5782-07	1.8112	75.6100	26.7881
PC565F	97.7271	1.2386-08	0.4315	58.2476	29.8242
PC576F	85.3536	1.4947-09	0.1505	45.7027	30.2182
PC589F	75.8050	1.2613-10	4.2959-02	34.6649	30.7730
PC602F	68.6302	9.4227-12	1.1403-02	26.0433	30.8713
PC616F	63.2646	6.4348-13	2.8731-03	19.4698	30.3388
PC626F	33.3538	4.5689-14	5.5309-04	8.6651	16.3798
PC633F	32.3942	1.0077-14	2.5380-04	7.3682	15.9063
PC640F	31.6846	2.0611-15	1.1193-04	6.2269	15.3758
PC648F	29.9711	4.4331-16	5.0362-05	5.1751	14.4607
PC655F	28.6356	1.0743-16	2.4039-05	4.3577	13.6057
PC662F	27.8279	2.1937-17	1.0433-05	3.6064	12.7305
PC677F	93.4946	2.8589-18	6.3994-06	8.4001	37.8708
PC702F	95.1881	1.0524-20	3.1409-07	4.0074	26.8567
PC732F	95.2288	1.7071-23	9.5002-09	1.5724	16.2307
PC756F	92.9236	4.0227-26	3.4765-10	0.6182	9.4357
PC782F	90.8366	3.9717-29	7.6965-12	0.1990	4.6862
PC807F	93.7951	1.1707-31	2.7854-13	6.6837-02	2.2553
PC835F	114.7925	0.0	8.3481-16	9.4711-03	0.5873
PC865F	127.3416	0.0	7.2737-18	1.3787-03	0.1342
PC896F	157.1642	0.0	4.1961-20	1.5818-04	2.4837-02
PC925F	249.5643	0.0	2.7591-22	2.2006-05	5.6248-03
PC955F	638.6962	0.0	1.4727-24	3.6797-06	1.6308-03
PC1036F	728.4073	0.0	4.8921-31	4.0217-09	6.4748-06

MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:

CRU-9 NAFT-12A TURB KERO GOL (CONTINUED)

STREAM ID		CRU-9	NAFT-12A	TURB	KERO	GOL
*** DRY TOTAL ***						
D86CRV	F					
	0.0 %	184.6361	160.7757	324.8038	379.2672	423.0437
	5.0000 %	268.8308	200.7845	383.2866	437.8514	485.4180
	10.0000 %	307.9481	217.8213	408.5272	462.9770	512.1989
	30.0000 %	461.6017	257.0970	428.2121	493.7216	564.4227
	50.0000 %	631.9817	294.0624	439.4259	511.1911	591.9573
	70.0000 %	866.3031	328.8005	452.5563	531.4180	622.7041
	90.0000 %	946.5459	362.0000	473.6912	574.0296	669.8179
	95.0000 %	985.0965	378.0601	490.2221	610.8518	706.6989
	100.0000 %	1023.6472	394.1202	506.7529	647.6739	743.5799

RESID GOP GOL-1 GOP-1 GOLV

STREAM ID	RESID	GOP	GOL-1	GOP-1	GOLV
FROM :	DA-102	DA-102	----	----	----
TO :	GA-112	----	EA-105A	EA-106A	EA-104A

SUBSTREAM: MIXED

PHASE:

COMPONENTS: LBMOL/HR

	MIXED	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
AGUA	0.4308	3.5084-03	0.0	0.0	0.0
PC116F	4.8558-05	0.1670	0.0	0.0	0.0
PC170F	4.2787-04	0.4018	0.0	0.0	0.0
PC214F	2.4882-03	0.8636	0.0	0.0	0.0
PC264F	9.2803-03	1.0883	0.0	0.0	0.0
PC313F	3.7237-02	1.6108	0.0	0.0	0.0
PC362F	0.1622	2.6719	0.0	0.0	0.0
PC392F	8.9778-02	0.7915	0.0	0.0	0.0
PC403F	0.1218	0.8439	0.0	0.0	0.0
PC414F	0.1687	0.9173	0.0	0.0	0.0
PC426F	0.2407	1.0276	0.0	0.0	0.0
PC437F	0.3467	1.1633	0.0	0.0	0.0
PC448F	0.4961	1.3117	0.0	0.0	0.0
PC461F	0.9587	1.9328	0.0	0.0	0.0
PC476F	1.4271	2.1353	0.0	0.0	0.0
PC491F	2.0235	2.2741	0.0	0.0	0.0
PC506F	2.7524	2.3612	0.0	0.0	0.0
PC521F	3.6292	2.4256	0.0	0.0	0.0
PC536F	4.9991	2.5543	0.0	0.0	0.0
PC550F	5.7892	2.3903	0.0	0.0	0.0
PC565F	6.7393	2.4843	22.7977	0.0	2.4013
PC576F	6.8216	2.4604	261.1330	0.0	13.3185
PC589F	7.7367	2.5873	249.8957	0.0	14.6842
PC602F	8.8565	2.8476	230.0231	0.0	16.6117
PC616F	10.1682	3.2849	214.0817	0.0	19.5063
PC626F	6.2219	2.0863	146.5235	0.0	14.0561
PC633F	6.7853	2.3341	105.4451	0.0	20.9106
PC640F	7.4245	2.6571	80.0222	0.0	24.8155
PC648F	7.4326	2.9025	34.7048	99.3572	19.5576
PC655F	7.5077	3.1644	0.0	259.6039	18.6037
PC662F	7.9356	3.5552	0.0	304.0798	18.2311
PC677F	31.6951	15.5285	0.0	661.6653	63.4981
PC702F	43.8122	20.5117	0.0	55.3129	72.5955
PC732F	55.5779	21.8476	0.0	0.0	95.7420
PC756F	63.2053	19.6643	0.0	0.0	148.1474
PC782F	70.7320	15.2193	0.0	0.0	248.0394
PC807F	80.9445	10.5284	0.0	0.0	169.6722
PC835F	109.3049	4.8908	0.0	0.0	114.2586
PC865F	125.4766	1.7293	0.0	0.0	60.5627
PC896F	156.6325	0.5067	0.0	0.0	0.0
PC925F	249.3766	0.1820	0.0	0.0	0.0
PC955F	638.6062	8.8390-02	0.0	0.0	0.0
PC1036F	728.4061	1.1967-03	0.0	0.0	0.0

MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:

RESID GOP GOL-1 GOP-1 GOLV (CONTINUED)

STREAM ID	RESID	GOP	GOL-1	GOP-1	GOLV
*** DRY TOTAL ***					
D86CRV F					
0.0 %	583.8322	346.4147	578.1829	641.6009	614.6685
5.0000 %	696.3798	482.7968	580.8885	644.2601	645.1621
10.0000 %	747.1387	549.3727	581.9475	645.3006	657.5281
30.0000 %	867.6669	663.6068	586.9108	647.8631	719.7646
50.0000 %	892.0416	691.0051	594.1191	651.0924	744.3890
70.0000 %	919.5969	719.2363	603.0632	655.9986	759.5600
90.0000 %	987.3416	757.0997	612.9392	667.9313	790.5507
95.0000 %	1015.3185	787.7679	618.3246	671.3216	805.7805
100.0000 %	1043.2954	818.4361	623.7100	674.7120	821.0104

GOLV1 GOPV GOPV1 RESV-A LIG

STREAM ID	GOLV1	GOPV	GOPV1	RESV-A	LIG
FROM :	DA-201	----	DA-201	DA-201	DA-201
TO :	----	EA-107A	----	B7	----
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR
COMPONENTS: LBMOL/HR					
AGUA	8.1546-05	0.0	4.8071-05	1.9501-04	67.0416
PC116F	4.6837-08	0.0	1.2438-08	4.4351-08	4.8462-05
PC170F	6.6635-07	0.0	1.5509-07	5.4661-07	4.2660-04
PC214F	5.8381-06	0.0	1.1803-06	4.1231-06	2.4777-03
PC264F	3.5897-05	0.0	5.9261-06	2.0502-05	9.2216-03
PC313F	2.4472-04	0.0	3.1522-05	1.0799-04	3.6871-02
PC362F	2.0182-03	0.0	1.8708-04	6.1692-04	0.1595
PC392F	2.1836-03	0.0	1.2676-04	4.0897-04	8.7130-02
PC403F	4.4820-03	0.0	1.8637-04	5.9629-04	0.1166
PC414F	1.0533-02	0.0	2.8018-04	8.8898-04	0.1572
PC426F	2.7778-02	0.0	4.3438-04	1.3667-03	0.2114
PC437F	7.5724-02	0.0	6.8088-04	2.1244-03	0.2685
PC448F	0.1922	0.0	1.0623-03	3.2868-03	0.3001
PC461F	0.6000	0.0	2.2725-03	6.9629-03	0.3506
PC476F	1.1865	0.0	3.8054-03	1.1532-02	0.2273
PC491F	1.8787	0.0	6.0869-03	1.8241-02	0.1236
PC506F	2.6530	0.0	9.3677-03	2.7761-02	6.7109-02
PC521F	3.5403	0.0	1.4016-02	4.1071-02	4.0990-02
PC536F	4.8922	0.0	2.2427-02	6.4979-02	3.0782-02
PC550F	5.6650	0.0	2.9814-02	8.5568-02	2.3745-02
PC565F	6.5908	0.0	3.9147-02	0.1108	1.7853-02
PC576F	6.6677	0.0	4.2258-02	0.1184	1.3870-02
PC589F	7.5474	0.0	5.3987-02	0.1498	1.1612-02
PC602F	8.6175	0.0	7.0154-02	0.1927	9.7315-03
PC616F	9.8618	0.0	9.1963-02	0.2498	8.1173-03
PC626F	6.0177	0.0	6.2139-02	0.1674	3.8974-03
PC633F	6.5449	0.0	7.3750-02	0.1975	3.5241-03
PC640F	7.1396	0.0	8.8110-02	0.2346	3.1735-03
PC648F	7.1366	0.0	9.2188-02	0.2436	2.6760-03
PC655F	7.1968	0.0	9.7464-02	0.2557	2.3073-03
PC662F	7.5838	0.0	0.1109	0.2893	2.0348-03
PC677F	30.0485	0.0	0.5253	1.3516	5.5571-03
PC702F	40.5533	0.0	1.0560	2.6641	3.9199-03
PC732F	49.6766	34.7217	1.9495	4.7849	2.3517-03
PC756F	54.3500	80.3065	2.9886	7.1061	1.3252-03
PC782F	57.4463	120.9559	4.6222	10.4955	6.5772-04
PC807F	60.6182	219.1772	7.3498	15.7211	3.8529-04
PC835F	65.8416	271.8652	18.0361	30.8060	1.3582-04
PC865F	49.4583	316.5589	36.9539	47.3283	4.9889-05
PC896F	28.3069	414.2222	63.8541	78.1099	1.3437-05
PC925F	20.8272	361.6591	100.1556	155.5542	4.5644-06
PC955F	24.0470	303.6660	214.7048	484.4394	2.2194-06
PC1036F	2.2509	861.0384	81.7134	780.7608	2.7060-08

MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:

GOLV1 GOPV GOPV1 RESV-A LIG (CONTINUED)

STREAM ID	GOLV1	GOPV	GOPV1	RESV-A	LIG
*** DRY TOTAL ***					
DB6CRV F					
0.0 %	552.7936	750.8233	748.4908	759.2270	362.9817
5.0000 %	618.5582	782.6522	816.7852	841.4856	404.6622
10.0000 %	646.5800	795.5228	845.5577	876.6544	422.0841
30.0000 %	717.7357	839.4427	875.1592	899.8278	438.5325
50.0000 %	755.8162	870.5887	885.2554	917.8880	448.1946
70.0000 %	790.6358	911.6033	902.4603	946.4323	459.3382
90.0000 %	855.3702	1001.3227	950.7836	995.9337	495.9264
95.0000 %	898.0913	1037.1392	974.6953	1018.9096	555.2836
100.0000 %	940.8124	1072.9556	998.6070	1041.8855	614.6407