



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

---

FACULTAD DE QUÍMICA

“ANÁLISIS, SIMULACIÓN Y PROPUESTA  
PARA MEJORA DE LA SECCIÓN DE  
FRACCIONAMIENTO DE LA PLANTA  
HIDRODESULFURADORA DE RESIDUALES  
DE TULA, HGO.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:  
INGENIERO QUÍMICO

PRESENTAN:

**LUZ EUGENIA LUNA RODRIGUEZ**  
**AMADA LORENA OCHOA MORALES**



MÉXICO, D.F.

2006



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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 esta 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. Manuel Vázquez Islas
Vocal	Prof. Celestino Montiel Maldonado
Secretario	Prof. José Jorge Nuñez Alba
1er. Suplente	Prof. Francisco Javier Garfias Vásquez
2º. Suplente	Prof. Martín Rivera Toledo

Sitio donde se desarrolló el tema: Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos, Conjunto E, Facultad de Química, Ciudad Universitaria.

Asesor del tema:



---

Ing. Celestino Maldonado Montiel

Supervisor Técnico:



---

Ing. María Rafaela Gutiérrez Lara

Sustentantes:



---

Luz Eugenia Luna Rodríguez



---

Amada Lorena Ochoa Morales

## **AGRACECIMIENTOS**

A nuestra Máxima Casa de Estudios la Universidad Nacional Autónoma de México.

A la Facultad de Química, por el excelente nivel académico con el que forma a los futuros profesionales de la industria química.

A todos nuestros profesores, por poner siempre sus mejor esfuerzo en impartir sus conocimientos, por su paciencia y sobre todo por tan noble acción.

Al profesor Celestino Montiel, por apoyarnos en la realización de este trabajo y por todas sus enseñanzas.

A nuestros sinodales, Manuel Vazqu ez y Jorge Nuñez, por supervisar y hacernos las observaciones necesarias para realizar un mejor trabajo.

A los ingenieros de PEMEX en la Refinería de Tula que nos ayudaron a conseguir la información necesaria para el desarrollo de este trabajo.

**Luz Eugenia Luna Rodríguez**

**Amada Lorena Ochoa Morales**



## DEDICATORIAS

### **A mi Padre...**

Que siempre me cuida y protege desde donde quiera que se encuentre, por enseñarme el amor a la vida, al trabajo, la honestidad; y lo más importante nunca darse por vencido.

### **A mi Madre...**

Por todo su apoyo incondicional, por toda la libertad y confianza que siempre nos ha tenido. Por que me ha apoyado, fortalecido y dirigido en cada una de mis decisiones.

### **A mis Hermanos...**

Cristina, Susana, Pedro, (Alejandro y Conchis) y al pequeño y hermoso Sebastián, quienes han sido motor de este esfuerzo, y por quienes me seguiré superando.

### **A mi Familia...**

Mejor familia no me pudo haber tocado, estoy muy agradecida con Dios y con la Vida por tenerlos a todos ustedes, tíos (as), primos (as), sobrinos (as), desde el más grandote hasta el más chiquito.

### **A mis Amigos...**

Por compartir conmigo sus alegrías y tristezas, por apoyarme siempre, por mostrarme lo valioso e importante que es trabajar en equipo y sobre todo por brindarme su amistad en los momentos más difíciles.

**Luz Eugenia Luna Rodríguez**

## DEDICATORIAS

Quiero agradecer y dedicar este trabajo a mis padres por todo su apoyo y su cariño, por orientarme, darme palabras de aliento y confiar en mí, por ayudarme a dar siempre lo mejor de mí y poner las herramientas a mi alcance, por ser como son. A mi papá por tratar enseñarme a ser justa y racional, en medida de lo posible y a mi mamá por enseñarme a ser fuerte y perseverante, los quiero.

A Berny por ser un excelente hermano, noble y de buenos sentimientos, muy paciente, por los desayunos, las cenas, los dulces, la comprensión. A veces pareces mi hermano mayor, casi siempre.

A mis abuelos, Ceci y Mon, que me han cuidado desde pequeña, se han ocupado de mí, me han dado cariño y confianza.

A mi Tita, Elenita, la Doña, porque aunque a veces opinamos diferente, siempre nos podemos llevar bien y sé que siempre seremos amigas, yo cuento contigo y tú conmigo.

A mi tío Pedro, Anita, mis primos por compartir etapas de crecimiento, las fiestas y hasta las vacaciones. Por darme palabras de aliento y seguridad.

A mi abue Lupita, a mis tíos y a mis primos por ser parte de una familia única, que a pesar de la distancia y las diferencias siempre extienden una mano amiga.

A mis otros hermanos, mis amigos, Carmen, Diego, Paty, Christian, Palia, César, Laura, Rafa, Ariel, Chava y todos los demás niños de la prepa que saben que tienen todo mi cariño, perdón si olvide a alguno.

A mis amigos de la facultad, a Luz, Néstor, Neto, Ulises, Sarai, May gracias por su apoyo y amistad sincera.

A Eder por ser un rayito de luz y optimismo en mi corazón.

A todos aquellos que me permitieron conocerlos, compartir y aprender a ser una mejor persona día a día.

Amada Lorena Ochoa Morales

## *Índice*

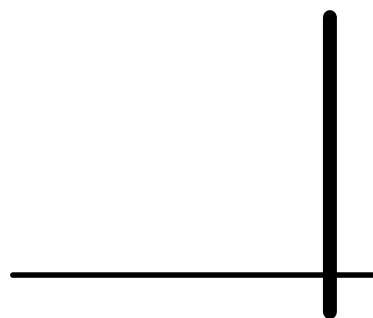
1.	Introducción.....	1
2.	Generalidades.....	4
2.1	Diseño de Procesos.....	6
2.2	Simulación de Procesos.....	12
3.	Petróleo.....	19
3.1	El petróleo y la industria petrolera en nuestro país.....	21
3.2	Residuos de fondo de barril, tecnología e importancia.....	24
3.3	Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula de Allende, Hgo.....	32
4.	Descripción de la Planta <b>H-Oil</b> .....	35
4.1	Planta Hidrodesulfuradora de Residuales HDR.....	41
4.2	Descripción de la Unidad de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros.....	47
5.	Modelos termodinamicos aplicados a la simulación.....	58
5.1	¿Qué es HYSYS?.....	62
6.	Simulación de la Planta H-Oil.....	66
6.1	Etapas realizadas en la simulación.....	67
7.	Resultados de la Simulación.....	91
8.	Conclusiones y Recomendaciones.....	126
	Bibliografía.....	129
	Apéndice 1. Información Complementaria.....	133
	Propiedades y pruebas de ensayos para crudo.....	134
	Cálculo de HETP.....	136
	Ecuaciones de estado (Aplicaciones recomendadas).....	139
	Modelos de actividad (Aplicaciones recomendadas).....	140
	Apéndice 2. Resultados.....	141
	Comparación de especificaciones de productos de la DA-3501 para los 3 casos de operación analizados.....	142
	Torre Atmosférica DA-3501 .....	143
	Columna de Vacío DA-3505.....	153
	Agotador Hotwell DA-3506.....	163
	Absorbedor-agotador DA-3551.....	167
	Absorbedor esponja DA-3552.....	174
	Debutanizador DA-3553.....	177
	Absorbedor de gas combustible/amina DA-3554.....	181
	Absorbedor LPG/Amina DA-3555.....	185
	Datos de la curva TBP para AGO.....	189
	Datos de la curva TBP para Diesel.....	190
	Datos de la curva TBP para fondos de la columna atmosférica.....	192

Datos de la curva TBP para Keroseno.....	194
Datos de la curva TBP para Nafta.....	196
Apéndice 3. Alimentación.....	199
Información para generar el ensayo.....	200
Corriente 1 Alimentación caliente de la sección de reacción.....	201
Corriente 2 Alimentación de ligeros fríos.....	206
Mezcla .....	211
Gráfica comparativa de la mezcla suministrada al simulador y la mezcla calculada por él.....	217



# CAPÍTULO 1

# INTRODUCCIÓN



## **1. Introducción**

En este capítulo se presentan los objetivos que justifican la realización de esta tesis; en seguida en el capítulo 2 se establece un marco de referencia teórico que es la base del desarrollo de los temas en los capítulos posteriores. Así, en el capítulo 2 se tratan los conceptos básicos relacionados con el tema de esta tesis, como son la simulación de procesos como parte de la Ingeniería de Procesos.

El capítulo 3 hace referencia a la industria petrolera en nuestro país, incluyendo el tipo de crudo que se obtiene en México y la tendencia que presenta nuestro país respecto a su obtención. Se observa que cada día es necesario tratar crudos más pesados y por esto la industria de refinación de petróleo tiene la necesidad de mejorar los aceites pesados de fondo de barril, con tecnologías apropiadas como la H-Oil. En el capítulo 3 también se describe la refinería “Miguel Hidalgo” de forma general, en la cual esta instalada la Planta H-Oil.

El capítulo 4 describe brevemente la Planta Hidrodesulfuradora de Residuales que cuenta con tecnología H-Oil y su estructura. También se describe el proceso efectuado en dicha planta en la Unidad de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros de una forma más amplia por tratarse del tema de este proyecto.

Las bases para poder representar el proceso, los conceptos de los ensayos del crudo y su caracterización, los modelos termodinámicos como son las ecuaciones de estado y los modelos de coeficientes de actividad; algunos criterios para su selección y algunas recomendaciones para diferentes sistemas, se describen en el capítulo 5. Así como las principales características de HYSYS, el cual es el simulador de proceso empleado como herramienta en el desarrollo de esta tesis.

La descripción de las diferentes etapas que se emplearon para el desarrollo de la simulación de la Unidad de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros, el seleccionar y declarar la ecuación de estado para nuestro sistema, caracterizar la alimentación y generar el esquema de simulación seleccionando algunas variables con las especificaciones de diseño son mencionadas a detalle en el capítulo 6.

El capítulo 7 presenta los resultados obtenidos en la simulación y su análisis comparativo con las especificaciones de sus productos respecto a los datos de diseño; además, se exponen algunas dificultades que surgieron durante el desarrollo de la simulación de este proceso.

Finalmente, en el capítulo 8 se presentan las conclusiones obtenidas del desarrollo de este trabajo y se presentan algunas recomendaciones para mejorar el funcionamiento de esta planta que pueden evaluarse posteriormente.

## OBJETIVOS

### *Objetivo General*

Desarrollar el esquema de simulación a estado estacionario para la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de Residuales (Planta H-Oil) de la Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula, Hgo. con base en los datos de diseño, con la finalidad de dar unas recomendaciones para mejorar el funcionamiento de la planta.

### *Objetivos específicos*

Analizar la alimentación a la Sección de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros con los cortes representativos de propiedades conocidas.

Identificar las operaciones de separación principales y la recuperación de componentes en cada una de ellas.

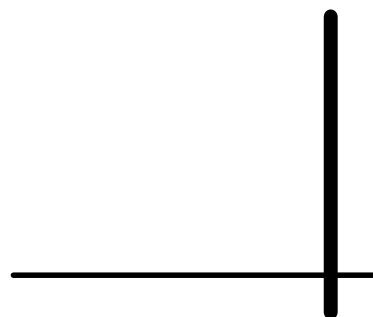
Identificar las variables de proceso que afectan la calidad de los productos (y su comportamiento respecto a variaciones en estas).

Desarrollar un esquema de simulación confiable para que en el futuro pueda aplicarse a una simulación dinámica y sirva de base en la toma de decisiones de esta sección de la planta.



# CAPÍTULO 2

## GENERALIDADES

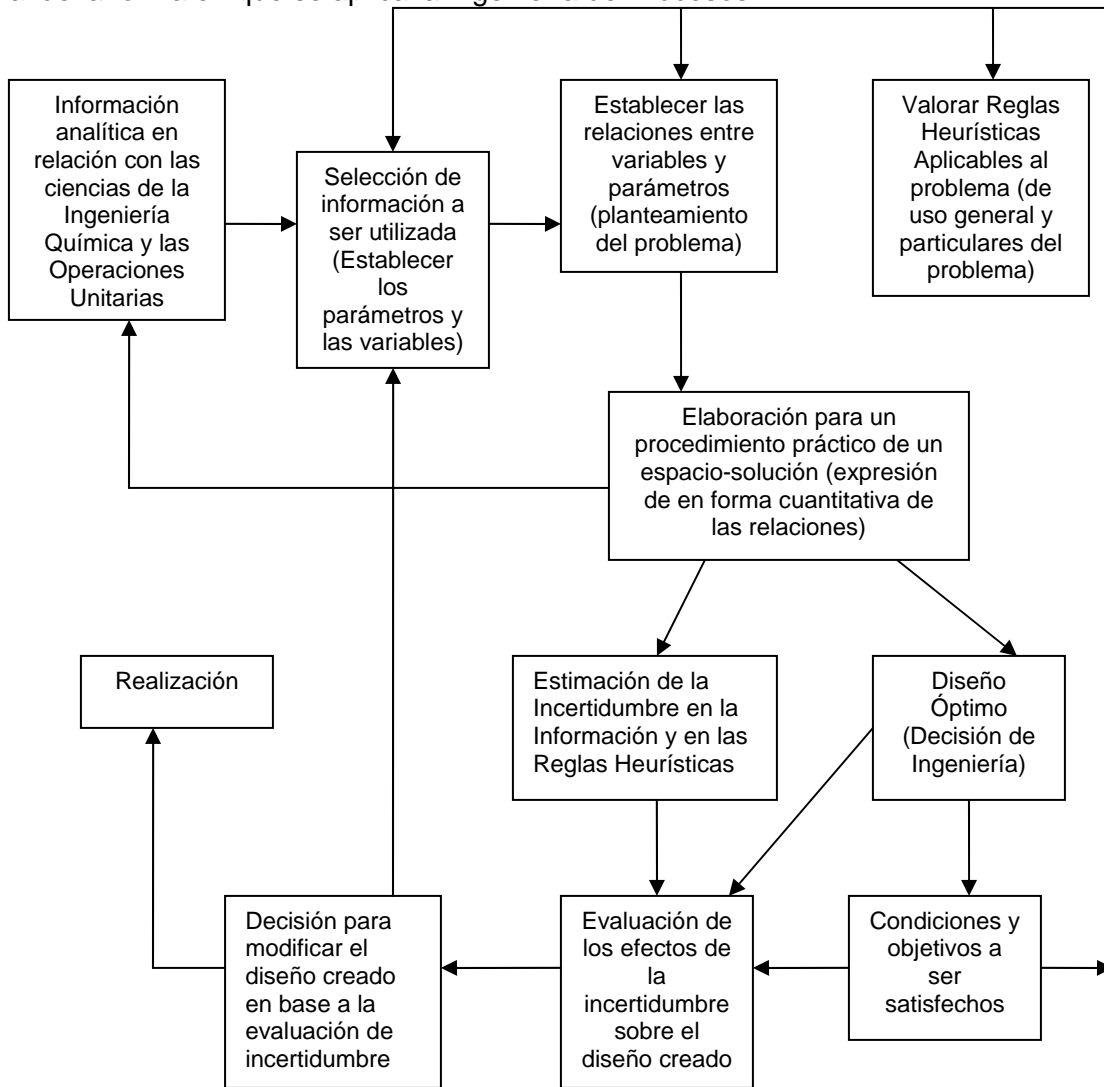




**2. Generalidades**

La Ingeniería de Procesos surge a partir de la segunda mitad del siglo XX como resultado de los nuevos procedimientos, técnicas y de la necesidad de reordenar la cantidad de información existente fijando las pautas para el diseño de procesos. El nacimiento de la Ingeniería de Procesos como una disciplina formal dentro de la Ingeniería Química va de la mano con el desarrollo de nuevas metodologías.

La *Ingeniería de Procesos* se define como la creación y cuantificación o análisis de esquemas de flujo de proceso que formarán parte de una planta química que operará económica, segura y fácilmente; estos esquemas de proceso generados permitirán expresar la transformación de materias primas, energía y trabajo en productos útiles a la sociedad de forma óptima. Dicha disciplina, por tanto, exige la contribución del desarrollo, diseño y mejoramiento de proceso; a partir de relacionar eficientemente Fenómenos Fundamentales, Operaciones Unitarias, Procesos Químicos. De aquí que se muestre la Figura 2.1, donde se observa una estructura general de la forma en que se aplica la Ingeniería de Procesos.



**Figura 2.1 Metodología de la Ingeniería de Procesos**

El desarrollo de procesos está orientado hacia el diseño de ellos enfocándose hacia un estudio de factibilidad del mismo. Por tanto, el desarrollo de un proyecto no solo implica reproducir resultados mediante programas de computadora, sino que debe de ser tratado como un sistema dinámico susceptible de ser mejorado y con capacidad para ampliar sus habilidades mediante la incorporación de técnicas innovadoras.

Hoy en día el significado de ingeniería de procesos ha crecido hasta el punto de considerarse la rama encargada de planear, diseñar, operar y controlar de forma integral cualquier clase de operación unitaria o proceso químico para producir a un costo mínimo los productos deseados, conociendo únicamente los datos que se refieren a materias primas y servicios disponibles.

## **2.1 Diseño de Procesos**

El Diseño de Procesos forma parte de las primeras etapas en el proyecto global para la realización de una planta química y para ejemplificar esto, en la Figura 2.2 se muestran las principales áreas que considera el proyecto de creación de una planta química, desde la concepción del proceso hasta el arranque y prueba de las nuevas instalaciones.

El proyecto comienza con su etapa conceptual, es decir, se identifican las necesidades que cubrirá y una aproximación global a su solución, conteniendo estudios de factibilidad tanto técnica como económica. A continuación se inicia la etapa de Ingeniería de Procesos propiamente dicha, representada esencialmente por el Diseño de Proceso, generando los diagramas de flujo de proceso, balances de materia y energía y especificaciones para la construcción del equipo y tuberías, integrando una estructura funcional de proceso, como se muestra en la Figura 2.2.

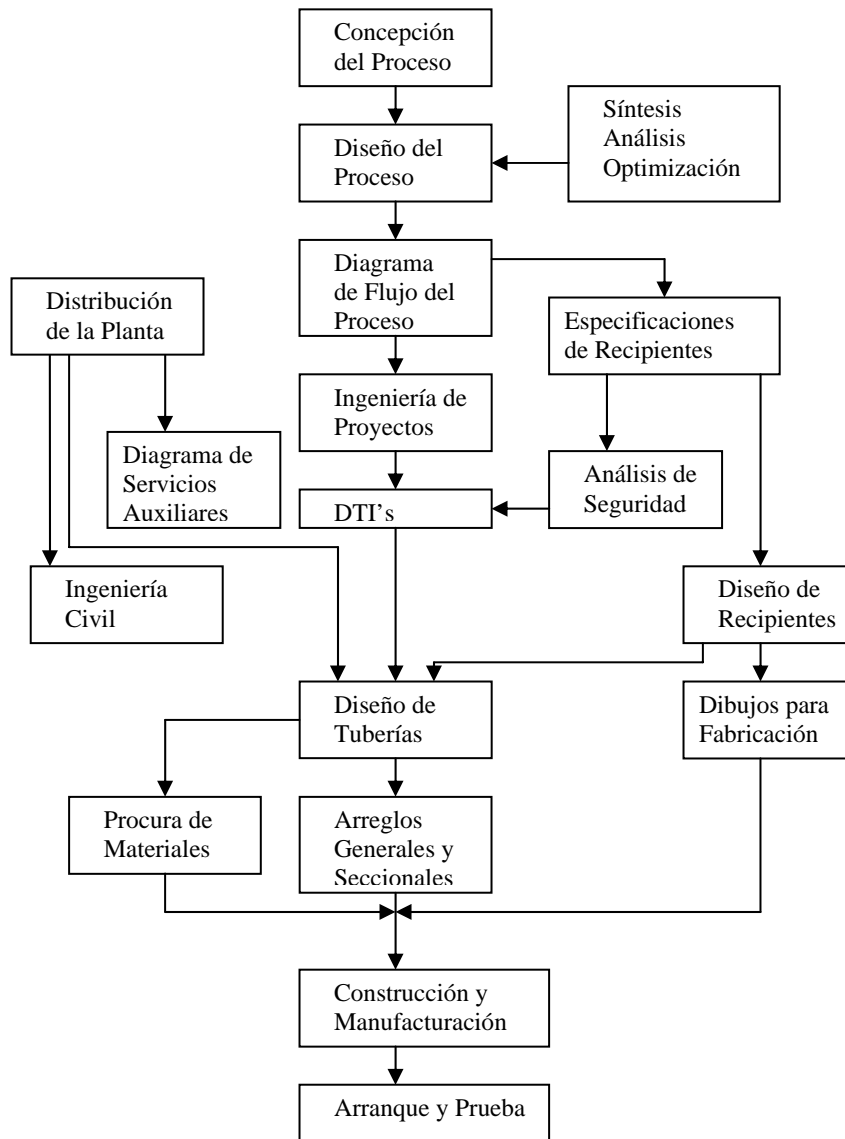


Fig. 2.2 Etapas de la Ingeniería de Procesos para el Desarrollo de Plantas Químicas

A continuación se definen los subsistemas que conforman al Diseño de Procesos.

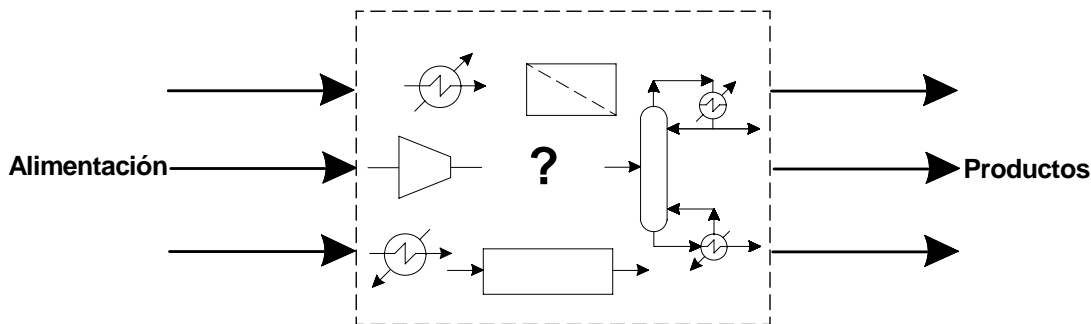
**a) Síntesis de Procesos.** A partir de una necesidad existente se conciben una serie de ideas que involucran la transformación de materias primas a través de una secuencia de operaciones que tienen como finalidad obtener los productos deseados.

Las técnicas de Síntesis implican la combinación de elementos separados para la integración de un todo coherente, por ello requiere de una lógica inductiva que presenta muchas más dificultades metodológicas que la técnica de Análisis, para su estudio y sistematización.

Tal vez la principal característica que distingue a un problema de diseño de otro tipo de problemas ingenieriles es que éstos no están totalmente definidos, sólo una pequeña fracción de la información requerida para definir el problema de diseño está disponible.

Esta actividad es sumamente difícil de realizar por la gran variedad de rutas químicas y de proceso que deben considerarse para llevar a cabo la misma meta. De aquí que los problemas de diseño son considerados como problemas abiertos.

La etapas que constituyen la síntesis de un proceso químico son: la selección de las etapas de transformación individual de la materia prima como pueden ser reacción, separación, mezclado, etcétera; y la interconexión de las transformaciones individuales en forma de un proceso completo que logre la transformación total requerida que se representa con un diagrama de flujo, mostrando las etapas de proceso con sus interconexiones, dicha selección se representa con la Figura 2.3. Esta etapa inventiva propone la estructura del diagrama y los flujos de materia y energía.



**Figura 2.3 Síntesis es la creación de un proceso para transformar las corrientes de alimentación en productos**

Primeramente debe elegirse la ruta química que seguirá el proceso para obtener los productos deseados y posteriormente se debe desarrollar el diagrama de flujo de proceso que incluya la secuencia de operaciones unitarias, recirculación de materia e integración de energía.

Cuando se desarrolla un nuevo proceso, generalmente ciertas fases del proceso deben ser diseñadas antes que otras; los factores sucesivos a considerar son:

- a) selección de la reacción química
- b) asignación de las especies químicas y diseño de reactores
- c) síntesis del sistema de separación
- d) síntesis del sistema de transferencia de energía
- e) síntesis del sistema de transporte de materiales
- f) síntesis de sistemas de almacenamiento y control

El orden jerárquico secuencial natural del diseño de proceso se puede representar con el siguiente diagrama.

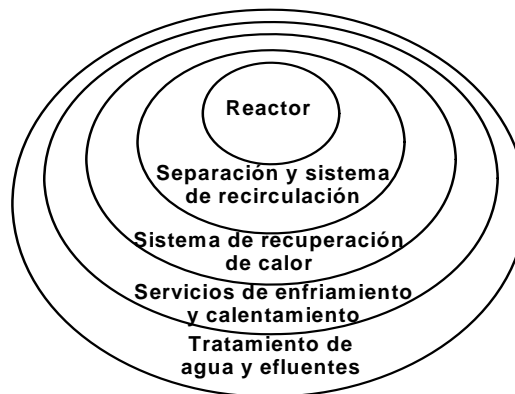


Figura 2.4 Modelo de la cebolla para el diseño de proceso

**b) Análisis de Procesos.** Una vez que el diagrama de flujo es sintetizado, se requiere hacer un análisis de factibilidad técnica y económica del proceso. El *análisis de procesos* consiste en predecir cuáles serán los productos obtenidos en un proceso, mediante la especificación de los equipos en sus variables de diseño y condiciones de operación.

Desde el punto de vista del Diseño de Procesos, la etapa de *Análisis* consiste en la separación de un todo en sus componentes para su estudio individual, es decir, descomponer el sistema objetivo (en este caso, la estructura de proceso propuesta) en varios subsistemas (operaciones unitarias, corrientes de proceso, ciclo de recirculación, etcétera), definiendo las relaciones entre cada uno.

Una vez elegida una estructura de proceso propuesta, se establecen las bases de diseño, las cuales consisten en la determinación de las variables de diseño y sus valores fijos o dependientes y la selección de los modelos matemáticos para todas y cada una de las operaciones del proceso, para las correlaciones de propiedades termofísicas y para servicios auxiliares del proceso. A continuación se determina una estrategia de diseño, la cual incluye la estimación inicial de los valores para las variables de diseño no fijadas (variables independientes, libres o manipuladas). También se procede a elegir los métodos de cálculo y criterios de convergencia adecuados para desarrollar el balance de materia y energía.

Una vez resumida toda la información anterior se procede a transformarla a fin de producir un diseño de proceso. Esta etapa comprende principalmente, la obtención del balance de materia y energía a través de la simulación del proceso en estado estacionario. Debido a que el objetivo de esta tesis es realizar una simulación, este tema será desarrollado más ampliamente más adelante.

Otras actividades que contribuyen al diseño son la obtención de información resumida en cada corriente de proceso, información acerca de los requerimientos de servicios auxiliares, presentación del diagrama de flujo de proceso, análisis termodinámico, etc.

Este nivel de desarrollo tiene elementos suficientes para realizar un estudio económico preliminar, considerando aspectos como capital requerido, costos de operación, criterios de plausibilidad, etcétera.

También es necesario realizar la confrontación de aspectos técnicos y económicos mediante la consideración de factores tales como la eficiencia termodinámica, eficiencia de operación, riesgos de salud, seguridad y ambientales, etcétera.

El comportamiento del diseño se puede evaluar desde diversos aspectos como puede ser técnica, ambiental, energética y económicamente. La evaluación de otros factores que no se pueden cuantificar realmente, como la seguridad, requieren del juicio del equipo de diseño.

La forma en que el Análisis opera sobre la estructura del proceso propuesta, es aplicando total o parcialmente las bases de diseño con el objeto de definir las condiciones de salida, que antes del Análisis eran desconocidas, como se muestra en la Figura 2.5.

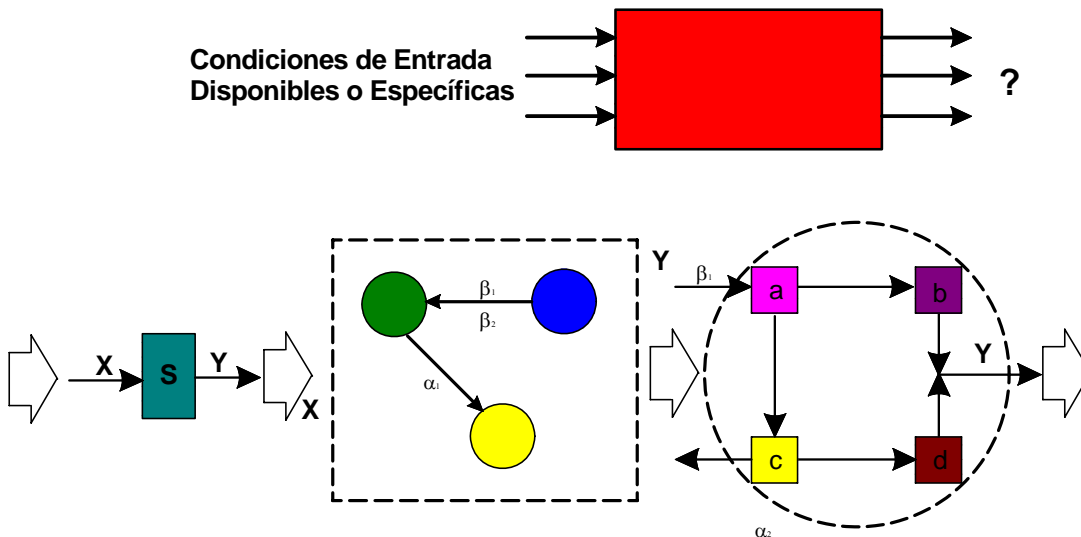


Figura 2.5 Análisis aplicado a una estructura de proceso

**c) Optimización del Proceso.** La manera de formular el problema es quizá el paso crucial para la solución de una optimización. Esta etapa consiste en dar a un sistema o proceso su mejor solución dentro de sus restricciones, es decir, es encontrar la mejor de una serie de alternativas propuestas de superación tanto en la estructura como en los parámetros del proceso; para esto requiere identificar los elementos esenciales de una declaración verbal o conceptual de una aplicación dada y organizarla en una forma matemática:

- a) Función objetivo
- b) Modelo del proceso

La función objetivo es el criterio de evaluación que permite cuantificar que tan buena es la solución particular de cada una de las alternativas y representa ganancia, costo, energía, conversión de producto, etcétera. Esta debe expresarse en términos de variables clave del

proceso analizado y debe establecer una operación óptima y segura. El modelo de proceso describe las relaciones existentes entre las variables clave en el proceso analizado.

Los valores de la función objetivo se determinan por el ajuste de valores a las variables del problema. Estas variables pueden ser físicas, como tamaño de equipo y condiciones de operación o límites de la operación del proceso, pureza de productos, validez del modelo, y relaciones entre las variables del problema y las restricciones del proceso.

La optimización es una de las herramientas más importantes en la toma de decisiones; ayuda a resolver una amplia variedad de problemas en el diseño, construcción, operación y análisis de plantas químicas.

La síntesis de la estructura correcta y la optimización de parámetros en el diseño de la reacción y sistemas de separación son frecuentemente de las tareas más importantes del diseño de procesos. Comúnmente, existen muchas opciones y resulta imposible evaluarlas completamente a menos que se suministre el diseño completo de las diferentes etapas del diseño de proceso (reacción, separación, transferencia energética, etcétera).

Es decir, la optimización de parámetros implica cambio en los valores de los parámetros de operación y diseño, lo cual se refleja en las dimensiones del equipo y su operación; mientras que la optimización estructural considera la alteración en número y tipo de equipos, así como sus interconexiones teniendo como objetivo fundamental mejorar el proceso u obtener un arreglo menos costoso, teniendo una influencia directa en la etapa de síntesis y por consiguiente en la etapa de análisis. Lo anterior se representa con flechas punteadas en la Figura 2.6.

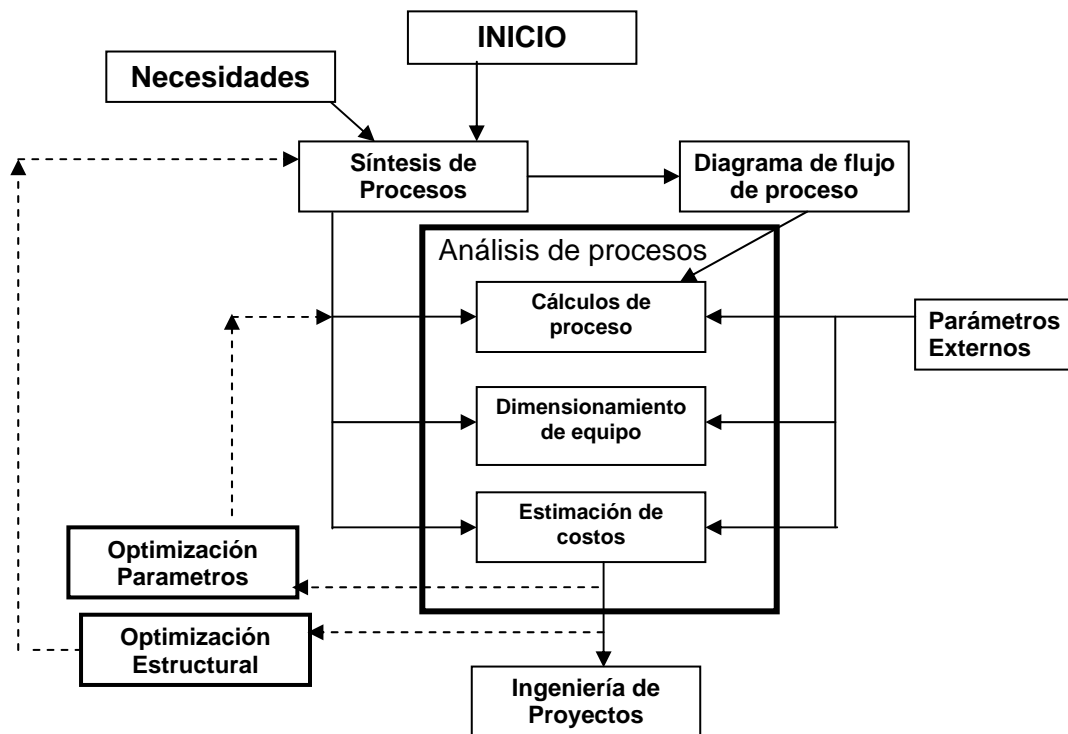


Figura 2.6 Estructura del Diseño de Procesos

## 2.2 Simulación de procesos

La simulación de procesos consiste en la representación de un fenómeno, operación o un proceso químico real a través de modelos matemáticos, se considera como una herramienta de gran utilidad para el diseño y optimización de procesos químicos, físicos y biológicos, la cual se puede realizar con el apoyo de software diverso especialmente diseñado para este fin, algunos programas son: HYSYS, Aspen Plus, Petroplan, PRO/II, etc.

Modelo. Esquema teórico, expresado de forma matemática, que representa la realidad de un sistema y es elaborado para facilitar su comprensión y el estudio de su comportamiento.

Los modelos no son más que producto de: las leyes de conservación (balances de materia y energía), leyes de la termodinámica, ecuaciones de equilibrio, fenómenos fundamentales (transferencia de masa, transferencia de momentum, transferencia de energía), cinética química y restricciones inherentes al modelo.

La Simulación de Procesos requiere de datos de diseño del proceso para que mediante un esquema de simulación, obtenga resultados provenientes de un algoritmo matemático que nos proporcione información precisa del comportamiento de éste a las condiciones de operación indicadas, como se muestra en la Figura 2.7.



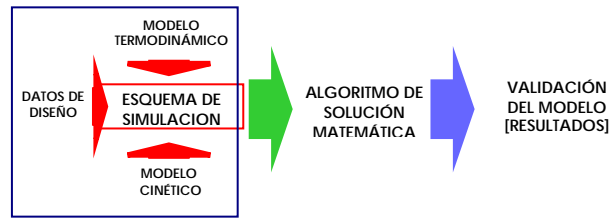


Figura 2.7 Importancia de Información de Diseño

La Simulación de Procesos permite representar los cambios que ocurrirían en el proceso, fenómeno u operación por la variación en sus parámetros, condiciones de operación o diseño; la simulación se puede efectuar física o matemáticamente.

Una vez que la estructura del diagrama de flujo esta definida, se puede realizar la *simulación*, como se describe en la Figura 2.8. Se suponen los flujos, presiones, temperaturas y composiciones de las alimentaciones. El modelo de simulación predice flujos, composiciones, temperaturas y presiones de los productos. También permite establecer las dimensiones de los equipos y predecir que cantidad de materia prima se utiliza o cuanta energía se consume.

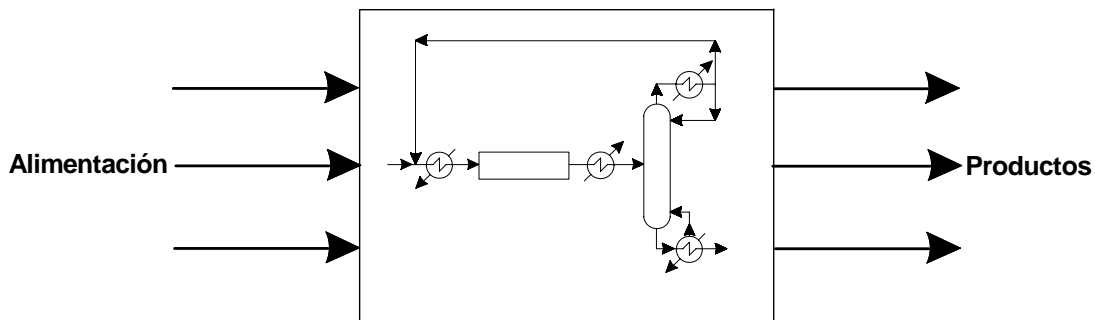
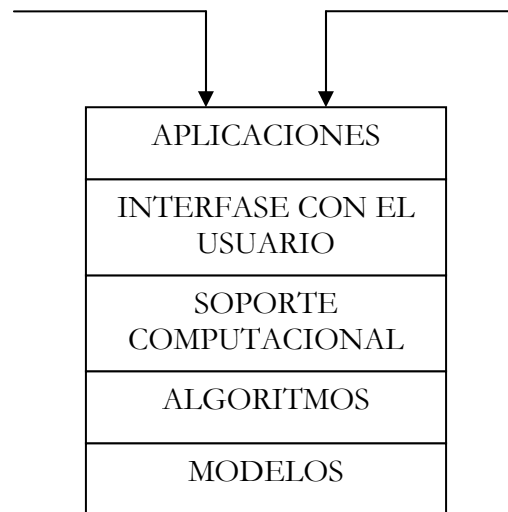


Figura 2.8 La simulación se realiza respecto al diagrama de proceso conocido

Los elementos que conforman un Sistema de Simulación de Procesos se muestra a continuación en la Figura 2.9



**Figura 2.9 Elementos de un Sistema de Simulación de Procesos**

Los *algoritmos* resuelven los problemas matemáticos que generan los modelos. Las dos partes que conforman el bloque de *Soporte Computacional* son el soporte lógico o “software” y el soporte físico o “hardware”. Ambos incluyen todos los implementos necesarios para que se lleven a cabo los algoritmos en una computadora, bajo cierto sistema operativo. Dentro del soporte computacional se encuentra todo lo relativo a los programas, lenguajes de programación codificación, estructura de datos, interfase con el sistema de archivo, documentación y arquitectura del sistema. El elemento *Interfase con el usuario* incluye el lenguaje de entrada por medio del cual el usuario describe su problema particular; los reportes que resumen los resultados; la documentación adecuada para el uso del sistema y los protocolos para la interacción con otros programas y sistemas. Las *aplicaciones* justifican todo el desarrollo de la simulación, es necesario conocer de antemano algunas de las formas en que un sistema de simulación se va a utilizar para sentar las bases sobre las cuales se diseñan todos los elementos anteriores. Evidentemente se han tratado de hacer diferentes sistemas de simulación de forma que se puedan aplicar en un rango muy amplio de situaciones; los progresos en materia de computación (tanto en la parte lógica como en la física) han permitido que los sistemas actuales presenten cada día mayor versatilidad en sus aplicaciones.

En cualquier programa de simulación de procesos se requieren los siguientes datos:

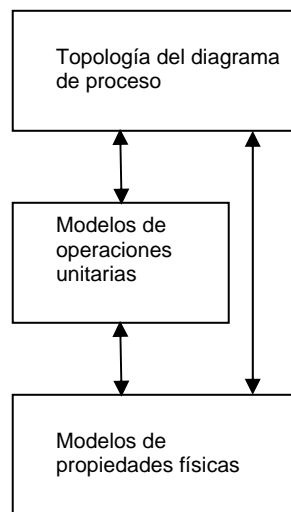
1. Topografía del proceso
2. Información sobre las corrientes de alimentación, incluyendo propiedades físicas
3. Parámetros de diseño de cada unidad
4. Criterios de convergencia
5. Secuencia de cálculo
6. Parámetros de costo (cuando se requiera una evaluación económica o se desee optimizar las variables de diseño) y
7. Criterios de optimización

La etapa que más tiempo consume durante la simulación de un proceso es el cálculo de recirculaciones, pues se hace de forma iterativa.

No obstante, la Simulación de Procesos presenta dos diferentes enfoques el **modular** y el **orientado a ecuaciones**.

En el **enfoque modular**, cada operación de proceso es representada por un módulo de cálculo o subrutina caracterizada por un procedimiento especial y restringido para las entradas de dicho modulo, se resuelve de manera independiente y el orden de cálculo es de acuerdo a la secuencia del proceso. El modo modular es actualmente es más popular entre los simuladores de proceso comerciales.

Los simuladores de proceso están contruidos generalmente de la siguiente manera, como se observa en la Figura 2.10.



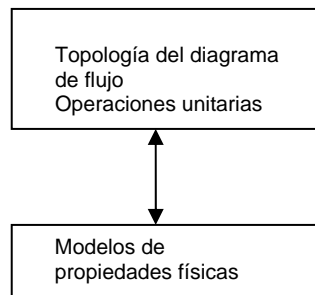
**Figura 2.10 Estructura de simuladores modulares**

En el nivel superior se encuentra la topología del diagrama de flujo de proceso, donde la principal tarea es establecer la secuencia de los módulos unitarios y los flujos, identificar los circuitos de recirculación y las corrientes de corte, y asegurar la convergencia de estas corrientes en el diagrama de flujo para los balances de materia y energía. El nivel intermedio realiza los procedimientos de las operaciones unitarias y representa la librería de los modelos unitarios, cada uno resuelto con un procedimiento especial. Las entradas del nivel superior incluyen la entrada de corrientes y parámetros de cada unidad y salidas de las unidades (corrientes y parámetros) que se alimentan nuevamente al nivel superior donde las unidades son calculadas. El nivel inferior se encarga de la solución de los modelos de propiedades físicas; estos incluyen modelos termodinámicos para fases en equilibrio, entalpía, entropía, densidad y otras. A este nivel se ingresa frecuentemente por los procedimientos de las operaciones unitarias y también puede ingresarse por el nivel superior para establecer el diagrama de proceso y el cálculo de las corrientes. Cada nivel es amplio y se encuentra contenido en si mismo con poca comunicación con otros niveles, lo que permite que el simulador se concentre en una tarea a la vez.

Por otro lado, el **enfoque orientado a ecuaciones** agrupa en un sólo módulo todas las ecuaciones de balance del diagrama de flujo de proceso y si es posible con las ecuaciones de

las propiedades físicas formando un gran conjunto de ecuaciones de modo que puedan ser resueltas simultáneamente todas las variables involucradas en el proceso.

Este modelo permite una mayor flexibilidad en especificar variables independientes como parámetros y resolver para conocer las restantes. La Figura 2.11 muestra el problema de la estructura de simulación orientada de ecuaciones. Se debe notar que por el número y no linealidad de los modelos de propiedades físicas, frecuentemente se dejan como procedimientos distintos para separarlos de las operaciones de cada unidad y las ecuaciones de conectividad.

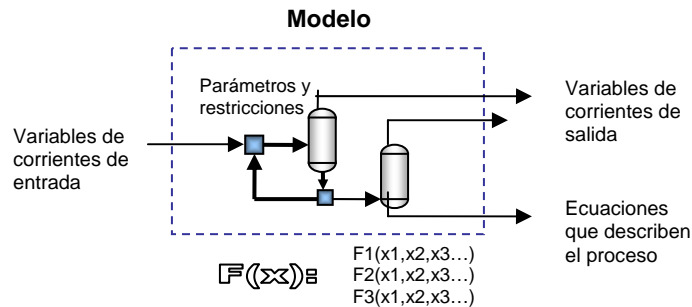


**Figura 2.11 Estructura del modo orientado de ecuaciones**

Con la simulación de modo orientado de ecuaciones se aplican estrategias de solución simultánea de gran escala directamente a ecuaciones del diagrama de proceso completo. Estos sistemas de ecuaciones enormes tienen una estructura pobre, en la que una pequeña fracción del número total de variables participa en cada ecuación.

Por la estructura que se tiene, los simuladores orientados a ecuaciones tienden a converger los diagramas de proceso más rápidamente que los simuladores modulares. Sin embargo, los simuladores modulares son fáciles de iniciarse con un primer valor porque ejecutan las unidades de proceso en una secuencia de acuerdo al diagrama de proceso. Los simuladores orientados a ecuaciones no tienen esquemas de inicio similares y se debe realizar un esfuerzo considerable para iniciarse con algunos problemas (esencialmente, las ecuaciones deben ser agrupadas en una estructura modular para tener una buena determinación inicial del problema). En general, es difícil incorporar la estructura unitaria de las ecuaciones dentro de la solución del procedimiento. Además, se requiere un mayor esfuerzo para construir y depurar una simulación de ecuaciones orientadas.

Un simulador global (orientado a ecuaciones) será más eficiente que uno modular para el mismo proceso, este tipo de estructura es ventajoso desde el punto de vista computacional pues se puede lograr la máxima eficiencia en el cálculo y la memoria utilizada se reduce al mínimo.



**Figura 2.12 Enfoque orientado a ecuaciones**

Tanto el enfoque modular como el enfoque orientado a ecuaciones tienen ventajas sobre diferentes tipos de problemas de proceso (Figura 2.12).

### Simulador de Procesos

Un Simulador de Procesos es un programa que resuelve los balances de materia y energía, diseño básico y optimización de un proceso. Esta herramienta requiere que se tenga la capacidad de explicar los fundamentos del por qué un proceso trabaja y que sea posible visualizarlo en el diagrama de flujo de proceso; además requiere realizar y completar el diagrama de simulación, integrar conocimientos de balances de materia y energía, termodinámica, mecánica de fluidos, transferencia de calor, transferencia de masa y reacciones cinéticas, diseño de un reactor en un sistema de comprensión de procesos, entre otros.

En el pasado, estas simulaciones eran construidas por un grupo de expertos, incluyendo expertos en propiedades físicas. Ahora los simuladores como Aspen Plus, ChemCAD, HYSYS, PRO/II son más fáciles de usar y más poderosos que los programas ocupados en el pasado. Ahora, un solo ingeniero puede establecer las especificaciones de la simulación, incluyendo las propiedades físicas, en muy poco tiempo. Otros beneficios de la simulación son:

- representa un camino conveniente para investigar los efectos de los parámetros de sistemas y desordenes en la operación de procesos. Es usualmente fácil de desarrollar operaciones alternativas y evaluarlas mediante modelos matemáticos en lugar de usar métodos experimentales.
- Para propósitos de diseño, es usualmente más barato usar técnicas de simulación incorporados a datos de laboratorio como modelos matemáticos con los cuales se construyen diferentes tamaños en plantas pilotos.
- La simulación es un camino razonable para ejecutar extrapolaciones y escalamiento de procesos. Incorporando mecanismos fundamentales dentro de la simulación de procesos, los sistemas ejecutados pueden ser predecibles en condiciones de operación diferentes.

Las propiedades físicas faltantes o no adecuadas pueden indeterminar la precisión de un modelo o bien prevenir de efectuar la simulación, el caso de que la información requerida falte no es una ligereza. Para la mayoría de los compuestos, sus parámetros de propiedades físicas son desconocidos para cada modelo termodinámico, para toda temperatura o intervalos de

presión; sin embargo, los modelos han sido construidos en base a suposiciones y límites prácticos que se deben aplicar.

Para describir de forma precisa las propiedades físicas necesarias en una simulación hay que:

- seleccionar los métodos y propiedades físicas apropiados
- validar/verificar las propiedades físicas
- describir compuestos o especies químicas que no están en el banco de datos y parámetros faltantes
- obtener y utilizar datos de propiedades físicas
- estimar cualquier parámetro de propiedades faltante

Es importante estar seguro de que la simulación realizada es tan precisa como es posible, para que puedan tomarse decisiones importantes con base en los resultados de la simulación.

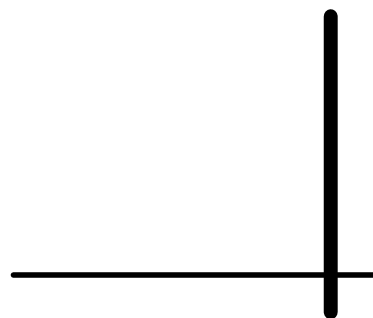
Se debe saber que existen ciertas limitaciones en la simulación de procesos como son:

- Las características de las herramientas en computación. Existen cierto tipo de ecuaciones que todavía son difíciles de resolver, estas incluyen algunas ecuaciones algebraicas no lineales así como algunas ecuaciones diferenciales parciales.
- El peligro de olvidar las suposiciones hechas durante el modelado de procesos.



# CAPÍTULO 3

## PETRÓLEO



### 3. Petróleo

El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos gaseosos y sólidos disueltos en hidrocarburos líquidos (1000°F + material de ebullición), C1 a C90+. Esta mezcla también contiene pequeñas cantidades de azufre, oxígeno, nitrógeno y mínimas porciones de níquel, vanadio y cobre.

La composición elemental del petróleo normalmente está comprendida dentro de los siguientes intervalos:

Elemento	% peso
Carbono	84 - 87
Hidrógeno	11 - 14
Azufre	0 - 5
Nitrógeno	0 - 0.2
Otros elementos	0 - 0.1

Esta mezcla de hidrocarburos puede estar en estado líquido que es un aceite al que también se le llama crudo, o en estado gaseoso al cual se le denomina gas natural.

Dependiendo del número de átomos de carbono y de la estructura de los hidrocarburos que integran el petróleo, se tienen diferentes propiedades que los caracterizan y determinan su comportamiento como combustibles, lubricantes, ceras o solventes.

El crudo contiene diferentes tipos de compuestos entre los que se encuentran las parafinas, isoparafinas, olefinas, naftenos y aromáticos; también existen hidrocarburos con presencia de azufre, nitrógeno y oxígeno en menor proporción, así como, asfaltenos que forman parte del residuo de destilación a vacío.

El ensayo de crudo es una compilación de datos de laboratorio y plantas piloto que definen las propiedades de un crudo en específico. Un ensayo al menos debe contener una curva TBP y una curva de gravedad específica para el crudo. Sin embargo, la mayoría de los que suministran el crudo incluyen contenido de azufre, viscosidad, punto de escurrimiento (pour point) y otras propiedades más. También existen otras curvas típicas para caracterizar el crudo, esto se puede observar con mayor detalle en el apéndice 1 referente a pruebas de ensayos para crudo.

La medida universal del petróleo es el barril. Para propósitos de medición comercial, cada barril equivale a 42 galones y cada galón a 3.785 litros.

#### 3.1 El petróleo y la industria petrolera en nuestro país

El petróleo mexicano es materia prima de calidad presente en toda la industria nacional e internacional como: transporte, alimentos, fármacos, fertilizantes, pinturas, textiles, etc.



Algunas propiedades que se miden para conocer la calidad del crudo son la gravedad API y la gravedad específica, así como la caracterización de Watson, y permiten distinguir a los diferentes tipos de crudo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa. Como ejemplo, mientras el crudo Istmo se obtiene un rendimiento directo de 26% volumétrico de gasolina, en Maya sólo el 15.7%.

Los tipos de crudo que se producen en México son:

**Tabla 3.1 Características de los diferentes tipos de crudo mexicanos**

Tipo de Crudo	Maya	Istmo	Olmeca
°API (Gravedad)	21.0 – 22.0	32.0 - 33.0	38.0 – 39.0
Viscosidad (SSU 100°F)	320	60	38
Agua y sedimentos (%vol)	0.5	0.5	0.5
Azufre (%peso)	1.8	1.8	0.73 – 0.95
PVR (lb/in <sup>2</sup> )	6.0	6.0	6.2
Punto de escurrimiento (°F)	-25	-35	-55
Densidad	0.940	0.855	0.830

El Crudo Maya se caracteriza por su alta calidad de gasolina y asfaltos, los altos niveles de azufre y nitrógeno (envenenamiento) y el residuo que posee es asfáltico.

### **Ubicación geográfica**

El petróleo se encuentra generalmente encerrado en los espacios que hay entre los granos de arena que forman las rocas areniscas, o en grietas y cavidades en otras rocas sedimentarias (calizas y dolomitas). Debido a los intensos movimientos telúricos ocurridos en el pasado geológico, algunas rocas sufrieron deformaciones que produjeron “trampas” las cuales son condiciones estructurales más favorables para dar una mayor acumulación de petróleo, originando un *yacimiento*. Estas reservas petrolíferas se encuentran bajo la superficie terrestre a cientos de metros de profundidad.

En 2004, PEMEX Exploración y Producción fue el tercer productor mundial de crudo; alcanzó, en promedio, una producción de 3 millones 383 mil barriles diarios de petróleo crudo y 4 mil 573 millones de pies cúbicos diarios de gas natural.

La estimación de reservas al 1 de enero de 2005 identificó un remanente de reservas totales 3P (Probada, Probable y Posible) de 46 mil 914 millones de barriles de petróleo crudo equivalente. De éstos, 17 mil 650 millones son reservas probadas, cantidad que representa el 38% del total reportado. La Tabla 3.2 muestra la distribución de reservas de México por categoría al 1 de enero del 2005.

**Tabla 3.2 Distribución de reservas por categoría al 1 de enero de 2005<sup>1</sup>**  
Barriles de petróleo crudo equivalente x 10<sup>6</sup>.

Región	3P	Probada	Probable	Posible
Total	46, 914	17, 650	15, 836	13, 428
Marina Noreste	14, 782	8, 809	4, 325	1, 647
Marina Suroeste	4, 489	1, 744	1, 192	1, 553
Norte	20, 806	1, 994	9, 314	9, 498
Sur	6, 838	5, 103	1, 005	730

En relación con la reserva total 3P, la mayor concentración de ésta se sitúa en la Región Norte, donde asciende a 20 mil 806 millones de barriles de petróleo crudo equivalente donde destaca el Paleocanal de Chicontepec.

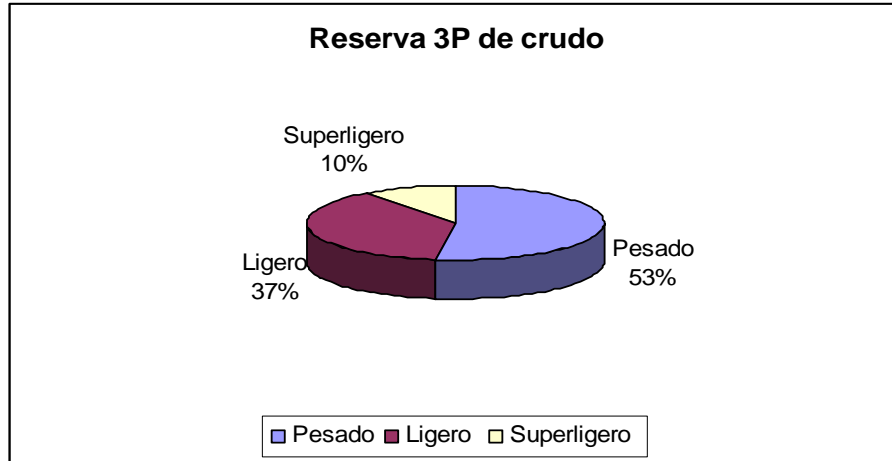
**Tabla 3.3 Distribución de reservas por tipo de crudo al 1 de enero de 2005<sup>1</sup>**  
Barriles de petróleo crudo equivalente x 10<sup>6</sup>.

Categoría de reserva	Pesado	Ligero	Superligero	Total
Total 3P	17, 373	12, 472	3, 467	33, 312
Probada	8, 198	3, 839	845	12, 882
Probable	5, 725	4, 477	1, 419	11, 621
Posible	3, 450	4, 156	1, 203	8, 809

Asimismo, de los 33 mil 312 millones de barriles de aceite crudo correspondientes a la reserva 3P, 17 mil 373 millones son de tipo pesado lo cual representa el 53% del total. Esta reserva se concentra en los yacimientos de aceite pesado, particularmente en Cantarell y Ku-Maloob-Zaap, esta información se encuentra representada en la Gráfica 3.1.

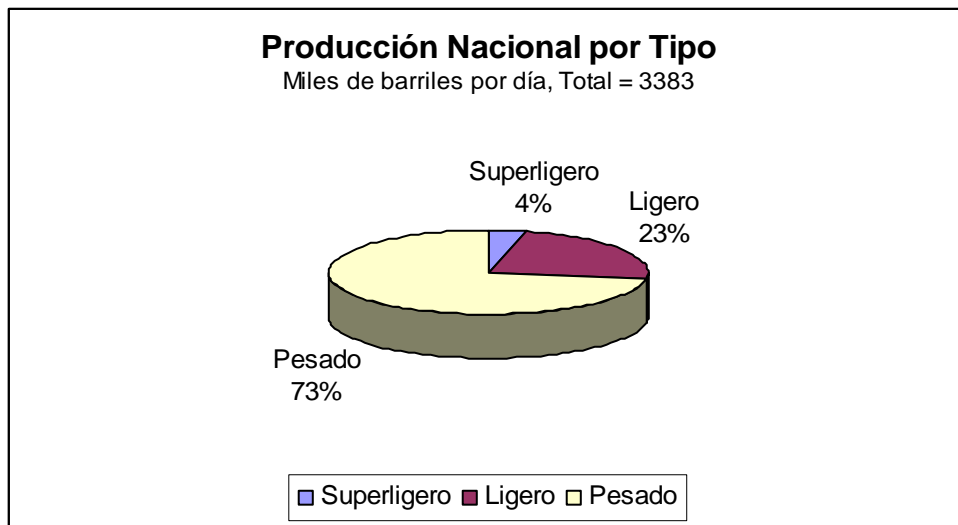
Los datos presentados en la Tabla 3.3 no consideran las reservas de condensado, líquidos de planta y gas seco equivalente a líquido en barriles de petróleo crudo equivalente.

<sup>1</sup> Todos los datos presentados anteriormente fueron obtenidos en las páginas electrónicas que se citan en la bibliografía en las páginas 129-132 y que corresponden al Reporte Anual 2004 de PEMEX Exploración y Producción.



**Gráfica 3.1 Reserva de crudo 3P al 1 de enero de 2005<sup>1</sup>**

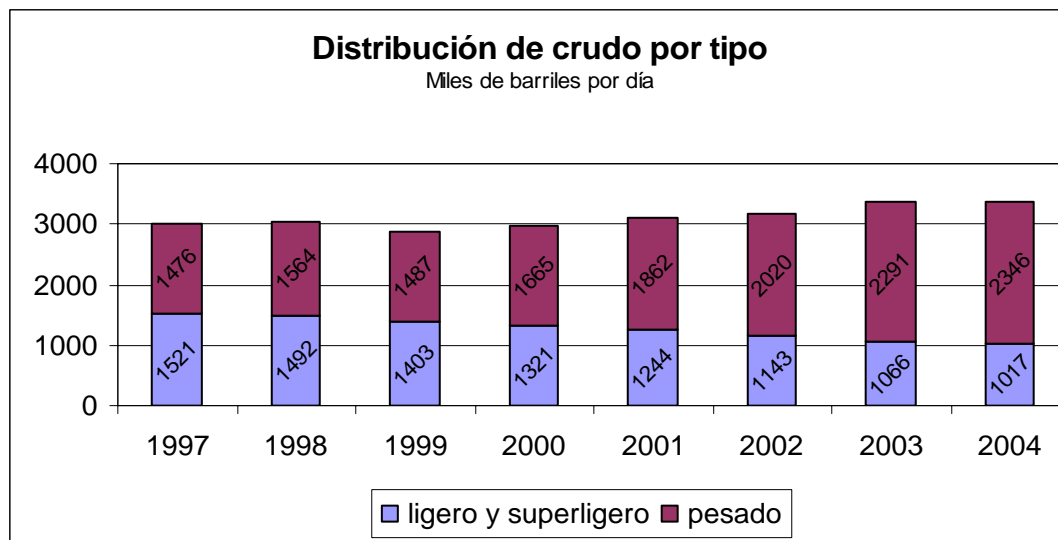
Durante 2004 la producción total de crudo tuvo un promedio de 3'383,000 barriles por día (BPD), de los cuales la producción de crudo pesado registro un promedio de 2'458,000 BPD. El crudo pesado representó el 73% de la producción nacional.



**Gráfica 3.2 Producción Nacional por Tipo de Crudo<sup>1</sup>**

La cantidad de crudo distribuida a PEMEX Refinación alcanzó 1'392,000 BPD. Este volumen se constituyó por 758,000 BPD de crudo ligero, 630 000 de pesado y 3,000 de superligero, donde el crudo pesado representa el 45% del total.

Respecto al comercio internacional, a PMI se destinó 1'874,000 BPD, de los cuales 1'625,000 barriles fueron de crudo pesado, lo que representa el 87% el total.



Gráfica 3.3 Distribución de crudo por tipo<sup>1</sup>

### 3.2 Residuos de fondo de barril, tecnología e importancia

La necesidad de procesar residuos más pesados es evidente ante la futura extracción de petróleos cada vez más pesados; la tecnología actual corre el riesgo de ser obsoleta, ya que no está diseñada para operar a condiciones tan severas como las que requerirán este tipo de petróleo. La concentración de azufre, asfaltenos, metales y nitrógeno ha incrementado, y esta seguirá creciendo. Las especificaciones de contenido de azufre serán más estrictas y el costo de crudo ligero en relación al crudo pesado ha ido incrementando.

En diciembre del 2000 la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos (Environmental Protection Agency, US EPA) discutió y revisó los requerimientos para el contenido de azufre(S) en diesel. Se propuso menos de 15 ppm para el año 2006. Similares requerimientos se están implementando en Canadá, en la Unión Europea y otros países. Recientemente en México, julio 2003, se ha propuesto la modificación a la norma NOM-ECOL-086, respecto al contenido de S.

Como consecuencia de la propuesta NOM-ECOL-086, las refinerías están dirigiendo sus esfuerzos a cambiar la configuración de sus procesos de la HDS catalítica.

Algunas de las mejoras que se proponen son:

- incrementar la actividad de los catalizadores
- alimentar hidrógeno(H<sub>2</sub>) más puro
- operar a una mayor temperatura y presión

- mejorar la distribución del flujo y el perfil térmico en el reactor mediante internos de nueva tecnología
- nuevas tecnologías post hidrotratamiento (ej. desulfuración oxidativa ODS)

La tendencia actual en la industria de la refinación de petróleo tiene la necesidad de mejorar los aceites pesados del fondo de barril que son difíciles de transportar y comercializar debido a su alta viscosidad y altos niveles de contaminantes, tales como azufre, metales como níquel, vanadio y cobre, asfaltenos, residuos de carbón y partículas sólidas. La refinación de petróleo encuentra necesario procesar petróleos crudos que requieren grandes conversiones de los residuos para obtener productos finales limpios y de alta calidad.

Los procesos introducidos a la industria para alcanzar mejores rendimientos varían en función de la severidad aplicada en las condiciones de operación, destacándose los procesos de: *cracking térmico*; *cracking catalítico* e *hidro-cracking*. Los residuos con alto contenido en saturados y aromáticos con anillos sencillos, y con bajo contenido en resinas y asfaltenos son más apropiados para procesos catalíticos.

Los resultados difieren entre estos procesos debido principalmente al patrón y severidad del cracking y principalmente las características de los productos obtenidos, todo lo anterior de acuerdo al esquema de proceso establecido para la refinería. La caracterización de la corriente pesada "heavy feedstock" se convierte en el principal elemento para definir el esquema de proceso.

Puede considerarse a este conjunto de procesos como un esquema de "Fondo de Barril" en el que se busca maximizar los rendimientos totales en gasolinas y destilados, para atender las demandas del mercado.

Las características de °API (bajo); IBP Initial Boiling Point (alto); carbón residual (alto); contenido de azufre (alto); nitrógeno (alto); metales (alto); viscosidad y punto de escurrimiento, son importantes para diseñar el esquema de proceso más adecuado.

En adición a la caracterización de la corriente también se aprecia un mayor peso molecular (promedio) y una reducción en la relación Hidrogeno / Carbón.

Las limitaciones de proceso a este tipo de corrientes estarán en función del contenido de los hidrocarburos pesados (asfaltenos) los cuales serán determinantes para cuantificar el potencial de rendimiento en hidrocarburos ligeros (gasolinas y destilados).

En el caso de los metales estos se asocian a la formación de sales organometálicas e inorgánicas (algunas solubles en agua y/o el mismo crudo); en el caso del vanadio, este se ha encontrado asociado a compuestos incluidos en los asfaltenos (formando porfirinas).

Las tecnologías de aprovechamiento de estas corrientes de hidrocarburos pesados se orientan principalmente:

- Reducción de carbón (el contenido de hidrógeno se redistribuye en la molécula mejorando sustancialmente la relación H/C )

- Adición de hidrógeno ( se involucra la adición de hidrógeno con el objeto de mejorar con apoyo externo la relación H/C )

Las tecnologías para mejorar el aprovechamiento de los crudos pesados y las corrientes de componentes pesados (gasóleos de vacío) y residuales (fondos atmosféricos, fondos de vacío, fondos de FCC) se pueden dividir como sigue:

- Reducción del contenido de carbón (en orden creciente de severidad)
  1. - Visbreaking
  2. - Cracking
  3. - FCC (Fluid Catalytic Cracking)
  4. - Coquización
- Adición de hidrógeno
  1. - Hidrovisbreaking
  2. - Hidrocracking
  3. - Hidropirólisis

De 1957 a 1975, Hydrocarbon Research Corp and Cities Service R & D (HRI) trabajó en la prueba piloto y desarrollo del proceso de Hidroconversión (**H-Oil**) con lecho ebullente.

Los reactores de lecho ebullente son capaces de convertir la mayoría de las alimentaciones problemáticas, tales como residuos atmosféricos, residuos de vacío, aceites lubricantes pesados, asfalto de las plantas desasfaltadoras (todos los que tienen alto contenido de asfaltenos, metales, azufre, aromáticos policíclicos, carbón Conradson y sedimentos) a compuestos más ligeros, y reducir la producción de combustóleo pesado, siendo más valiosos y al mismo tiempo removiendo contaminantes. La función del catalizador es remover contaminantes tal como heteroátomos de azufre y nitrógeno, los cuales aceleran la desactivación del catalizador, mientras que la alimentación es craqueada (sufre una conversión) a productos más ligeros. Los reactores de lecho ebullente realizan tanto las funciones de hidrotratamiento como hidrocracking.

Los procesos patentados de lechos ebullentes son:

- LC- Fining. Licenciado por ABB Lummus Global Inc., Oxy Research and Development Co., and BP Amoco Corporation.
- H-Oil. Licenciado por IFP North America and Texaco.
- T-Star. Licensed by IFP North America and Texaco.

Los cuales se originaron a partir de la tecnología establecida por HRI/Lummus en los 70's. Las tecnologías LC-Fining y H-Oil son similares pero ofrecen diseños mecánicos diferentes.

Las unidades LC Fining y **H-Oil** ebulen mecánicamente el catalizador de modo que puede ser mezclado y reemplazado dentro de la corriente. A menudo estas unidades son limitadas por la depositación de coque y sedimentos en el reactor y en separadores calientes y fríos.

A continuación se presenta una breve descripción de los procesos de lechos ebullentes.

### **LC-Fining**

Es un proceso de hidrogenación capaz de desulfurar, demetalizar, reducir CCR, e hidrocraquear residuos de vacío y atmosféricos; por medio de un reactor de cama expandida. Este proceso produce un rango completo de destilados de alta calidad; residuales pesados que pueden ser usados como fuel oil, crudo sintético (synthetic crude), o alimentaciones para una FCC de residuos, un coquizador, un visbreaker(rompedor de viscosidad) o un desasfaltador con solventes.

Las alimentaciones líquidas de hidrocarburos e hidrógeno son calentadas separadamente y después pasan ascendentemente en el reactor de hidrocracking a través de un lecho de catalizador expandido, el cual es mantenido en turbulencia por el líquido que fluye hacia arriba para alcanzar una operación isotérmica eficiente.

El catalizador en el reactor se comporta como un fluido que permite ser adicionado y extraído del reactor durante la operación; permitiendo que la calidad de los productos sea mantenida de forma constante y con alto nivel.

Los productos del reactor fluyen al separador de alta presión y alta temperatura. Al efluente de vapor del separador se le baja la presión, después pasa a un intercambiador de calor y de allí a una sección en la que se efectúa la remoción de productos condensables y purificación.

Al líquido también se le baja la presión y pasa al agotador de recirculación. Esta parte constituye la sección más importante para la alta conversión del proceso. El líquido recirculado es preparado al adecuado rango de ebullición para retornar al reactor. De esta manera la concentración de fondos en el reactor, y por consiguiente la distribución de productos puede ser controlada. Después del agotador, la recirculación líquida se bombea a través del paso de remoción de precursores de coque, donde se eliminan constituyentes de alto peso molecular. El líquido limpio recirculado se envía a la succión de la bomba de alimentación. El producto del domo del agotador de recirculación va a fraccionamiento. Este proceso se representa en la Figura 3.1.

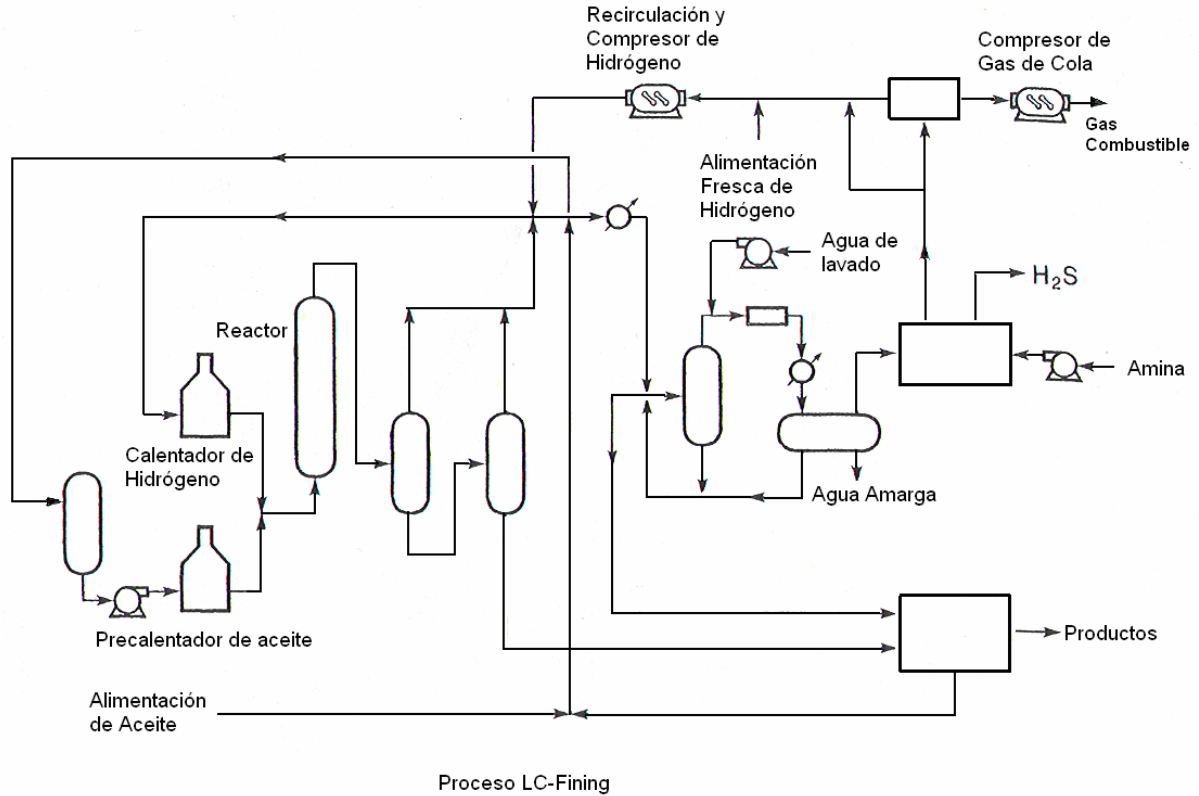


Figura 3.1. Esquema del proceso LC-Fining

### H-Oil

El proceso de hidroconversión catalítica de camas en ebullición (H-Oil) tiene la única característica de convertir completamente alimentaciones pesadas con altos contenidos de impurezas a productos más ligeros y de mayor valor tales como LPG, gasolina, gasóleos, combustóleos, y alimentaciones para coquización con largos tiempos de operación. Esto se alcanza por el reemplazo diario en línea de catalizador de una pequeña porción de la cama catalítica, para lograr su uniforme actividad y calidad del producto, sin destruir la continuidad del proceso. El reactor de cama en ebullición incluye una recirculación interna de líquido ascendente para ebullicir y así expandir la cama de catalizador que se mantiene en continuo movimiento provocando una buena mezcla; también asegura el control de la temperatura y para mantener la velocidad del líquido requerida.

El reactor tiene tres fases (líquido, vapor y catalizador). Es más aplicable para reacciones exotérmicas y para alimentaciones que son difíciles de procesar en camas fijas o reactores de flujo tapón debido a altos niveles de contaminantes.

La presión es relativamente alta para asegurar suficiente presión parcial de hidrógeno en la salida del reactor, cuyos resultados son una buena hidrogenación y una operación estable.



El reactor es un sistema de tres fases con lecho fluidizado, con un excelente mezclado continuo de líquido y partículas de catalizador. Las ventajas inherentes de un buen mezclado son el contacto eficiente entre gas, líquido y sólido con buena transferencia de masa y de calor; el excelente control de temperatura (el lecho completo es mantenido con un estrecho rango de temperatura, el cual provee esencialmente una operación isotérmica); obtenido con una mezcla homogénea, lo cual garantiza bajas caídas de presión que se mantienen constantes por varios años de operación.

El catalizador usado es mantenido en un estado fluidizado por medio del líquido reactante que asciende (alimentación de aceite con hidrógeno más recirculación del reactor y recirculación del fraccionador) el cual entra al plenum del reactor y es distribuido en la cama a través de un plato distribuidor. La altura de la cama catalítica en ebullición es controlada por la relación del flujo de líquido recirculado. Esta relación de líquido es ajustado variando la velocidad de la bomba ebullición (por ejemplo una bomba centrífuga), la cual controla el flujo de líquido en ebullición obtenido de la separación líquido/vapor dentro del reactor.

El efluente del reactor es enfriado por intercambio y separado en vapor y líquido. El líquido es enviado al fraccionador para recuperar los productos líquidos ligeros y los fondos de vacío para recirculación. El vapor es lavado en un absorbedor de aceite pobre, y el hidrógeno es recirculado. Este proceso se representa en el diagrama de la Figura 3.2.

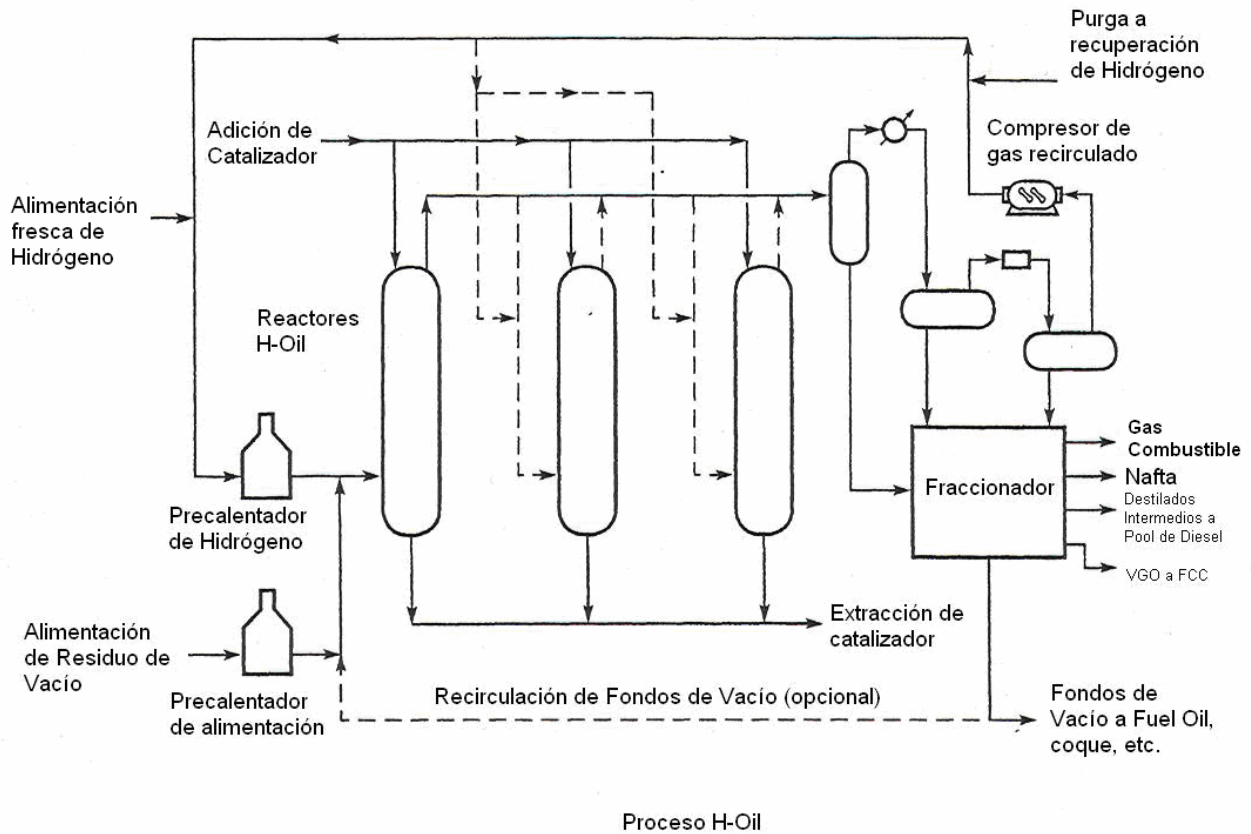


Figura 3.2. Esquema del proceso H-Oil

**T-Star**

Es un proceso de lechos en ebullición para el hidrotratamiento/hidrocrqueo de gasóleos de vacío. Este proceso es el más adecuado para alimentaciones difíciles (coque, VGO). La unidad puede actuar como pretratamiento a FCC, y es una versión más ligera de los procesos de conversión de residuos.

Los reactores con lechos ebullentes vencen los problemas encontrados con los reactores de lecho fijo cuando procesan alimentaciones difíciles o cuando se requiere operar a altas severidades.

La cama de catalizador extrudido es fluidizado por el ascenso de hidrógeno, la alimentación de aceite y la recirculación de líquido por el reactor. El catalizador ebullente también es mezclado y

puede ser adicionado y retirado del reactor mientras se está en operación. Esto asegura el mantenimiento constante, óptima actividad del catalizador y calidad del producto.

Un reactor T-Star puede ser colocado en línea con un reactor H-Oil para mejorar la calidad de los productos destilados de la H-Oil.

El proceso incluye hidrotratamiento de destilados intermedios, calentadores a fuego directo de aceite/hidrógeno, un avanzado diseño para separar productos a alta presión y para proveer recirculación a las bombas ebullating, recirculación del gas del lavador y separación de productos. Después de la separación a alta presión del efluente y la recirculación del gas, los productos son separados y estabilizados a través del fraccionador. Este proceso se representa en la Figura 3.3.

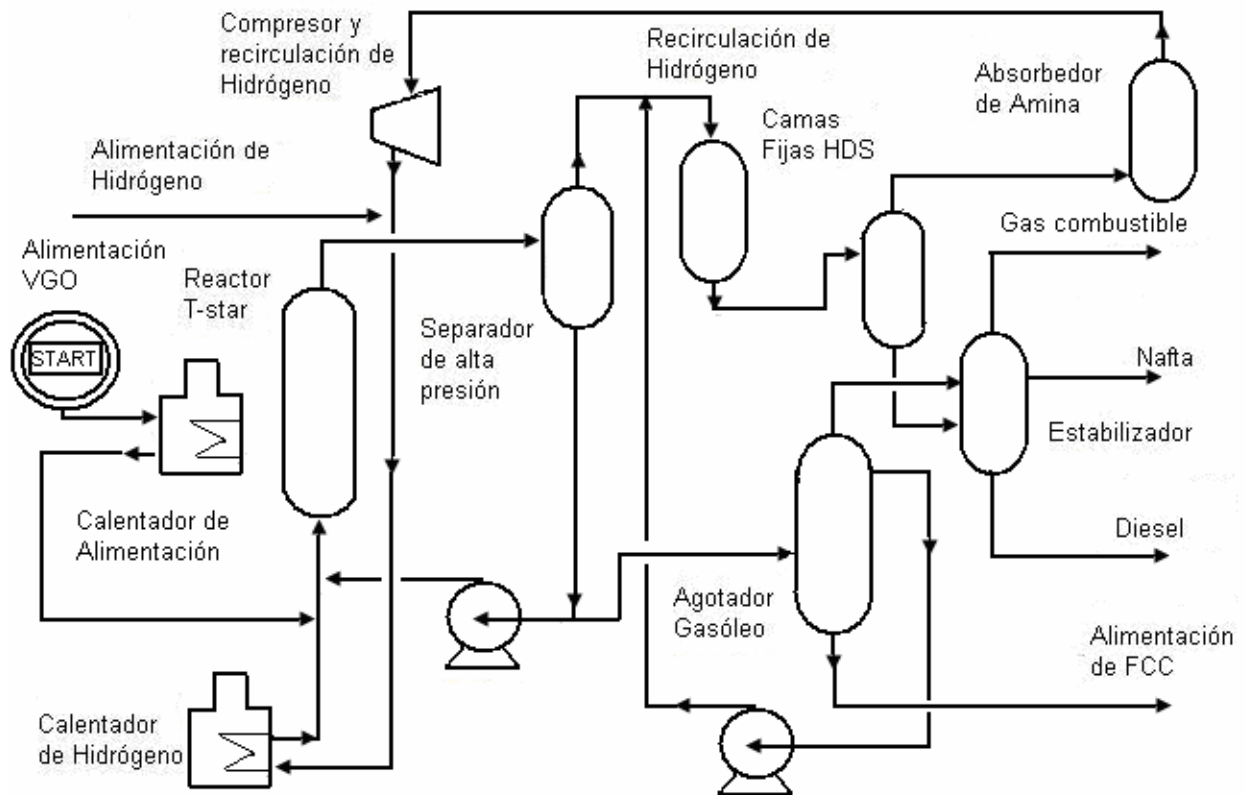


Figura 3.3. Esquema del proceso T-Star

### 3.3 Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula de Allende, Hgo.

La refinería “Miguel Hidalgo” está ubicada en el municipio de Tula de Allende en el estado de Hidalgo, 82 km al noroeste de la zona metropolitana de la Ciudad de México. Sus instalaciones ocupan un área total de 749 hectáreas, que se encuentran estratégicamente situadas, por estar establecidas entre los principales productores de aceite crudo y el mayor consumidor de combustible, lo que permite la distribución eficiente de los productos; y sus servicios son independientes a los del Distrito Federal.

Cuenta actualmente con una capacidad de refinación de 325,000 barriles por día; esta refinería es considerada como una de las más importantes en el país por su capacidad instalada y la porción del mercado que controla (Valle de México y zonas aledañas), ya que procesa el 24.4 % de crudo total que se refina en México.

La refinería “Miguel Hidalgo” fue la primera que fue planeada de forma integral con plantas de proceso de hidrocarburo de alta capacidad. Su construcción se llevó a cabo en varias etapas:

La primera etapa se inauguró el 18 de marzo de 1976 con la puesta en operación de la Planta Combinada con una capacidad nominal de 150,000 BPD (actual de 160,000 BPD), luego en noviembre del mismo año entra en operación la Planta de Desintegración Catalítica No.1; en julio de 1977 arrancan las Plantas Hidrodesulfuradoras No.1 (con la unidad de hidrodesulfuración de naftas y dos unidades hidrodesulfuradoras de destilados intermedios) y en octubre, la Planta Reductora de Viscosidad (41, 000 BPD, con dos trenes de recuperación de azufre, un área de fuerza y servicios auxiliares, un sector de bombeo y almacenamiento, y un sector de tratamiento de efluentes).

La segunda etapa inicia en noviembre de 1987 con la operación de las Plantas de Destilación Atmosférica No. 2 (320,000 BPD) y a Vacío No. 2, se amplía el sector de bombeo, almacenamiento y servicios auxiliares. En agosto de 1993 se instalaron las Plantas Hidrodesulfuradoras 2 contando con la unidad de hidrodesulfuración de naftas y dos hidrodesulfuradoras de destilados intermedios, con dos trenes de Recuperación de Azufre. En 1994 inicia su operación la Planta de Desintegración Catalítica No.2.

La tercera etapa empieza en 1996 cuando se incorporan las Plantas de Metil Terbutil Eter (MTBE), Teramil Metil Eter (TAME), la Planta de Alquilación, de Isomerización de pentanos y hexanos, **la H-Oil** y la diesel profundo (HDD) que ayudan a obtener una gasolina de alta calidad, como parte del paquete ecológico; también la Planta de Mezclado y llenado de asfaltos.

La refinería cuenta actualmente con una capacidad de refinación de 325,000 barriles por día. El área productiva está integrada por 10 sectores de proceso que incluyen plantas de proceso, plantas ecológicas, sistemas de bombeo y almacenamiento de productos y un sector de servicios auxiliares.

Siendo la calidad una de las prioridades de PEMEX Refinación, en Tula se cuenta con un área de laboratorios con equipo de punta para el análisis de las diferentes gasolinas, cuya información permite constantemente mejorar la calidad de éstas.

Para enfrentar los cambios que el país demanda, la Refinería Miguel Hidalgo, ha decidido desarrollar e implementar un sistema de calidad en busca de la mejora continua, que permita obtener energéticos que satisfagan las necesidades de nuestros clientes, cumpliendo con estándares y normas a nivel internacional, operando con eficiencia, seguridad y rentabilidad, protegiendo el medio ambiente y proporcionando al personal un espacio de trabajo satisfactorio.

La Refinería Miguel Hidalgo cuenta con certificados de calidad en los productos: Turbosina, Propileno, Gasóleo Industrial, Pemex Diesel y Gasolina Pemex Magna. Es importante destacar que el Certificado de calidad de la gasolina Pemex Magna tiene validez internacional. Ya que cumple con las normas de aseguramiento de calidad ISO-9002 en estas líneas de producción, próximamente se certificará como empresa.

La configuración actual que se sustenta en la Refinería se presenta en la Figura 3.4.

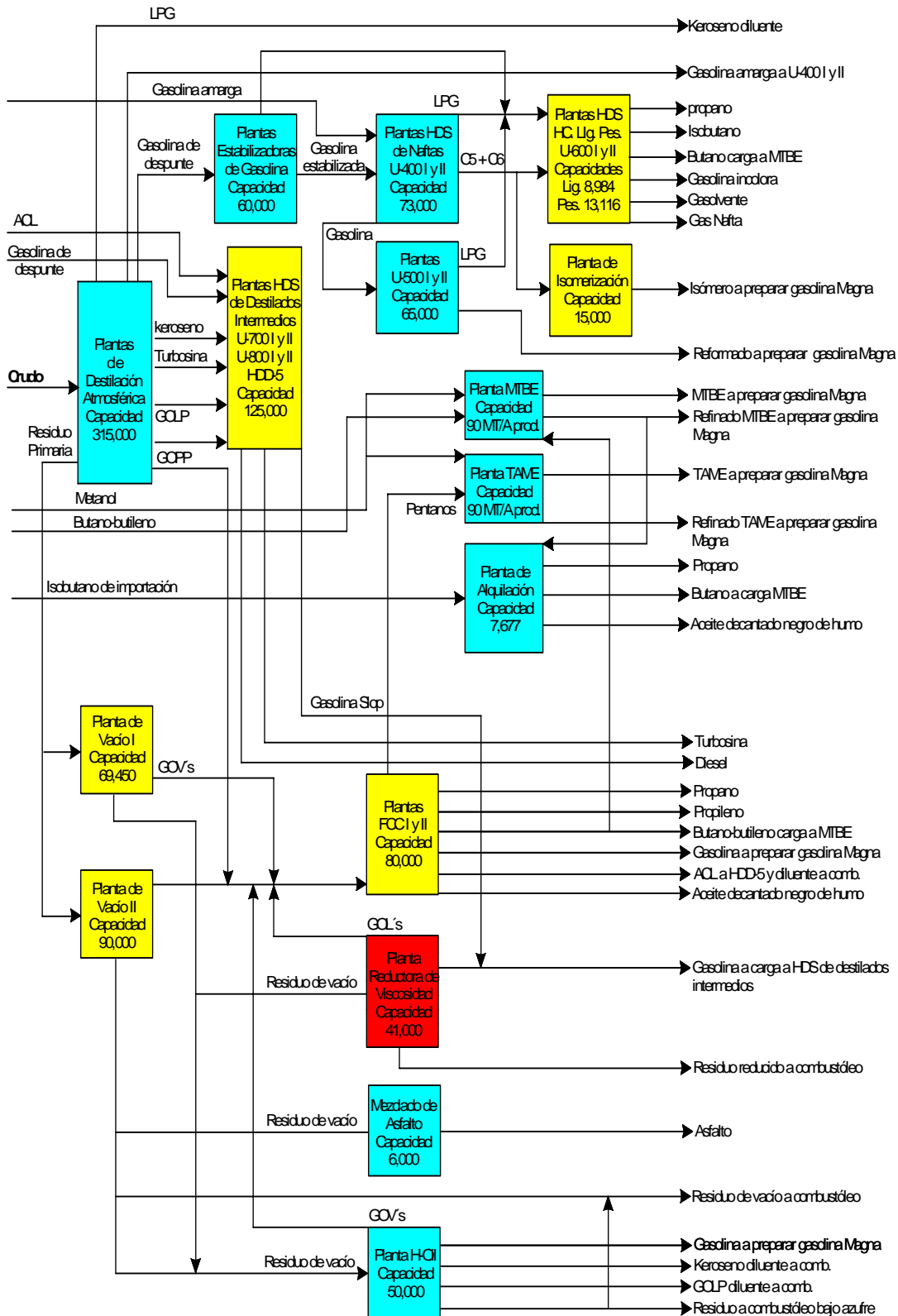
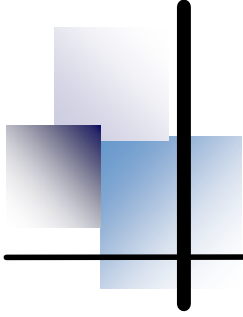
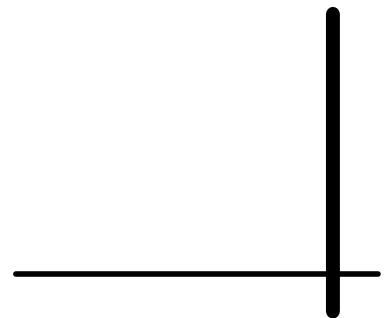


Figura 3.4 Configuración actual de la Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula, Hgo.



CAPÍTULO 4  
DESCRIPCIÓN  
DE LA PLANTA  
H-OIL



#### 4. Descripción de la Planta H-Oil

El Proceso *H-Oil* está diseñado para convertir residuo a productos más valiosos tales como combustóleo, keroseno, diesel y otros productos ligeros, con bajos contenidos de azufre; a partir de residuos con altos contenidos de azufre, desulfurándolos y convirtiéndolos en productos ligeros, logrando un nivel de conversión del 52% en volumen de los compuestos. La *H-Oil* utiliza un reactor de cama fluidizada para hidrocraquear los hidrocarburos pesados.

La alimentación (materia prima) y los objetivos de proceso pueden variar dependiendo del valor de los productos, las fuerzas económicas y las restricciones ambientales.

El proceso *H-Oil* obtiene diversas fracciones de producto con propiedades dependientes de la alimentación a la planta, entre los productos podemos encontrar:

- ◆ Gas producto (C1-C5)
- ◆ Nafta C5-190°C
- ◆ Keroseno 190-218°C
- ◆ Diesel 218-288°C
- ◆ AGO 288-332°C
- ◆ Gasóleos de vacío 332-538°C+,
- ◆ Residuos de vacío 538°C+ y combustóleo.

Los hidrocarburos presentes en el residuo son mezclas complejas de compuestos ricos en aromáticos, parafinas pesadas, S, N, O y metales, generalmente son clasificados como aceites, resinas, asfaltenos, S, N, O y metales. Un residuo típico puede contener alrededor de 20% de aceites, 65% de resinas y 15% de asfaltenos.

*Saturados*: fracción que contiene todos los compuestos saturados y son totalmente solubles en pentano.

*Aromáticos*: contiene aromáticos neutros solubles en pentano, se separan por cromatografía.

*Asfaltenos*: residuos no convertidos sin coque (los cuales presentan el mayor problema), tienen el mayor peso molecular en los residuos (5,000-10,000 g/mol) que típicamente contienen una gran concentración de azufre, nitrógeno, oxígeno, metales (80-90 % de metales de residuo, son la fuente principal de Ni, V), carbón Conradson (CCR) y una muy alta concentración de aromáticos polinucleares (PNAs) condensados -los PNAs que poseen más de 3-4 anillos proveen la mayor limitación para la conversión de residuos por su alta estabilidad térmica-. Baja proporción H/C. Su estructura química es muy compleja y no se cuenta con métodos para predecir la reactividad de los asfaltenos en bases a sus propiedades. Son los precursores del coque en el residuo. Insolubles en pentano y heptano.

*Resinas*. Solubles en pentano, se adsorben sobre arcilla; contienen aromáticos polares, ácidos y bases. 600 – 5,000 peso molecular, solventes para asfaltenos, contienen:

- de 10-20% de metales VRC (crudo de residuo de vacío)
- anillos aromáticos condensados



- contenido de azufre similar al azufre VRC

El proceso realiza tanto las funciones de *Hidrotratamiento* como *Hidrocracking*.

La adición de hidrógeno permite la hidrogenación de PNA más largos; por lo que la hidroconversión de residuos de vacío a líquidos volátiles puede ser por encima del 85%, en comparación del 50-60% por coking.

La opción preferida depende del valor relativo del residuo y los combustibles más ligeros, la disponibilidad y costo de gas natural, costo del hidrógeno, costo del catalizador, los costos de combustible de planta y si se encuentra una salida al coque producido; así como el envenenamiento del catalizador, la dificultad de los asfaltenos de difundirse a través de pequeños poros y la intolerancia para formar sedimentos y coque.

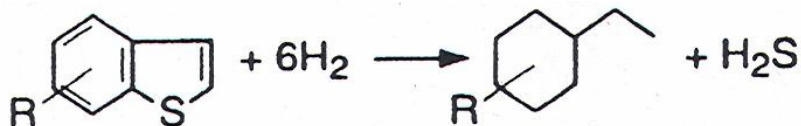
El **HIDROTRATAMIENTO** es el proceso más común utilizado para eliminar azufre de corrientes intermedias, también puede reducir el nivel de nitrógeno contenido en la corriente, además de algunos metales como níquel y vanadio. Los equipos que efectúan este proceso pueden diseñarse para procesos continuos de una alimentación de hidrocarburos particular o pueden alternar su alimentación entre diferentes corrientes.

El hidrotratamiento es un proceso de refinación en el cual hidrógeno gaseoso se mezcla con la corriente de hidrocarburo y se ponen en contacto con una cama fija de catalizador en un reactor de temperatura y presión suficientemente alta para efectuar reacciones de hidrodeshulfuración.

Las **reacciones** que toman lugar durante el **HIDROTRATAMIENTO** incluyen las siguientes:

**Hidrodeshulfuración.** Efectúa la eliminación de azufre del combustóleo, consiste en la convertir compuestos órgano-azufre en ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y compuestos orgánicos de similar peso; para disminuir la emisión de  $SO_x$  evitando daños ambientales por lluvia ácida. Trata residuos con menos de  $20^\circ API$  y hasta con el 8% de azufre (el maya posee 6.4%).

La reacción de desulfuración en el proceso de *H-Oil* es catalítica y fuertemente dependiente del nivel de actividad del catalizador y de la presión parcial de hidrógeno. Además se trata de una reacción exotérmica.

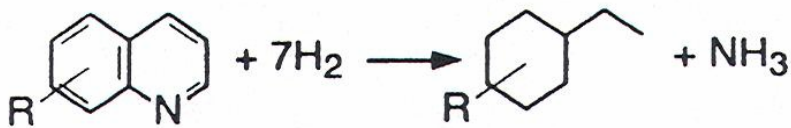


La cantidad de hidrógeno necesario para eliminar una cantidad específica de azufre varía con la estructura molecular de los compuestos de azufre, siendo más sencilla la remoción en compuestos parafínicos que en aromáticos.

**Hidrodenitrogenación.** El nitrógeno se elimina en las unidades *H-Oil* por conversión de compuestos orgánicos a amoníaco ( $\text{NH}_3$ ) y a compuestos orgánicos de similar peso. Generalmente es más difícil que la eliminación de azufre y requiere cantidades de hidrógeno aproximadamente 4 veces mayores que esa eliminación.

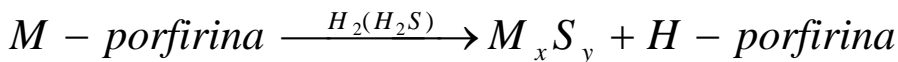
La denitrogenación es una reacción exotérmica, catalítica y depende fuertemente del nivel de actividad del catalizador y la presión parcial del hidrógeno. Requiere un sistema catalítico más activo y condiciones más rigurosas que la desulfuración.

Los compuestos de nitrógeno que se encuentran en el efluente de la *H-Oil* son variados y la cantidad de hidrógeno necesaria para removerlos depende del tipo específico de compuesto.

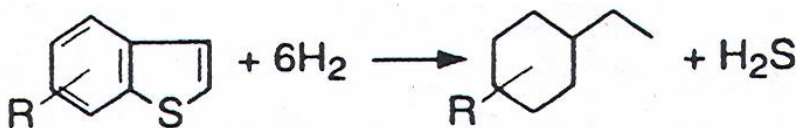


**Hidrodemetalización.** La mayor concentración de metales (V y Ni) se encuentra en la concentración de asfalteno con alguna fracción en la resina; la fracción de aceite tiende a estar casi libre de metales. Los metales son removidos como sulfuros de metal. El vanadio y el níquel removidos son absorbidos en el catalizador. Estos metales son conocidos por tapan los poros del catalizador y obstruir la actividad del catalizador.

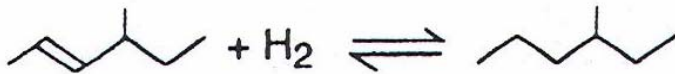
La demetalización es la remoción de metales de las moléculas asfálticas en las que el compuesto metálico es liberado, ya sea debido a la desulfuración, desnitrificación u otro mecanismo y es depositado en el catalizador. Así, el resto de la molécula puede ser convertida en compuestos de menor punto de ebullición.



**Hidrodeoxigenación.** Es la remoción de hidroxilo (OH) presente en algunas moléculas. La desoxigenación es la ruptura de los enlaces carbono-oxígeno con la formación de agua y la hidrogenación de la valencia libre. El oxígeno requiere aproximadamente dos veces más hidrógeno que el necesario para la remoción de azufre.



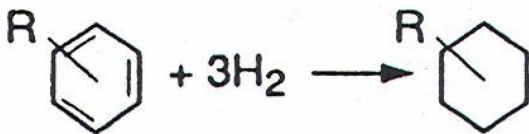
**Hidrogenación de Olefinas.** La hidrogenación de olefinas a compuestos alifáticos. Consumo estequiométrico con una molécula de hidrógeno adicionada por cada doble enlace.



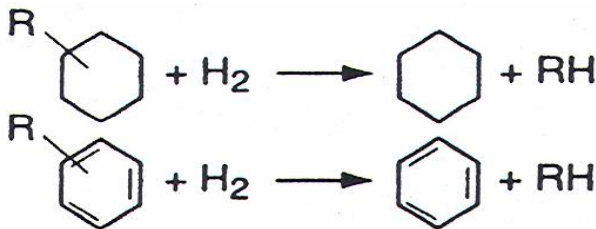
El **HIDROCRACKING** es un proceso que determina la calidad de algunos productos como el combustible jet y aceites lubricantes de alto índice de viscosidad; es más costoso que el cracking catalítico debido al precio del hidrógeno y a la presión de operación alta. Sin embargo, su uso ha aumentado por el bajo contenido de hidrocarburos aromáticos y la cantidad limitada de hidrocarburos volátiles que deben contener las gasolinas actualmente.

Las **reacciones** efectuadas durante el **HIDROCRACKING** de las cuales algunas reducen notoriamente el peso molecular del producto incluyen las siguientes:

**Hidrogenación de Monoaromáticos.** Esta es una reacción exotérmica en la que se efectúa la hidrogenación de anillos fenil.



**Hidrodealquilación.** Esta es una reacción exotérmica y como ejemplo podemos citar la separación de cadenas de alifáticos de anillos fenil.



**Hidrodeciclización.** Esta es una reacción exotérmica que permite el rompimiento de compuestos de anillos saturados.

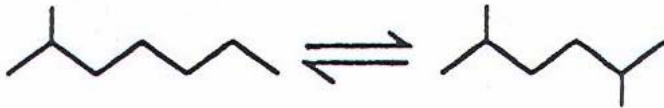


Asfaltenos → Resinas

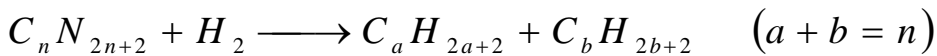
Resinas → Aromáticos

Aromáticos → Saturados

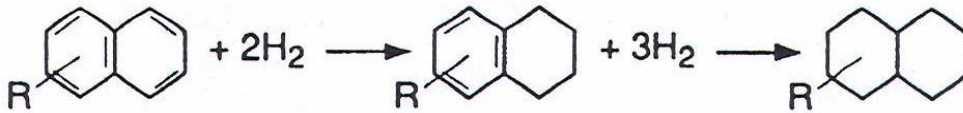
**Isomerización de parafinas.** Es un proceso que consiste en reacciones exotérmicas, cuya temperatura es controlada por enfriamiento con la inyección de corrientes de hidrógeno entre las diferentes camas de catalizador. Los productos poseen una temperatura de congelamiento muy baja y presentan alta estabilidad a la oxidación. Mantener baja temperatura durante el proceso de reacción favorece la formación de hidrocarburos altamente ramificados, lo cual aumenta el número de octano en los productos.



**Hidrocracking.** Es un proceso que transforma las fracciones pesadas del crudo en fracciones ligeras, consiste en reacciones exotérmicas que causan el rompimiento de las moléculas grandes en otras más pequeñas.

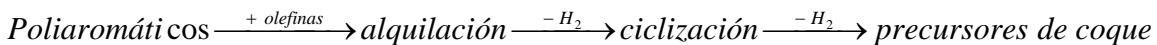


**Hidrogenación de poliaromáticos.** Estas reacciones suceden en procesos de hidrotratamiento e hidrocracking y consisten en la saturación de compuestos aromáticos policíclicos.



Como sucede con todas las reacciones que consumen hidrógeno, el hidrocracking es una *reacción exotérmica*.

**Coquización.** Estas reacciones suceden en procesos de hidrotratamiento e hidrocracking; son reacciones que rompen y modifican la estructura molecular de los hidrocarburos contenidos en el petróleo, para transformar los fondos pesados residuales del crudo en productos ligeros de mayor valor comercial y de estas reacciones se obtiene coque como subproducto.



Estas reacciones son llevadas a cabo por la formación de radicales libres debido a la ruptura de cadenas carbono-carbono a temperaturas elevadas, estos radicales libres reaccionan para formar olefinas o asfaltenos, los radicales libres pueden reaccionar con hidrógeno en la presencia del catalizador para formar productos estables; pero si las condiciones adecuadas no son mantenidas, los radicales libres también se pueden combinar con otros radicales libres para formar radicales libres de alto peso molecular.

- a) Formación de radicales libres:  $R-R \rightarrow R^* + R^*$
- b) Formación de olefinas o asfaltenos:  $R-CH_2-CH_2^* \rightarrow R-CH=CH_2 + H^*$   
 $R^* + R' \rightarrow R-R'$
- c) Terminación de radicales libres por hidrogenación o por reacción con otros radicales  
 $R^* + H^* \rightarrow R-H$   
 $R^* + R^* \rightarrow R-R$

Esta serie de reacciones puede continuar hasta la formación de especies insolubles (precursores de coque/sedimentos) de alto peso molecular. Como la temperatura es incrementada para obtener más altas conversiones, la velocidad de generación de radicales libres, y consecuentemente los precursores de coque, pueden incrementar, creando separación de fases e inestabilidad potencial en el reactor si esto es permitido para exceder el límite de solubilidad.

#### 4.1 Planta Hidrodesulfuradora de Residuales HDR

El complejo de hidrodesulfuración de residuales HDR está compuesto de varias unidades de proceso y tratamiento de efluentes las cuales son: Unidad Productora de Hidrógeno; Unidad *H-Oil*; Unidad de Manejo de Catalizador; Unidad de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros; Unidad Primaria de Amina y Tratamiento de Aguas Amargas; Unidad de Recuperación de Azufre y Tratamiento de Gas de Cola.

##### a) Unidad *H-Oil*

La planta *H-Oil* está compuesta por dos trenes en paralelo, las unidades U-3100 y U-3200, cada unidad tiene dos reactores de lecho fluidizado los cuales operan en serie, en donde se lleva a cabo la hidrodesulfuración de residuos en presencia de un catalizador y con una corriente de hidrógeno de alta pureza. La planta *H-Oil* ha sido diseñada para procesar 331 m<sup>3</sup>/h (50 000 BPD) de residuos de vacío (538 °C<sup>+</sup>) provenientes de las Plantas de Destilación Combinada 1 y Vacío 2, obtenidos de la destilación de una mezcla de 60% en volumen de crudo Istmo y 40% en volumen de crudo maya, para producir combustóleo de bajo contenido de azufre.

La sección de reacción *H-Oil* es la principal unidad del complejo, cuyo objetivo principal es producir un combustóleo con bajo contenido de azufre, a partir de residuos con alto contenido de azufre, desulfurándolos y convirtiéndolos en productos ligeros, logrando un nivel de conversión del 52% en volumen de los compuestos.

La planta *H-Oil* posee 4 reactores en los que se efectúa el proceso de hidrocrqueo. Requiere de altas presiones y temperaturas, y la conversión se realiza con un catalizador sólido constituido por alúmina impregnada con molibdeno, níquel y cobalto HDS-2443 cuyo fabricante es Criterion Catalyst.

La alimentación a la planta *H-Oil* es caracterizada de diferentes maneras debido a la importancia que estos aspectos tienen en el proceso:

- a. Peso específico (relación con la viscosidad)
- b. Contenido de metales (relación con desactivación del catalizador)
- c. Contenido de azufre( contenido de azufre en los productos, H<sub>2</sub>S generado)
- d. Contenido de nitrógeno (producción de amoníaco y después bisulfuro de amonio, que es un compuesto altamente corrosivo)
- e. Contenido de oxígeno (descarga de agua a la planta)
- f. Contenido de hidrógeno (junto con el contenido de carbono, indica aromaticidad de alimentación, y a su vez consumo de H<sub>2</sub> durante el hidrocraqueo)
- g. CCR Contenido de carbono Conradson (desactivación de catalizador y depositación de coque en reactores).
- h. Viscosidad (caída de presión y expansión en el lecho)
- i. TBP-GLC. Esta propiedad indica la cantidad de 538 °C+ que se requiere en la alimentación para definir (assess) la conversión real obtenida en la planta.
- j. Contenido de cloruros (generación de HCl o NH<sub>4</sub>Cl<sub>(s)</sub> y su disolución)

La Unidad *H-Oil* está diseñada para tratar la alimentación especificada a la capacidad de diseño. El caudal mínimo de alimentación es el 40% del caudal de diseño, o sea 132 m<sup>3</sup>/hr (20,000 BPSD).

#### **b) Unidad de Manejo de Catalizador**

Una característica importante del proceso *H-Oil* es la capacidad de agregar y extraer catalizador del sistema mientras la unidad está en operación. Debido a las grandes cantidades diarias de reemplazo de catalizador, la Sección de Manejo de catalizador también está diseñada con dos trenes de operación para servir los dos trenes de la Sección de Reacción.

#### **c) Unidad Productora de Hidrógeno**

La planta de Hidrógeno está diseñada para producir 91.258x10<sup>3</sup> Nm<sup>3</sup>/hr (81.75 MMSCFD) de hidrógeno con una pureza de 99.5% para ser usado en la unidad *H-Oil*, a partir de gas natural.

La producción de la planta de hidrógeno es lograda a partir de los siguientes procesos:

- Desulfuración de la alimentación
- Reformado
- Enfriamiento de gas y Conversión
- Purificación de Hidrógeno

#### **d) Unidad Primaria de Amina y Tratamiento de Aguas Amargas**

El gas amargo se alimenta a un absorbedor de DEA, donde la corriente de DEA pobre fluye a contra corriente, absorbiendo a su paso al H<sub>2</sub>S.

El gas tratado se lava con agua en la sección superior del absorbedor y el gas libre de  $H_2S$  se envía a la Unidad Productora de Hidrógeno.

La corriente de DEA rica sale del fondo de la torre y se mezcla con una porción del agua de lavado. La mezcla de DEA rica – agua de lavado se combina con la DEA rica de varios absorbedores localizados en la Refinería. La mezcla es enviada a un separador en donde se obtiene gas combustible, previamente tratado con DEA pobre antes de abandonar el separador y por el fondo se obtiene la DEA rica que se envía a la sección de regeneración de DEA.

El propósito del agotador de agua amarga (SWS) es remover el  $H_2S$  y el amoníaco  $NH_3$  del agua amarga, en donde se encuentran disueltos. Estos son removidos por una operación de agotamiento con vapor.

El agua amarga proviene de la columna de quencheo (sección TGTU), de las bombas knock-out (sección SRU) y de la sección de reacción *H-Oil*.

El gas SWS es enviado a las unidades recuperadoras de azufre (SRU-1, SRU-2 o SRU-3) o al quemador SWS.

#### e) Unidad de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros

Esta unidad está compuesta de dos secciones que son:

La sección de **Fraccionamiento Atmosférico y a Vacío** está diseñado para procesar 472 m<sup>3</sup>/h de los productos de reacción de la sección *H-Oil* y produce Nafta No-estabilizada y C<sub>5</sub>, keroseno, diesel, gas oil atmosférico, gas oil ligero de vacío, gas oil pesado de vacío y residuo de vacío. El residuo atmosférico constituye la alimentación para la Sección de Vacío. Esta sección puede operar satisfactoriamente con una alimentación del 60% del flujo de diseño.

La sección consiste en 2 calentadores (atmosférico y de vacío), un fraccionador atmosférico, una torre de vacío, tres agotadores, un sistema de 3 etapas de vacío y un sistema de generación de vapor, productos de enfriamiento y entrega de productos a límites de batería.

La sección de **Recuperación de Ligeros** está diseñada para procesar la nafta y las fracciones de domo más livianas de la Sección de Fraccionamiento y vapor de la Sección de Reacción, para recuperar una nafta estabilizada, gas combustible y gas licuado de petróleo, también llamado LPG. Produce gas residual que se usa como gas combustible de refinería, una corriente de LPG que después de tratamiento cáustico se envía a almacenamiento, y nafta estabilizada que se lleva a tratamiento.

La sección de Recuperación de Ligeros consiste en un compresor de gas de domo, un absorbedor-agotador, un absorbedor esponja, un desbutanizador, un absorbedor de gas combustible/amina, un absorbedor de LPG/amina y todos los equipos necesarios para la operación de esas torres. Por tratarse del tema de esta tesis serán descritos de manera amplia más adelante.

**f) Unidad de Tratamiento de Gas de Cola**

Esta unidad fue diseñada para remover el azufre del gas de cola de la Unidad de Recuperación de Azufre, antes de liberar el gas a la atmósfera. Una corriente de recirculación que contiene la mayoría del azufre es recirculada a la unidad de Recuperación de azufre.

**g) Unidad de Recuperación de Azufre**

Todas las corrientes que contienen ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) son enviadas a las plantas de recuperación de azufre para producir azufre elemental y gas de venteo a la atmósfera conteniendo menos de 250 ppm de dióxido de azufre.

La planta recuperadora de azufre cuenta con tres trenes de recuperación de azufre referidas como SRU # 1, SRU # 2 y SRU # 3, las cuales tiene las mismas características en cuanto a equipos, secuencia de flujo y condiciones de diseño, variando únicamente en la nomenclatura de los equipos. Estos trenes procesan 200 MTPD de alimentación de azufre fresca. La alimentación es suministrada de la Unidad Primaria de Amina y del Agotador de Agua Amarga. La unidad de Tratamiento de Gas de Cola proporcionará una corriente de recirculación a la unidad de Recuperación de Azufre. Esta corriente de recirculación no es considerada como una alimentación fresca de azufre.

Esta planta cuenta también con una unidad de tratamiento de gas de cola (TGTU), que procesa el gas de cola proveniente de las tres unidades de recuperación de azufre.

El Balance de Materia de diseño fue derivado en base a los siguientes datos:

- 200 MTPD de gas de amina ácido y gas del agotador de agua amarga alimentados a cada unidad.
- Aproximadamente 3% de hidrocarburos en el gas ácido de amina y 1% de hidrocarburos en gas del agotador de agua amarga.
- Cada tren tiene una eficiencia de 96% de recuperación de azufre.

La Figura 4.1 presenta un esquema de la configuración de la Planta **H-Oil**.



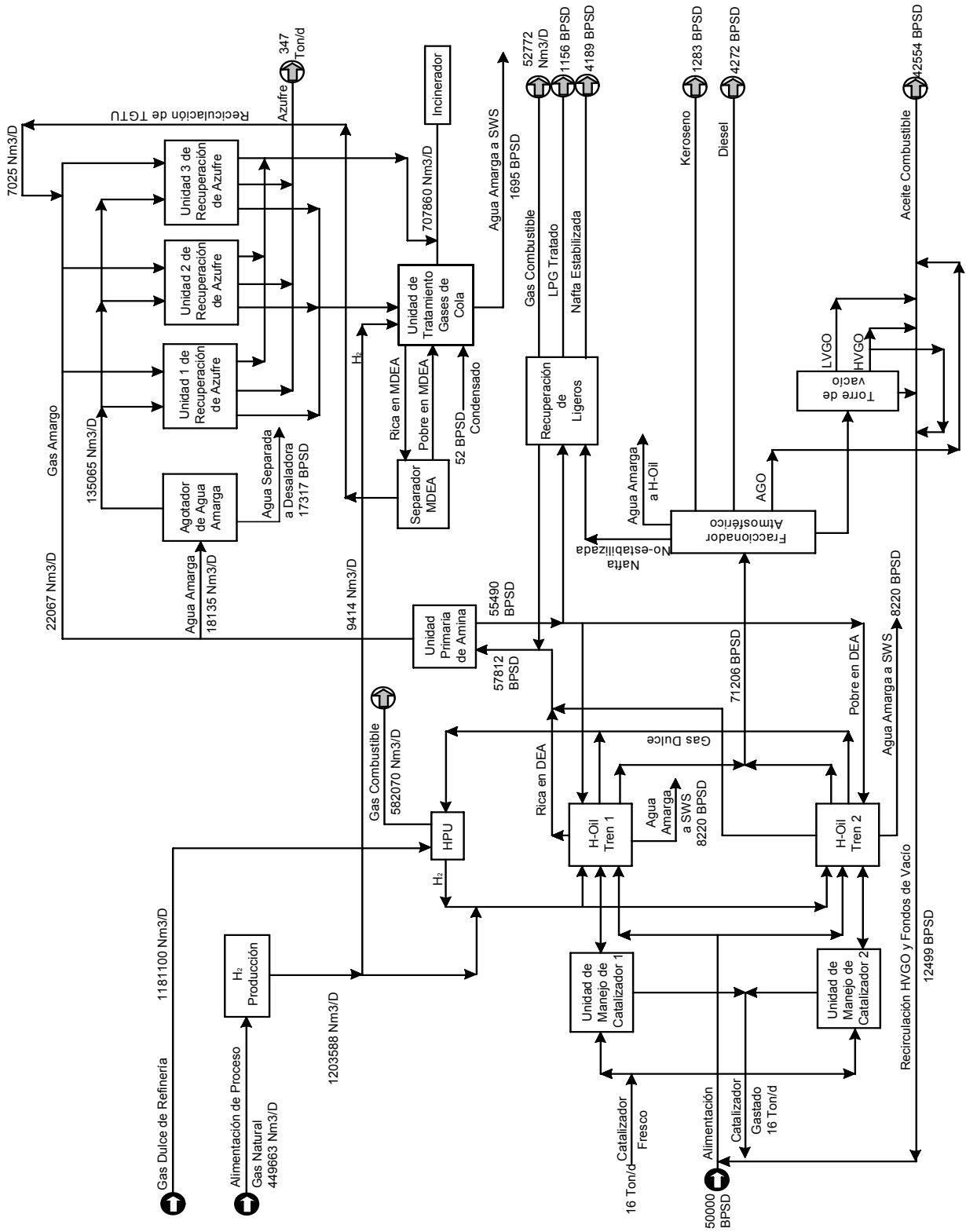


Figura 4.1 Configuración de la Planta H-Oil de la Refinería de Tula, Hgo.

Es importante definir los productos de la planta y algunas de sus especificaciones para conocer los parámetros que determinan su calidad y la operación de la planta. Estas especificaciones se muestran en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1 Especificaciones de Productos

	Nafta	Keroseno	Diesel	Gasoil Atmosferico	Vapor de Vacío	LVGO	HVGO	Residuo de Vacío
Rango TBP, °C	IBP-192	192-218	218-288	288-331	331-333	333-398	398-538	538+
Gravedad °API		41.355	34.987	28.918		26.110	17.831	6.162
Viscosidad, cS@38°C		2.2	2.6	7.8		14.0	215	38000
@99°C		0.9	1.1	1.95		2.85	16	820
Flash Point (ASTM D93) °C		>41 (*)	>41 (*)	>65		>65	>65	
Número de Cetano		≈ 42	≈ 42					
% vol.		100% vol.	90% vol.					
ASTM D86, °C		<300 (*)	<350 (*)					
% vol.		10% vol.						
ASTM D86, °C		<200 (*)						
TBP, 5%, °C		170.3	204.1	276		279.5	379.1	522.8
95%, °C		243.6	307.8	395.8		453.3	572.4	732.2
ASTM, 5%, °C		187.9	224.9	291.5		299.4	384.9	493.9
95%, °C		234.1	293.7	371.8		425.8	530.7	660.2
Flujo (kg/h)	24980	6930	23954	18781	846	34286	111440	224902
Rendimiento, %	5.6	1.5	5.4	4.2	0.2	7.7	25.0	50.4
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	37.16	8.49	28.25	21.34	1.03	38.28	117.86	219.26
Rendimiento, %	7.9	1.8	6	4.5	0.2	8.1	25.0	46.5

(\*) Estas especificaciones deben cumplirse simultaneamente

## 4.2 Descripción de la Unidad de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros

En esta sección se describirá el proceso de esta unidad de manera más detallada por ser el tema de simulación de esta tesis.

### **Fraccionador atmosférico.**

El diagrama FQ-101, FQ-102, FQ-103, FQ-151, FQ-152 muestran la separación efectuada en el fraccionador atmosférico que se describe a continuación:

Dos corrientes que provienen de la sección de reacción son alimentadas al fraccionador, DA-3501. La “alimentación caliente” es llevada al calentador BA-3501 y posteriormente a la zona de flash del fraccionador. Cada paso del calentador está provisto con las conexiones para la inyección de vapor con control de flujo.

La alimentación ligera fría se introduce a la torre en plato no. 33. Las siguientes corrientes son obtenidas de la torre atmosférica:

- Keroseno del plato no.12.
- Diesel del plato no. 24.
- Gas oil atmosférico (AGO) del plato no. 36.

Estas corrientes, las cuales poseen control de flujo, son alimentadas a los agotadores DA-3502, DA-3503 y DA-3504 respectivamente, como se muestra en el diagrama FQ-101.

El vapor del domo del fraccionador DA-3501, es condensado parcialmente en el condensador EA-3501 A/B/C/D/E. El líquido condensado se alimenta al tanque acumulador del fraccionador, FA-3501; donde se separan el vapor, la nafta no estabilizada y el agua amarga. Parte de la nafta no estabilizada es bombeada hacia el fraccionador atmosférico y el resto es enviada a los enfriadores de aceite pobre EA-3555, antes de alimentarse a la torre absorbadora – agotadora DA-3551, en la sección de recuperación de ligeros. El agua amarga recolectada en el fondo del acumulador es bombeada hacia la sección de reacción al cabezal de agua amarga o hacia la Unidad de Agotamiento de Agua Amarga (SWS). La mayor parte del vapor obtenido en el tanque acumulador del fraccionador fluye hacia el acumulador FA-3551 (acumulador de la succión del compresor GB-3551), en la sección de recuperación de ligeros (FQ-151).

La temperatura del domo del fraccionador es controlada por la cantidad de reflujo.

El keroseno obtenido en el fondo del agotador DA-3502 es bombeado al intercambiador de aceite esponja pobre/rico, EA-3556 A/B, y después al cambiador EA-3558 en la sección de recuperación de ligeros. Una parte del keroseno es usado como aceite pobre en el absorbador esponja DA-3552 (FQ-152) y después de la operación de absorción esta corriente es regresada como aceite esponja rico al plato No. 10 del fraccionador DA-3501; mientras que el keroseno restante es enviado a almacenamiento (FQ-152).

La corriente de diesel obtenida del fondo del agotador DA-3503 es bombeada a través del enfriador con aire EA-3503 y del enfriador de diesel EA-3504; finalmente es enviada a almacenamiento.

El Gas Oil Atmosférico (AGO por sus iniciales en inglés) obtenido del fondo del agotador DA-3504 es bombeado a través del intercambiador AGO/BFW EA-3506; luego el flujo de esta corriente se divide en dos: una parte es enviada al enfriador con aire de AGO, EA-3505 (FQ-101), y después a la sección de reacción como aceite de lavado del catalizador; la otra parte es enviada a la sección de vacío para mezclarse con algunas corrientes de LVGO, HVGO y residuos de vacío para formar parte del aceite combustible que se envía a almacenamiento (FQ-102).

Los fondos productos del fraccionador, son enviados al calentador de la torre de vacío BA-3502, antes de ser alimentados a la torre (FQ-103).

### **Fraccionador a vacío.**

En los diagramas FQ-101, FQ-102, FQ-103, FQ-152 se muestra el proceso de separación relacionado con el fraccionador de vacío y se describe a continuación:

La corriente de fondos del fraccionador atmosférico se mezcla con la corriente de recirculación proveniente de la torre de vacío; esta carga combinada se lleva al Calentador de Vacío BA-3502, donde se calienta para cubrir los requerimientos de vaporización (FQ-103). Una corriente de vapor es inyectada a la carga antes de pasar a través del calentador para mantener la temperatura lo suficientemente baja y mantener las velocidades altas para minimizar la degradación de la carga. Luego, esta corriente de 2 fases es alimentada a la torre a vacío DA-3505 (FQ-102).

La mezcla líquido-vapor fluye desde el calentador a la zona flash de la torre de vacío, DA-3505, en donde las fases son separadas; los vapores calientes fluyen a través de la torre y entran en contacto con el líquido que fluye a contracorriente, generado por la corriente de lavado en la zona superior.

La zona de lavado contiene empaque estructurado donde se efectúa el contacto líquido-vapor.

En la parte superior de la zona de lavado de la columna de vacío se encuentra el plato de extracción sellado de gas oil pesado de vacío (HVGO por sus iniciales en inglés). Esta corriente es bombeada y dividida en partes: (a) una de estas partes se regresa a la torre de vacío como aceite de lavado, el líquido entra en contacto con los vapores de la zona de flash y elimina los contaminantes entrantes de la misma; (b) mientras que otra parte del HVGO se envía a la Sección de Reacción como aceite del transporte, purga y lavado del catalizador, recirculación de HVGO y al Debutanizador EA-3560 en la Sección de Recuperación de Ligeros (FQ-102 y 152); (c) otra parte es enfriada en el EA-3511 A/B/C para generar vapor y después enviada a la Sección de Reacción como aceite de enfriamiento o apagado (Quench) y purga de instrumentos; (d) otra parte también enfriada se regresa a la torre de vacío y es espreada en la sección de empaques, la temperatura de esta corrientes se controla por los intercambiadores HVGO/BWF y enfriador de aire EA-3512 A/B/C; (e) y la última parte de la corriente del HVGO inicial se mezcla en línea con gas oil ligero de vacío (LVGO por sus iniciales en inglés), AGO y residuos del agotamiento para formar aceite combustible que es enviado a almacenamiento (FQ-102)

Los vapores de LVGO, los no condensables, los gases de cracking y el vapor de proceso pasan a través de la sección de condensación de la torre. La sección de condensación de la torre posee empaque estructurado para tener una baja caída de presión por el contacto de los vapores con el reflujo de LVGO (FQ-102).

En la sección de condensación, el LVGO es condensado por la recirculación de LVGO. Ambas corrientes son colectadas en el plato de extracción sellado directamente debajo de la sección empacada, donde se extrae y bombea la corriente de LVGO. Esta corriente de LVGO se divide en dos: una parte se envía al mezclado en línea junto con el HVGO, el AGO y los residuos del agotamiento para formar el aceite combustible que después se lleva a almacenamiento; y la otra parte se enfría en un enfriador con aire, después de ello se divide nuevamente, una parte se recircula a la torre de vacío donde el flujo se controla y se rocía sobre el empaque en la sección de condensación, y la otra se envía a la Sección de Reacción como aceite de sellos para las bombas de Recirculación (FQ-102).

El líquido de la zona de flash en la torre de vacío fluye hacia abajo a través de seis platos, en donde los componentes ligeros son agotados por la corriente de vapor sobrecalentado. El residuo agotado de vacío se acumula en el fondo de la torre donde se mezcla con una corriente de quench más fría (que sirve como apagado), que llega a la torre a 232 °C y el flujo se regula para obtener una temperatura en la mezcla de 366 °C en el fondo de la torre, inhibiendo así la carbonización del residuo de vacío. Del fondo de la columna se bombea la corriente de residuos de vacío, después se divide; una parte se envía a la Sección de Reacción como Recirculación de Residuo de vacío; y la otra parte se enfría generando vapor, después vuelve a dividirse en dos partes, la primera se regresa a la torre a 232°C como corriente quench, y la segunda se mezcla con el HVGO, LVGO y AGO para formar el aceite combustible, también conocido como combustóleo, que es enviado a almacenamiento (FQ-102).

El vapor, los incondensables y los gases del craking de la torre son alimentados a un sistema de vacío (3 eyectores) PK-3501, donde el vapor y los gases son condensados. Los incondensables y los hidrocarburos ligeros saturados son transportados por un sistema de eyectores, donde hay una recirculación para prevenir cavitación en la línea de domo al primer eyector (FQ-103).

Los incondensables fluyen al separador FA-3505 y, después, al Separador de Gas Amargo FA-3502; luego se lavan con una solución de amina en el Agotador Hotwell DA-3506; los gases agotados se alimentan al quemador de baja presión en el calentador de Vacío BA-3502. El condensado acumulado en el separador FA-3502 se envía al tanque FA-3504 (junto con el condensado de los eyectores); y la amina rica que se obtiene en el agotador DA-3506 se lleva a la Sección de Regeneración de Amina (FQ-103).

El condensado acumulado en el FA-3504 (después del sistema de vacío) consiste en gases craqueados, material LVGO arrastrado y vapor de los eyectores y del proceso de condensado; en este tanque se separa el aceite recuperado del agua amarga (FQ-103). El aceite recuperado se bombea intermitentemente a límites de batería (tanque), mientras que el agua amarga a la bomba de descarga de agua amarga del fraccionador (FQ-101 y 103) y luego se envía a la Sección de Reacción o a la Unidad de Agotamiento de Agua Amarga (SWSU).

El vapor generado por el HVGO en el EA-3511 es sobrecalentado en el calentador de vacío.

**Recuperación de ligeros.**

En los diagramas FQ-101, FQ-151, FQ-152, FQ-153 se muestra el proceso de separación y recuperación de ligeros que se describe a continuación:

Los vapores del fraccionador atmosférico que son acumulados en el tanque FA-3501, son enviados al tanque FA-3551, y después son comprimidos y enfriados junto con el LPG proveniente de la Sección de Reacción y el agua de alimentación al hervidor (FQ-151). Luego, el condensado y la mezcla líquido-vapor se alimentan al separador FA-3552, en donde el vapor es separado del líquido. El gas separado en el FA-3552 es regresado a la etapa final del compresor; mientras que los hidrocarburos líquidos y el agua son bombeados y mezclados con el gas comprimido de la descarga del compresor (GB-3551). La fase líquida del FA-3551 y del FA-3552 se mezclan con la corriente de descarga del compresor y con los vapores de la sección de agotamiento y el aceite rico de la sección de absorción del Absorbedor- Agotador DA-3551, después esta mezcla se alimenta al condensador y al tanque acumulador del Absorbedor-Agotador (FA-3553), (FQ-151).

El líquido separado en el tanque FA-3553 se alimenta al plato superior de la sección de agotamiento del Absorbedor - Agotador DA-3551. En la sección de agotamiento, los C<sub>2</sub> y los hidrocarburos ligeros son separados de la nafta no estabilizada. La nafta agotada de los fondos de la sección de agotamiento se envía al desbutanizador DA-3553. Los vapores del agotador se alimentan al condensador después de mezclados con la corriente de descarga del compresor, como se describió anteriormente.

El agotador se calienta utilizando la energía de las corrientes de nafta estabilizada y vapor de media presión (FQ-151).

El vapor separado en el tanque FA-3553 se alimenta en el fondo de la sección de absorción del DA-3551, y entra en contacto a contracorriente con una corriente de aceite pobre. La corriente de aceite pobre esta formada por la nafta estabilizada que proviene del fondo del Desbutanizador DA-3553 y la nafta no estabilizada que viene del condensador del fraccionador atmosférico, y es enfriada antes de ser alimentada a la etapa superior de la sección de absorción (FQ-151).

El aceite rico que se obtiene del fondo del absorbedor se mezcla con la corriente de descarga del compresor y fluye al condensador de la alimentación del Absorbedor-Agotador, como se describió anteriormente.

El vapor del domo del absorbedor DA-3551 se alimenta al fondo del absorbedor esponja DA-3552, donde entra en contacto a contracorriente con el aceite esponja pobre (FQ-152). El aceite esponja pobre proviene del agotador de keroseno de la Sección de Fraccionamiento Atmosférico y es enfriado antes de ser alimentado al absorbedor. El aceite esponja rico que se obtiene en el fondo del absorbedor (DA-3552) es calentado, regresado y alimentado en el plato 10 del fraccionador atmosférico (DA-3501). El gas ácido/amargo que se obtiene en el domo del absorbedor esponja DA-3552, es enfriado y enviado al separador de gas combustible FA-3556 antes de entrar al fondo del absorbedor de amina/gas combustible DA-3554. En donde el H<sub>2</sub>S es removido con la solución de DEA, finalmente el gas tratado se envía al cabezal de gas combustible (FQ-153).

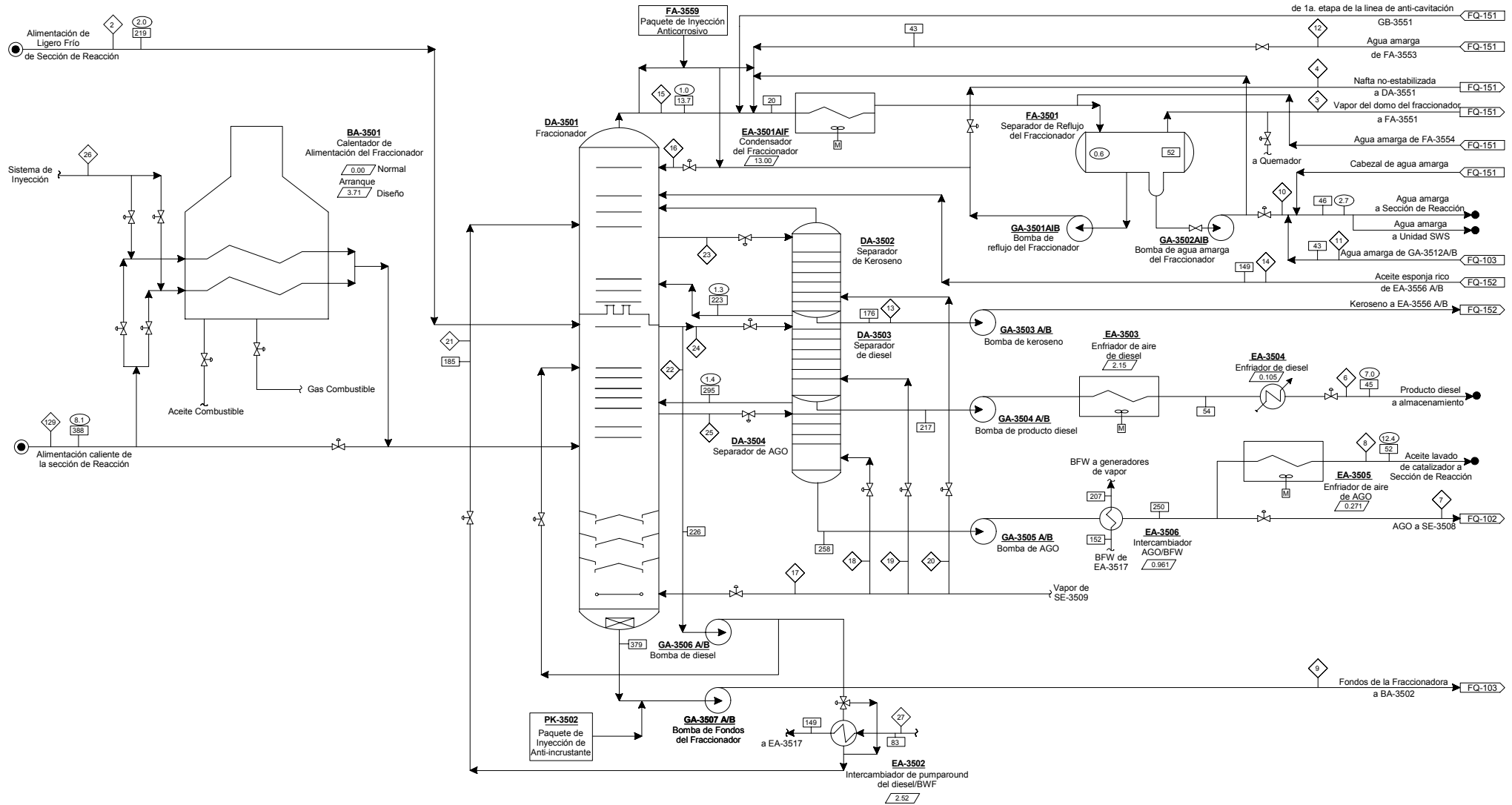
El absorbedor DA-3552 permite que la pérdida de C<sub>4</sub> y más pesados en el gas ácido/amargo sea menor.

El debutanizador DA-3553 se alimenta de la nafta agotada que proviene de los fondos del DA-3551 la cual ingresa en el plato 20 de esta columna; la columna separa el líquido proveniente del absorbedor - agotador DA-3551 en dos corrientes, en el domo se obtiene una corriente que contiene C<sub>3</sub> – C<sub>4</sub> y en el fondo una corriente de nafta desbutanizada (estabilizada), la cual es enfriada y enviada, una parte, como aceite pobre a sección de absorción de la DA-3551, mientras que el remanente es enviado a tratamiento después de ser enfriado (FQ-151).

La corriente de domo del desbutanizador DA-3553 es condensada totalmente y se envía al acumulador del desbutanizador FA-3558 (FQ-152). Parte del condensado es regresado a la torre como reflujo, el remanente se envía a la Unidad de Tratamiento con Amina a la torre DA-3555. Esta fracción líquida conteniendo los C<sub>3</sub> – C<sub>4</sub> entra al fondo del absorbedor de amina/LPG DA-3555. El H<sub>2</sub>S presente es removido con la solución de DEA pobre, que fluye a contracorriente. La corriente de producto tratado C<sub>3</sub> – C<sub>4</sub> abandona la torre por el domo y se alimentan al tanque de amina/LPG FA-3559. El LPG separado de los restos de DEA es enviado a la Unidad de Tratamiento de LPG, previo al almacenamiento (FQ-153).

La solución de DEA rica proveniente del Absorbedor de Amina/Gas Combustible DA-3554, del absorbedor amina/LPG DA-3555 y del tanque separador de amina/LPG FA-3559 es enviada a la sección de fraccionamiento y se mezcla con la corriente de fondo del agotador Hotwell DA-3506, para después ser enviada a la Sección de Regeneración de Amina (FQ-153 y 103).

La amina pobre con que se alimentan el agotador Hotwell DA-3506, el absorbedor amina/gas combustible DA-3554 y el absorbedor amina/LPG proviene de la Sección de Fraccionamiento, que a su vez es suministrada por la Sección de Regeneración de Amina (FQ-153 y 103).



SIMBOLOGÍA	
	NÚMERO DE CORRIENTE BALANCE DE MATERIA
	CORRIENTE DE PROCESO DE LIMITES DE BATERIA
	TEMPERATURA °C
	CORRIENTE DE PROCESO A LIMITES DE BATERIA
	PRESIÓN kg/cm2 m.
	CARGA TÉRMICA kcal/h E6



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA



LSyOp

DIBUJO: AMADA LORENA OCHOA MORALES  
LUZ EUGENIA LUNA RODRIGUEZ  
ELABORADO EN MÉXICO, D.F. 2006

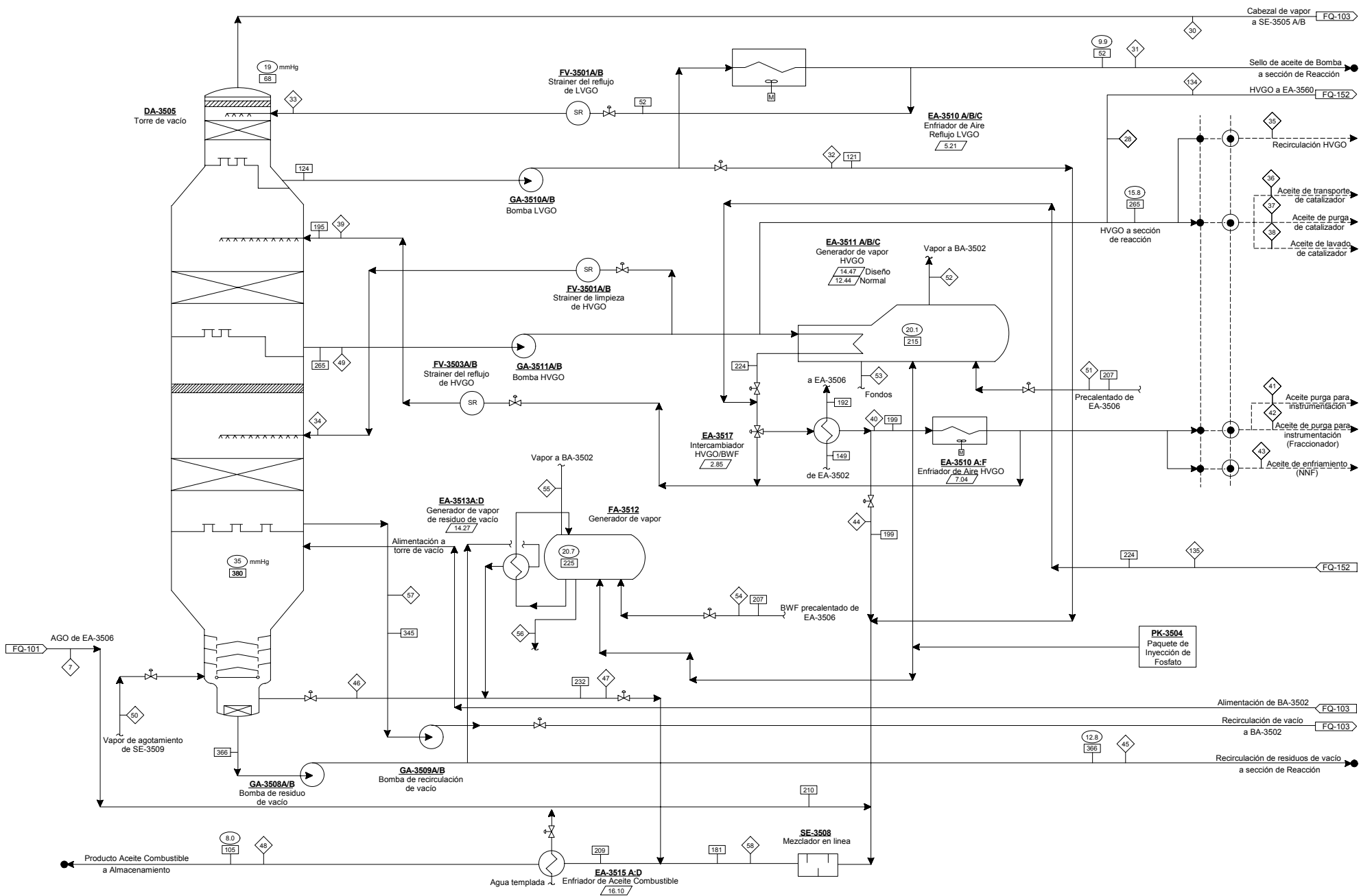
UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE LIGEROS  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
FRACCIONADOR ATMOSFERICO

PROYECTO: CASO DISEÑO

No. DE DIBUJO: FQ-101  
REV. B

LAB. SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS CONJUNTO E





SIMBOLOGÍA	
◇	NÚMERO DE CORRIENTE DE BALANCE DE MATERIA
○	TEMPERATURA °C
○	PRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> m.
●	CORRIENTE DE PROCESO DE LÍMITES DE BATERIA
●	CORRIENTE DE PROCESO A LÍMITES DE BATERIA
▭	CARGA TÉRMICA kcal/h E6



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

LAB. SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS CONJUNTO E



LSyOp

DIBUJO:

AMADA LORENA OCHOA MORALES  
LUZ EUGENIA LLANA RODRIGUEZ

ELABORADO EN MÉXICO, D.F.

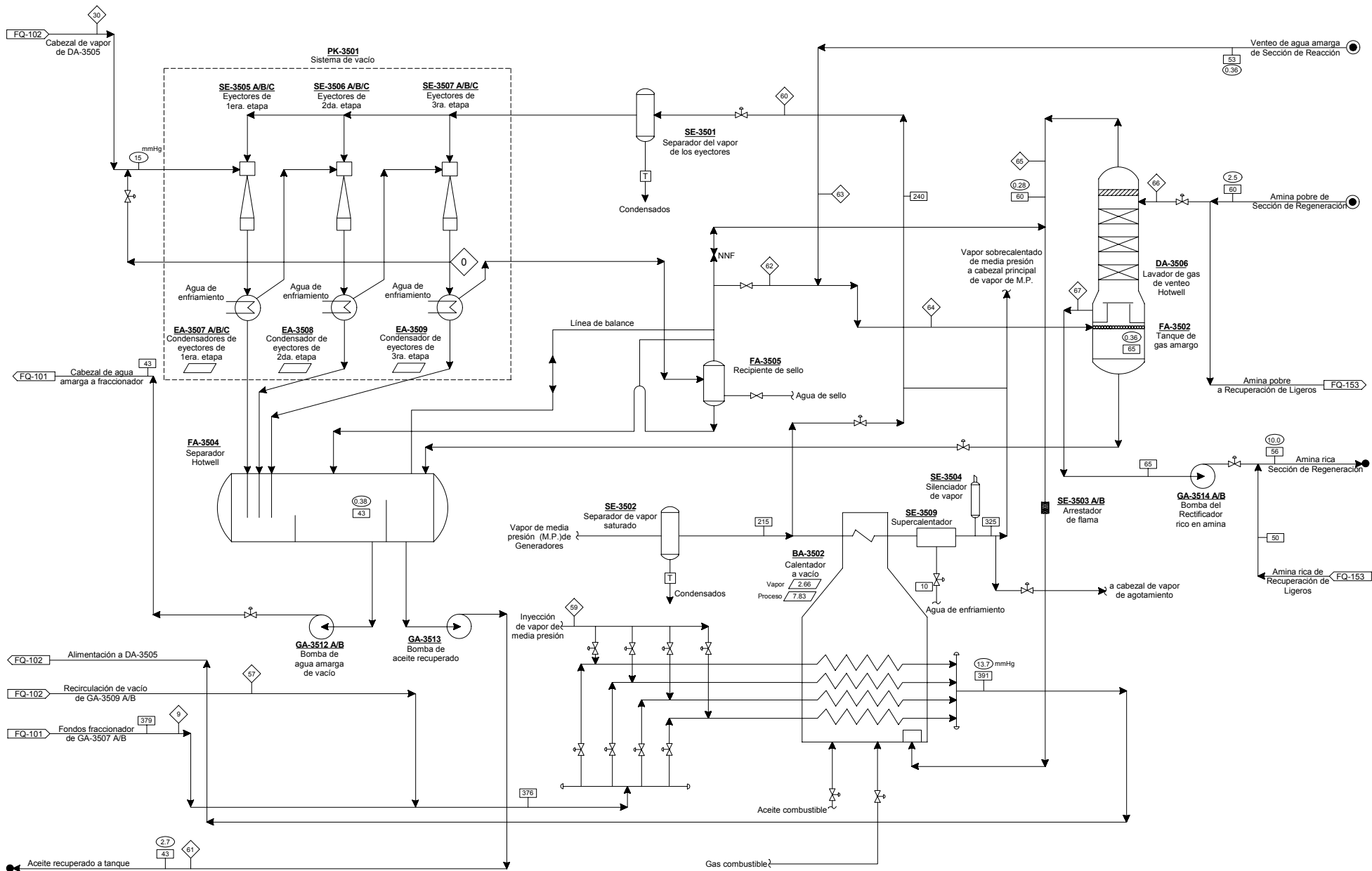
2006

UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE LIGEROS  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
TORRE DE VACÍO

PROYECTO: CASO DISEÑO

No. DE DIBUJO  
FQ-102

REV.  
B



SIMBOLOGÍA	
◇	NÚMERO DE CORRIENTE DE BALANCE DE MATERIA
○	CORRIENTE DE PROCESO A LÍMITES DE BATERIA
□	TEMPERATURA °C
●	CORRIENTE DE PROCESO A LÍMITES DE BATERIA
○	PRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> m.
▭	CARGA TÉRMICA kcal/h E6



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA



LSyOp

DIBUJO: AMADA LORENA OCHOA MORALES  
LUZ EUGENIA LUNA RODRIGUEZ  
ELABORADO EN MÉXICO, D.F. 2006

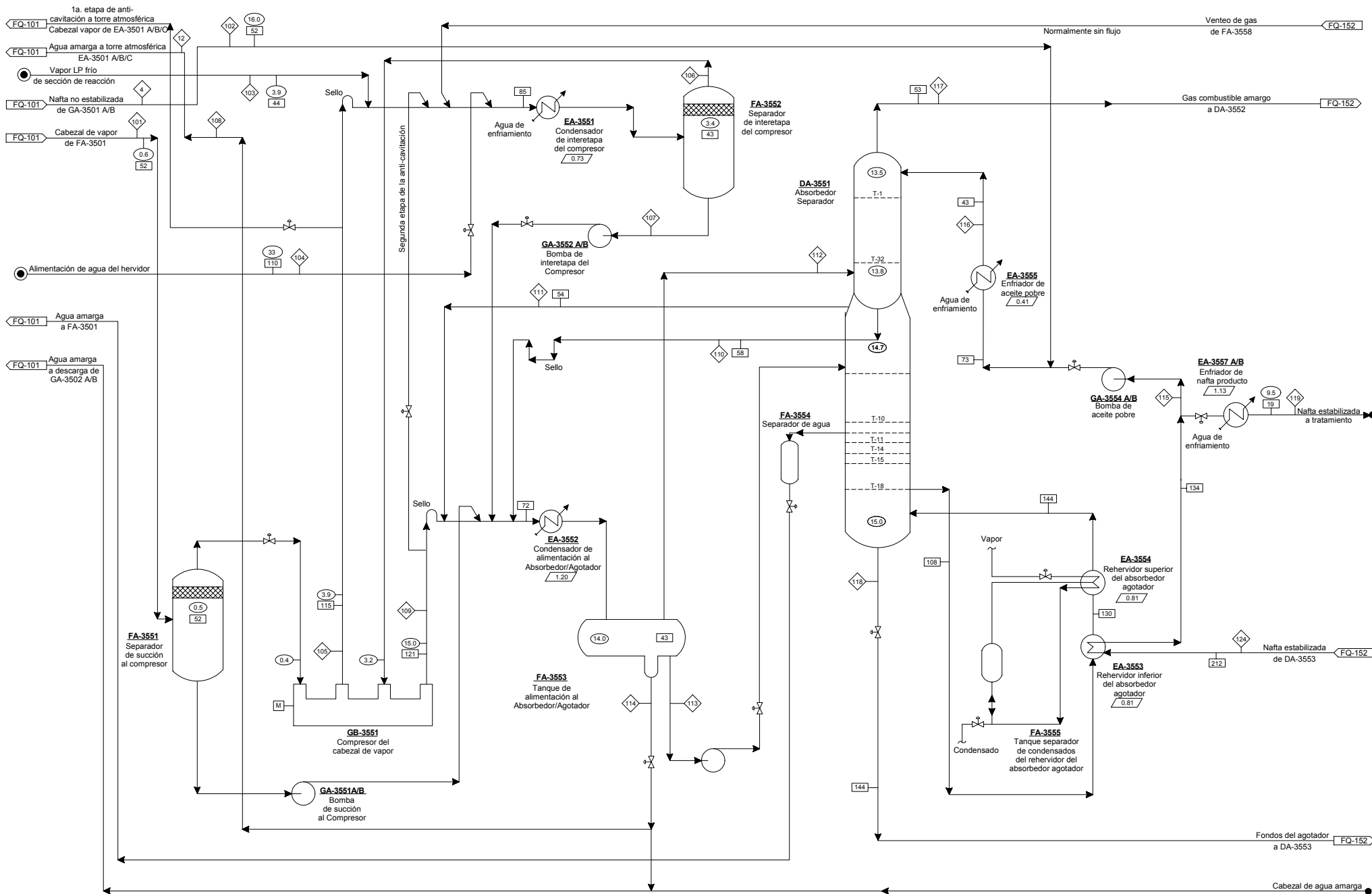
UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE LIGEROS  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO CALENTADOR Y SISTEMA DE VACÍO

PROYECTO: CASO DISEÑO

No. DE DIBUJO  
FQ-103

REV.  
B

LAB. SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS CONJUNTO E



**SIMBOLOGÍA**

◊	NÚMERO DE CORRIENTE	●	CORRIENTE DE PROCESO A LÍMITES DE BATERÍA
□	TEMPERATURA °C	●	CORRIENTE DE PROCESO A LÍMITES DE BATERÍA
○	PRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> m.	▭	CARGA TÉRMICA kcal/h E6



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA



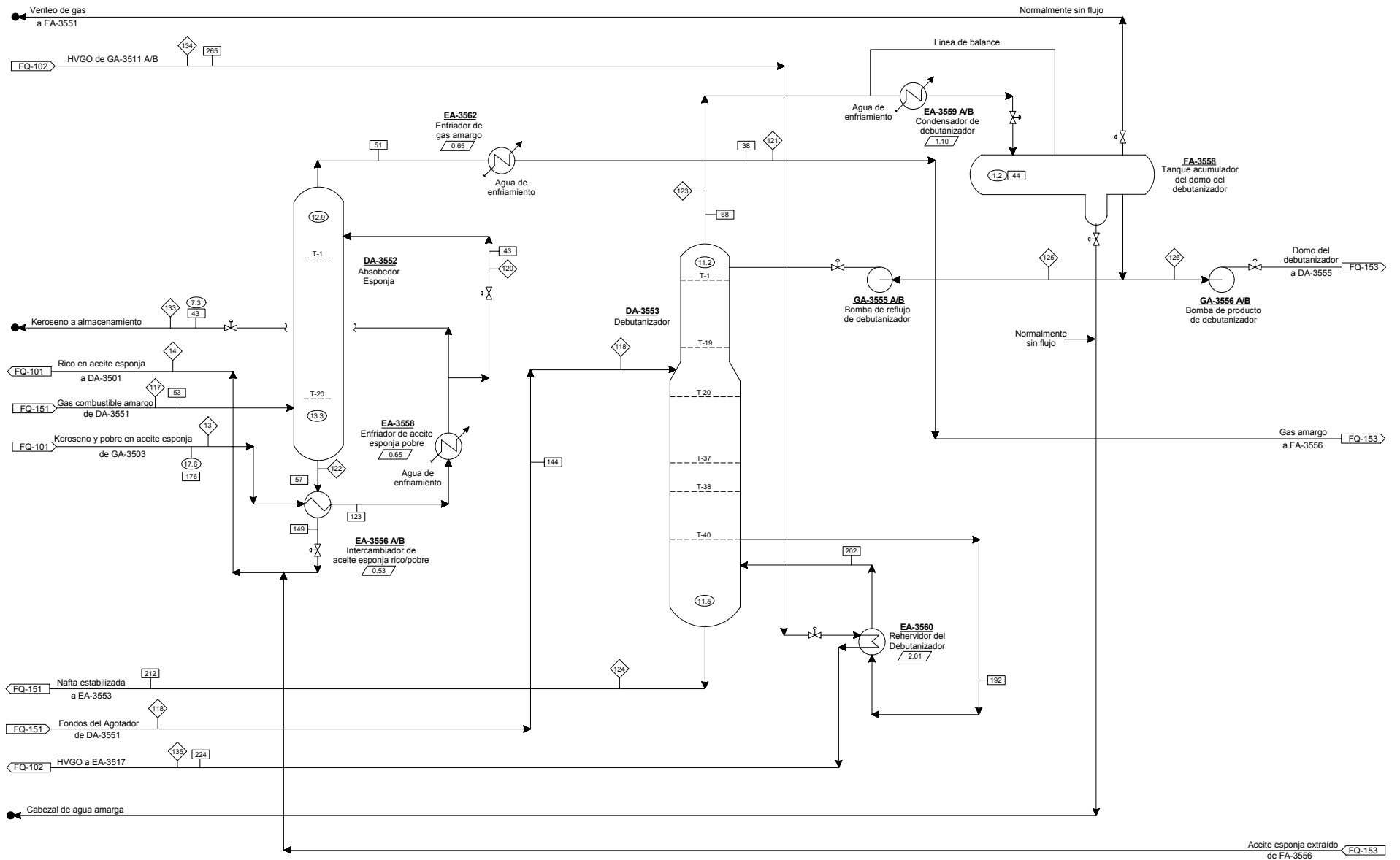
LSyOp

UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE LIGEROS  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
COMPRESIÓN, ABSORCIÓN Y SEPARACIÓN

LAB. SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS CONJUNTO E

DIBUJO:  
AMADA LORENA OCHOA MORALES  
LUZ EUGENIA LLUNA RODRIGUEZ  
ELABORADO EN MÉXICO, D.F. 2006

PROYECTO: CASO DISEÑO	No. DE DIBUJO FQ-151	REV. B
-----------------------	-------------------------	-----------



SIMBOLOGÍA	
◇	NÚMERO DE CORRIENTE BALANCE DE MATERIA
○	CORRIENTE DE PROCESO DE LIMITES DE BATERIA
□	TEMPERATURA °C
●	CORRIENTE DE PROCESO A LIMITES DE BATERIA
○	PRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> m.
▭	CARGA TÉRMICA kcal/h E6



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA



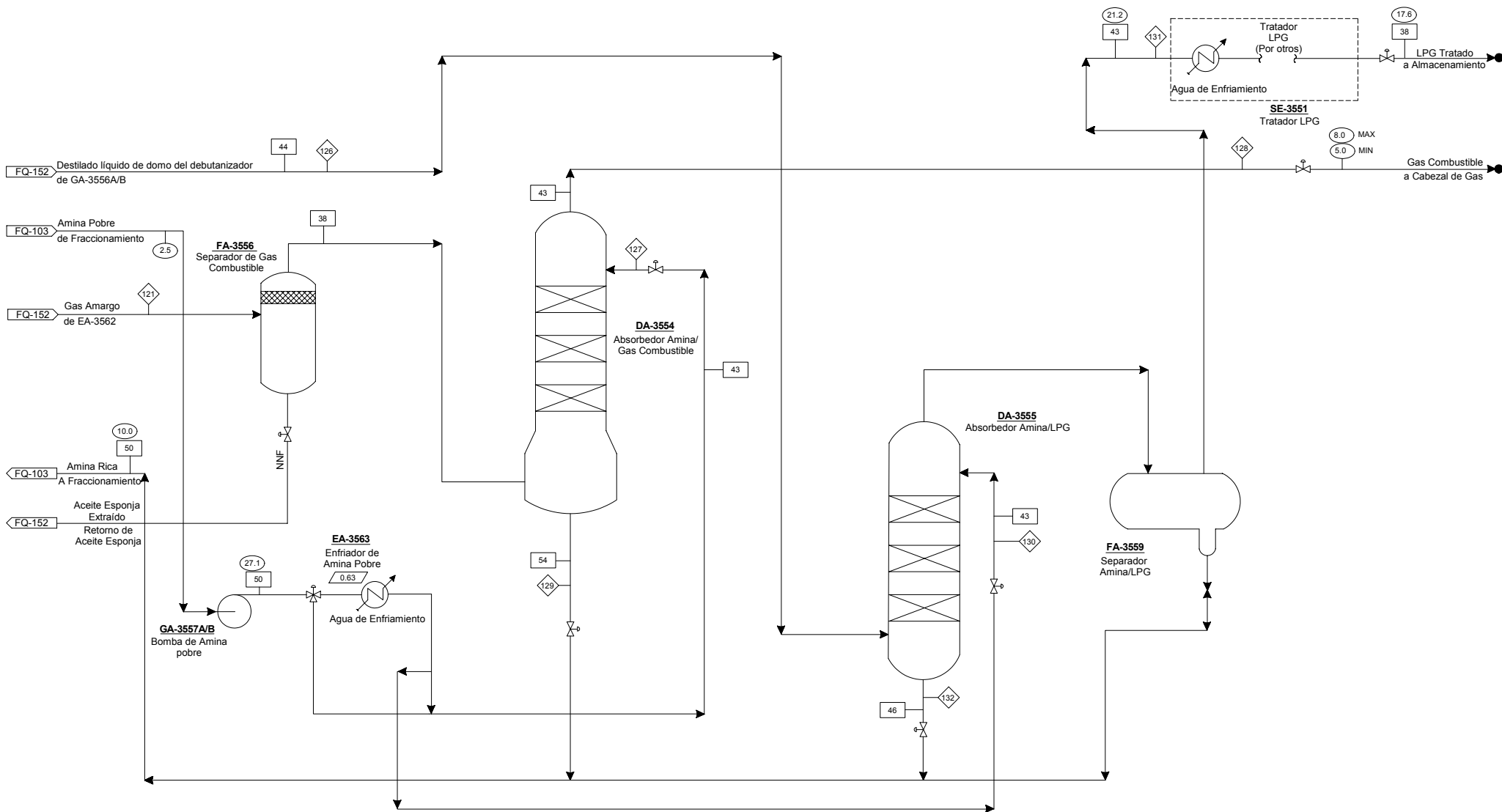
LSyOp

DIBUJO: AMADA LORENA OCHOA MORALES  
LUZ EUGENIA LUNA RODRIGUEZ  
ELABORADO EN MÉXICO, D.F. 2006

UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE LIGEROS  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
ABSORBEDOR ESPONJA Y DEBUTANIZADOR

PROYECTO: CASO DISEÑO	No. DE DIBUJO FQ-152	REV. B
-----------------------	-------------------------	-----------

LAB. SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS CONJUNTO E



SIMBOLOGÍA			
◇	NÚMERO DE CORRIENTE BALANCE DE MATERIA	●	CORRIENTE DE PROCESO DE LÍMITES DE BATERÍA
□	TEMPERATURA °C	●	CORRIENTE DE PROCESO A LÍMITES DE BATERÍA
○	PRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> m.	▭	CARGA TÉRMICA kcal/h E6



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA



LSyOp

DIBUJO:

AMADA LORENA OCHOA MORALES  
LUZ EUGENIA LUNA RODRIGUEZ

ELABORADO EN MÉXICO, D.F.

2006

UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO  
Y RECUPERACIÓN DE LIGEROS  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
TRATAMIENTO DE AMINA PARA GAS COMBUSTIBLE Y LPG

PROYECTO: CASO DISEÑO

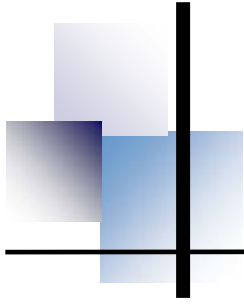
No. DE DIBUJO

FQ-153

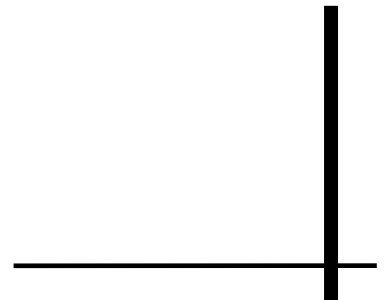
REV.

B

LAB. SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS CONJUNTO E



CAPÍTULO 5  
MODELOS  
TERMODINÁMICOS  
APLICADOS A LA  
SIMULACIÓN



## 5. Modelos termodinámicos aplicados a la simulación

En esta sección se muestran algunas de las relaciones termodinámicas que se requieren en la formulación de modelos de proceso de equilibrio y no ideales.

### **Modelos de ecuaciones**

El desarrollo del balance de materia y energía es básico para la evaluación del proceso y las decisiones de diseño. El modelo de un diagrama de flujo es tan grande como el conjunto de ecuaciones no lineales que describen

1. La conexión de las corrientes de proceso entre las diferentes unidades.
2. Las leyes de la conservación y las ecuaciones constitutivas de cada unidad expresadas en ecuaciones específicas de dicha unidad.
3. Datos y relaciones sobre las propiedades físicas que sirven como bloques para el modelo de la unidad de operación.

Además, debe considerarse la influencia del comportamiento de equilibrio no ideal y la existencia de modelos más detallados. El tratamiento detallado de las unidades es motivado por las condiciones de diseño.

Para modelar las unidades de separación completamente se requiere de relaciones entre las fases en equilibrio y balances de materia y energía. Estos modelos de etapas en equilibrio dependen de los conceptos termodinámicos, lo cual es un punto clave en el desarrollo de modelos de *diseño* más detallados para diagramas de proceso. Las propiedades termodinámicas deben incorporarse a la base de datos de propiedades físicas y las propiedades de transporte deben considerarse en mayor detalle. Los cálculos para dimensionar el equipo y estimar su costo deben realizarse después de conocer estos modelos detallados del proceso.

Una simulación precisa de las *unidades existentes* está regida frecuentemente por las condiciones geométricas y requiere de un desarrollo más detallado de los modelos del *comportamiento*. Además, el uso del diseño de modelos que se fundamentan en la termodinámica puede ser inadecuado para separaciones muy complejas que actualmente se consideran con mayor precisión con modelos de transferencia de masa.

A continuación se tiene un resumen de relaciones termodinámicas no ideales que se emplean usualmente como herramientas en la simulación. Estos modelos están fundamentados con la construcción y verificación de los bancos de datos de las propiedades físicas, obtenidos de la experimentación. Su construcción en los simuladores es un procedimiento numérico robusto para el cálculo de propiedades termodinámicas y de transporte.

Cabe mencionar que algunas de estas relaciones buscan representar el comportamiento de sistemas no ideales.

### Modelos de ecuaciones de estado

HYSYS proporciona mejoras a las ecuaciones de estado (PR y PRSV) para tratamientos rigurosos de sistemas de hidrocarburos; semi-empíricos y modelos de presión de vapor para sistemas de hidrocarburos más pesados; correlaciones de vapor para predicciones de propiedades de vapor adecuadas; y modelos de coeficientes de actividad para sistemas químicos.

Las ecuaciones de estado pueden modelar el comportamiento en ambas fases, la fase líquida y la fase vapor, para una variedad de sistemas en un amplio rango de condiciones. Estos modelos son especialmente importantes en sistemas de una, dos o tres fases a altas presiones donde se observa la diferencia del comportamiento de gas ideal en la fase vapor. Pueden ser aplicadas en un amplio rango de eficiencia y fiabilidad.

Las ecuaciones de estado cúbicas son modelos para gases no ideales; hay dos que se emplean generalmente Peng Robinson<sup>1</sup> (PR) y Soave-Redlich-Kwong<sup>2</sup> (SRK). La primera, PR, se utiliza en cálculos de equilibrio líquido-vapor y densidades de líquidos para sistemas de hidrocarburos; se han realizado modificaciones al modelo original para ampliar su rango de aplicación y mejorar sus predicciones para sistemas no ideales. Sin embargo, en situaciones donde se encuentran sistemas altamente no-ideales, se recomienda el uso de Modelos de Actividad. La SRK provee resultados comparables a la ecuación PR, pero su rango de aplicación es más limitado.

La ecuación Peng Robinson Stryjek Vera<sup>3</sup> (PRSV) es una doble modificación a la ecuación de estado PR, que amplía la aplicación del método PR original para sistemas moderadamente no ideales. Para sistemas específicos de agua amarga están disponibles tratamientos más especializados (Sour PR y Sour SRK)<sup>4</sup>. La ecuación Sour PR combina la ecuación de estado PR y el modelo API-Sour de Wilson para el manejo de sistemas de agua amarga; y la ecuación Sour SRK combina el modelo Soave Redlich Kwong y el modelo API-Sour de Wilson

La ecuación Kabadi Danner<sup>5</sup> es una modificación de la ecuación SRK para mejorar los cálculos de equilibrio líquido-líquido-vapor para sistemas agua-hidrocarburos, particularmente en regiones diluidas; mientras que la ecuación Zudkevitch Joffee<sup>6</sup> es una modificación a la ecuación de estado Redlich Kwong para mejorar la predicción de equilibrio líquido-vapor para sistemas de hidrocarburos y sistemas que contienen hidrógeno.

---

<sup>1</sup> Peng, D.Y. and Robinson, D.B., "A Two Constant Equation of State", *I.E.C Fundamentals*, 15, pp. 59- 64 (1976).

<sup>2</sup> Soave, G., *Chem Engr. Sci.*, 27, No. 6, p. 1197 (1972).

<sup>3</sup> Stryjek, R., Vera, J.H., *J.Can. Chem. Eng.*, 64, p. 334, April 1986.

<sup>4</sup> API Publication 955, *A New Correlation of NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S Volatility Data From Aqueous Sour Water Systems*, March 1978.

<sup>5</sup> Kabadi, V.N., and Danner, R.P. *A Modified Soave-Redlich-Kwong Equation of State for Water-Hydrocarbon Phase Equilibria*, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 1985, Volume 24, No. 3, pp 537-541.

<sup>6</sup> Zudkevitch, D., Joffee, J. "Correlation and Prediction of Vapor-Liquid Equilibria with the Redlich-Kwong Equation of State", *AIChE Journal*, Volume 16, No. 1, January pp. 112-119.



El modelo de Lee-Kesler Plöcker<sup>7</sup> es un método generalmente preciso para mezclas y sustancias no polares, que se deriva de una modificación a la ecuación BWR (Benedict-Webb-Rubin).

### **Modelos de coeficientes de actividad en los líquidos**

Aunque los modelos de las ecuaciones de estado han probado ser confiables en la predicción de propiedades de la mayoría de los hidrocarburos en un amplio rango de condiciones de operación, su aplicación es limitada principalmente en componentes no-polares o ligeramente polares. Sistemas altamente no-ideales son mejor modelados usando los Modelos de Actividad<sup>8</sup>. Los modelos de actividad, son mucho más empíricos. Los sistemas químicos polares o no ideales son manejados tradicionalmente usando modelos duales. En este tipo de enfoque, una ecuación de estado es usada para predecir los coeficientes de fugacidad del vapor y un modelo de coeficiente de actividad es usado para la fase líquida. Se mencionarán algunos de los Modelos de Actividad existentes.

El modelo de Margules se emplea para el cálculo de sistemas cercanos a los ideales con moléculas de tamaños semejantes, la ecuación no tiene ninguna base teórica, pero es práctica para estimaciones rápidas e interpolación de datos.

Ya que los modelos de Margules y van Laar son menos complejos que el modelo de Wilson, NRTL y UNIQUAC, requieren menos tiempo para resolver cálculos de flash. Sin embargo, estos son más viejos y más empíricos basados en modelos y generalmente dan resultados más pobres para mezclas fuertemente no ideales tales como sistemas de hidrocarburos-alcohol, particularmente para regiones diluidas.

Para la simulación de procesos, los modelos comunes de coeficientes de actividad para líquidos estiman actividad multicomponente. Una gran ventaja es que la aproximación es relativamente con pocos datos para un modelo preciso de mezclas complejas. Los modelos de coeficientes de actividad involucran el concepto de interacción binaria, que caracterizan las interacciones entre pares de grupos estructurales en la molécula. Esta información puede predecir coeficientes de actividad en moléculas con grupos estructurales similares, para los que no hay datos disponibles. Los modelos en líquidos incluyen la ecuación de Wilson y NRTL (Non Random Two-Liquid). Ambos modelos tienen parámetros que deben ser estimados con datos experimentales, los parámetros binarios requeridos para los modelos de actividad son ajustados por medio de una regresión lineal basados en los datos de ELV colectados de DECHEMA, Chemistry Data Series<sup>8</sup>, aunque existen aproximaciones propuestas por Reid que alcanzan resultados razonables.

Todos los modelos de actividad, con la excepción de la ecuación de Wilson, automáticamente pueden calcular tres fases dando los correctos parámetros de energía.

Los modelos más nuevos tales como Wilson, NRTL y UNIQUAC utilizan el concepto de composición local y proporciona una mejora en su aplicación y fiabilidad general.

---

<sup>7</sup> Knapp, H., et al., "Vapor-Liquid Equilibria for Mixtures of Low Boiling Substances", Chemistry Data Series Vol. VI, DECHEMA, 1989.

<sup>8</sup> Biegler L.T, Grossmann I.E., Westerberg A.W. "Systematic methods of Chemical Process Design" Prentice Hall PTR, pp 208-215, USA 1999.

La ecuación NRTL es una extensión de la ecuación de Wilson y representa el comportamiento de fases en equilibrio ELV, ELL, ELLV.

El modelo UNIQUAC (Universal Quasi Chemical) también maneja el equilibrio entre fases vapor-líquido y líquido-líquido. Es matemáticamente más complicada que la NRTL pero requiere menos parámetros de ajuste, lo cual también la hace menos dependiente de la temperatura. Ese modelo se puede utilizar con un mayor rango de componentes. El modelo UNIFAC (UNIQUAC Functional-Group Activity Coefficient) inicia con la ecuación UNIQUAC y agrega la contribución de grupos estructurales. Esta aproximación es precisa para sistemas no electrolíticos para VLE, LLE y VLLE. Es especialmente útil cuando no se conocen los datos binarios y necesitan estimarse. Algunos estudios recientes han extendido su aproximación a sistemas electrolíticos y poliméricos y métodos diversos en aplicaciones para la simulación de procesos.

Estas herramientas para la simulación de procesos que permiten incluir comportamientos no ideales en la fase líquida y en la fase gas son esenciales para el análisis y evaluación de los diagramas de flujo. Es importante resaltar que si estos modelos no son elegidos de manera apropiada y cuidadosa se puede incurrir en cálculos innecesarios con una gran falta de precisión en los resultados obtenidos del proceso.

Es por ello que en la simulación realizada se emplearon tres ecuaciones: **Peng Robinson**, principalmente; **NRTL** para la separación en VLLE; y **Sour Peng Robinson** para separación de hidrocarburos ligeros en presencia de H<sub>2</sub>S. En el siguiente capítulo se presenta una información más detallada referente a ello.

## 5.1 ¿Qué es HYSYS?

HYSYS es un simulador de procesos diseñado por Hyprotech.

HYSYS es una herramienta de análisis y modelado en las operaciones unitarias de ingeniería química. Ayuda a predecir el comportamiento de las variables dependientes al sufrir alguna modificación otras variables seleccionadas por el usuario, también se pueden especificar las características de los productos y obtenerse las cargas térmicas de rehervidores, etc.

Es una herramienta de modelado de procesos para la simulación a estado estacionario, diseño, monitoreo del comportamiento, optimización y planeación de los negocios relacionados con crudo y la producción de gas e industrias de refinación del petróleo.

Uno de los objetivos de los programas como HYSYS y Aspen es proporcionar la capacidad de diseñar un proceso entero tan completa y precisamente como sea posible. La mayoría de las diferencias existentes entre estos programas son la interfaz de usuario.

HYSYS (a diferencia de Aspen) es un programa que no espera a que se suministren todos los datos para iniciar los cálculos, siempre calcula todos los parámetros posibles y los resultados siempre están disponibles, aun mientras ejecuta cálculos. Cualquier cambio que se efectúe en los datos es propagado automáticamente a través del programa y se recalcula todo lo necesario instantáneamente. Generalmente, es más sencillo localizar los errores mientras se va

construyendo la simulación; sin embargo, hay ocasiones en las que no se desea que HYSYS calcule el diagrama entero cada vez que se realice un pequeño cambio. De ahí, la existencia de diferentes pantallas (ambientes), mientras se encuentra en un ambiente, los cálculos en otro ambiente no se efectúan. HYSYS nos permite movernos entre los distintos ambientes en cualquier momento mientras se está realizando la simulación.

El concepto de ambiente de diseño es uno de los fundamentos en los que HYSYS se construyó. Estos ambientes te permiten acceder e introducir información en un área segura (ambiente) de la simulación, mientras que otras áreas de la simulación se encuentran en espera. Las otras áreas no continuarán los cálculos en estado estacionario hasta que se haya finalizado el trabajo en el área activa.

Los ambientes de HYSYS pueden agruparse en las siguientes categorías:

1. Ambientes base

- a) Bases de Simulación: Este es el primer ambiente en el que se entra al iniciar una simulación. Aquí se crea, se define y se modifica los paquetes de fluidos que se usará en el diagrama de proceso de la simulación. En general, un paquete de fluido contiene, como mínimo, un paquete de propiedades (los cuales contienen los modelos para el cálculo de propiedades), y una librería y/o componente hipotéticos; también puede contener información tal como reacciones y parámetros de interacción.
- b) Caracterización del aceite: Este nos permite caracterizar el petróleo creando y definiendo ensayos y mezclas. Aquí se generan hipocomponentes de petróleo para usarse en el paquete de fluido. A este ambiente sólo se accede en el Ambiente Bases de Simulación.

2. Ambientes de Simulación.

- a) Ambiente Principal del Flowsheet/Ambiente del Sub-Flowsheet: Es donde se realiza la mayoría del trabajo en HYSYS. Aquí se instala y se define lo siguiente:
  - Corrientes
  - Unidades de operación
  - ColumnasUn ambiente de sub-flowsheet es casi idéntico al ambiente flowsheet principal, porque aquí se pueden instalar corrientes, operaciones y otros sub-flowsheets. Una diferencia es que cada flowsheet instalado en la simulación tiene su propio ambiente correspondiente, mientras que sólo hay un ambiente Ambiente flowsheet Principal. La otra diferencia es que mientras se está en un ambiente sub-flowsheet, los cálculos de estado estacionario en otras áreas de la simulación son puestas en “espera” hasta que se retorne al ambiente flowsheet principal.
- b) Ambiente del Sub-Flowsheet de la columna. En este ambiente es donde se puede instalar y definir las corrientes y operaciones contenidas en el sub-flowsheet, y es similar al ambiente sub-flowsheet descrito anteriormente. Ejemplos de unidades de operación que se puede instalar en una columna sub-flowsheet incluyen los siguientes:
  - Secciones de platos
  - Condensadores
  - Reboilers

- Strippers
- Intercambiadores de calor
- Bombas

Hyprotech cree que la simulación de procesos mejora los procesos ya comprendidos para poder tomar decisiones de proceso que resulten benéficas para este mismo. Esta solución ha sido y seguirá siendo una simulación interactiva. Esto ha probado ser el uso más eficiente del tiempo de simulación; pero para construir un modelo interactivo –con acceso inmediato a los resultados- se debe tener la comprensión más completa del proceso de simulación.

HYSYS utiliza el poder del diseño orientado a objetos, junto con un ambiente gráfico manejado para entregar un ambiente de simulación interactivo donde: los cálculos se realicen automáticamente cuando se reciba nueva información, y el acceso a la información requerida no este restringido.

Este programa combina una extensa regresión de datos, un acceso a una base de datos termodinámicos (TRC, DIPPR, DDB, API, PDS) y la tecnología de destilación de Mayflower que permite el diseño y análisis de sistemas de separación, incluyendo destilación azeotrópica y extractiva, y sistemas no ideales, heterogéneos y múltiples fases líquidas.

En la producción de gas y crudo, el procesamiento del gas y las industrias de refinación del petróleo que enfrentan la necesidad de optimizar el diseño de los procesos y alcanzar las operaciones más confiables y estables. Las industrias de proceso deben identificar diseños óptimos rápidamente con el menor riesgo de re-trabajo (repetir el trabajo) mientras permanecen competitivas en las decisiones de negocios a tiempo mientras alcanzan los objetivos del negocio de diseño y operación eficiente, plantas de proceso más seguras y rentables.

El modelado de los procesos es una tecnología poderosa que permite a administradores e ingenieros unir objetivos de negocios críticos para el diseño del proceso. Los principales beneficios del modelado del proceso incluyen

- a) el uso de escenarios “what-if” (si sucediera) y la sensibilidad de análisis para identificar el diseño óptimo en base a las metas de operación y del negocio.
- b) Asegurarse que el equipo está apropiadamente especificado para la entrega del rendimiento del producto deseado y especificaciones.
- c) Evaluación del efecto en el campo de la seguridad, y rentabilidad del proceso cuando ocurren cambios en la alimentación, contratiempos y periodos de paro
- d) Monitoreo del comportamiento del equipo respecto a lo esperado.
- e) Evaluación de las deficiencias del equipo como puede ser un intercambiador de calor con ensuciamiento, una columna inundada para la evaluación del equipo empleado en diferentes servicios o evaluación de las consecuencias de un cambio de las bases de diseño.

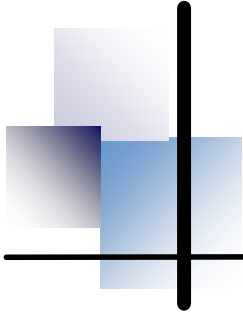
HYSYS está construido a base de tecnologías probadas, con más de 25 años de experiencia en el suministro de herramientas para las simulaciones de proceso de crudo, gas e industrias de refinación. Este provee una solución al modelado de proceso interactivo e intuitivo que permite que los ingenieros creen modelos de estado estacionario para diseño de la planta, monitoreo del comportamiento, localización y resolución de problemas, mejoras operacionales, planeación de negocios y administración.

**Ecuaciones recomendadas a emplear en simulación**

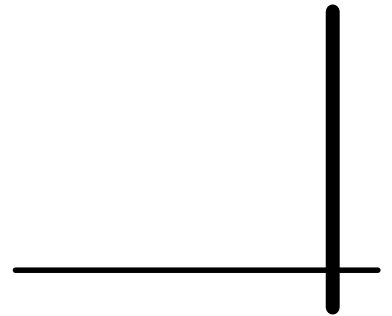
La siguiente tabla lista algunos sistemas típicos y correlaciones recomendadas para desarrollar la simulación en HYSYS, estas están dadas en el manual elaborado por Hyprotech.

**Tabla 5.1 Modelos recomendados para algunos sistemas.**

Tipo de Sistema	Método de Propiedades Recomendado
Deshidratación TEG	PR
Agua Amarga	PR, Sour PR
Gas Criogénico	PR, PRSV
Separación de Aire	PR, PRSV
Torre de Crudo Atmosférica	PR, GS
Torre de Vacío	PR, GS (<10 mm Hg) Braun K10, Esso K
Torre de Etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas de alto Hidrógeno	PR, ZJ o GS
Sistemas de Reserva	PR
Sistemas de Vapor	Steam Package, CS o GS
Inhibición Hidratada	PR
Sistemas Químicos	Modelos de Actividad, PRSV
Alquilación HF	PRSV, NRTL
Deshidratación con Aromáticos TEG	PR
Sistemas de Hidrocarburos donde la solubilidad del agua es importante	Kabadi Danner
Sistemas con gases selectos e hidrocarburos ligeros.	MBWR



CAPÍTULO 6  
SIMULACIÓN DE  
LA PLANTA  
H-OIL



## 6. Simulación de la Planta H-Oil

La simulación de procesos consiste en dos bloques de manera general, los cuales son: la declaración de componentes en el sistema de estudio, la elección y declaración de las ecuaciones de estado que se emplean durante la simulación para el cálculo de las diferentes propiedades termodinámicas; y la declaración de la secuencia de operaciones unitarias a las cuales serán sometidos los componentes durante el proceso químico. Con estos parámetros definidos es posible generar un esquema de simulación de procesos. HYSYS es un simulador que permite declarar los compuestos y después el esquema de simulación o viceversa. Es importante notar que este simulador permite efectuar el cálculo de cada equipo de forma inmediata sin que todo el esquema de simulación se haya declarado.

### 6.1 Etapas realizadas en la Simulación

En este capítulo se presenta la secuencia de pasos realizados para generar el esquema de simulación en la planta de H-Oil en la sección de fraccionamiento atmosférico y de vacío, y la sección de recuperación de ligeros de Tula, Hidalgo.

La secuencia de actividades realizadas para generar el esquema de simulación es como sigue:

En el Ambiente Base el cual se muestra en la Figura 6.1

- Selección y declaración de la ecuación de estado para el cálculo de propiedades termodinámicas.
- Declaración de componentes puros que se encuentran en la mezcla de hidrocarburos en la alimentación.

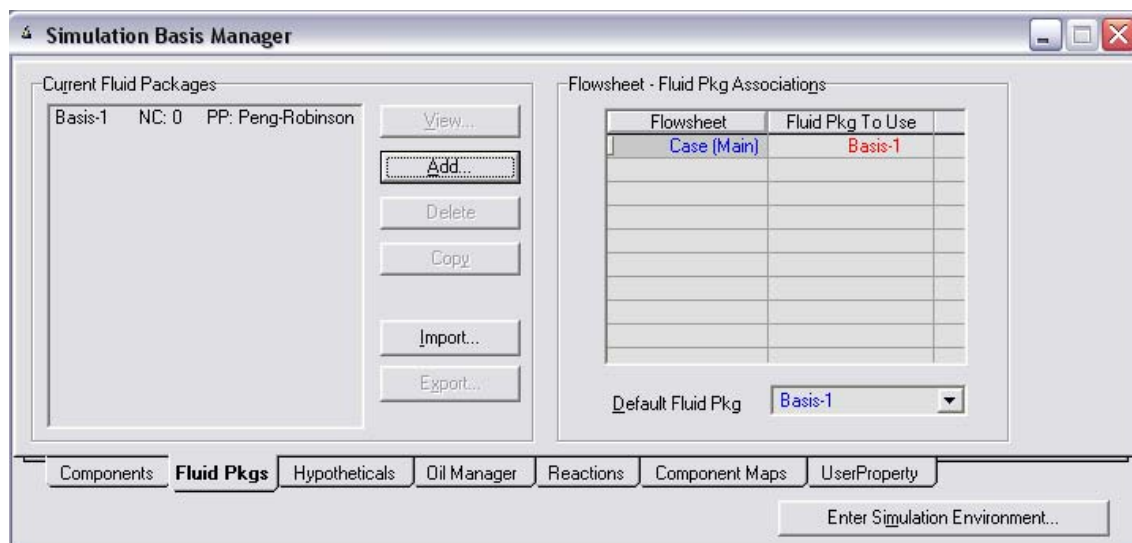


Figura 6.1 Ambiente Base

En el Ambiente de Caracterización del Aceite el cual se muestra en la Figura 6.2

- Definir uno o más ensayos y mezclas.

d) Generar pseudocomponentes del petróleo que representan al crudo.

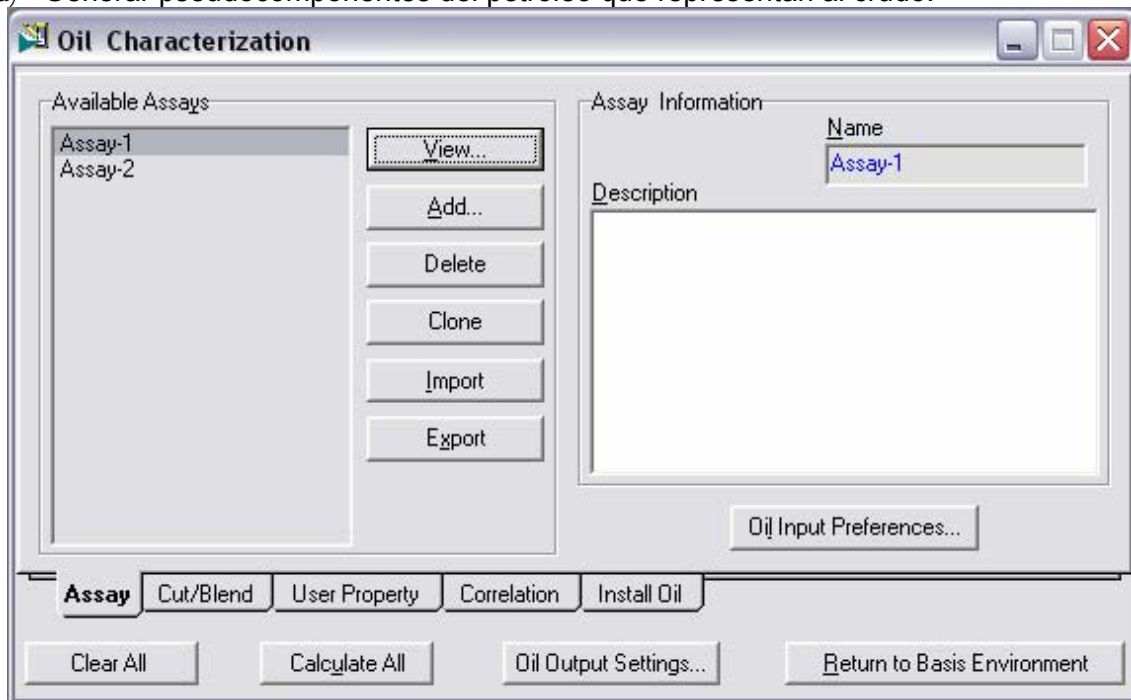


Figura 6.2 Ambiente de Caracterización del Aceite

En el Ambiente de Simulación el cual se muestra en la Figura 6.3

- e) Generación del esquema de simulación.
- f) Evaluación de la representación de la realidad.
- g) Propuestas de modificaciones posibles para la mejora en la planta.
- h) Selección de propuesta y optimización del proceso.

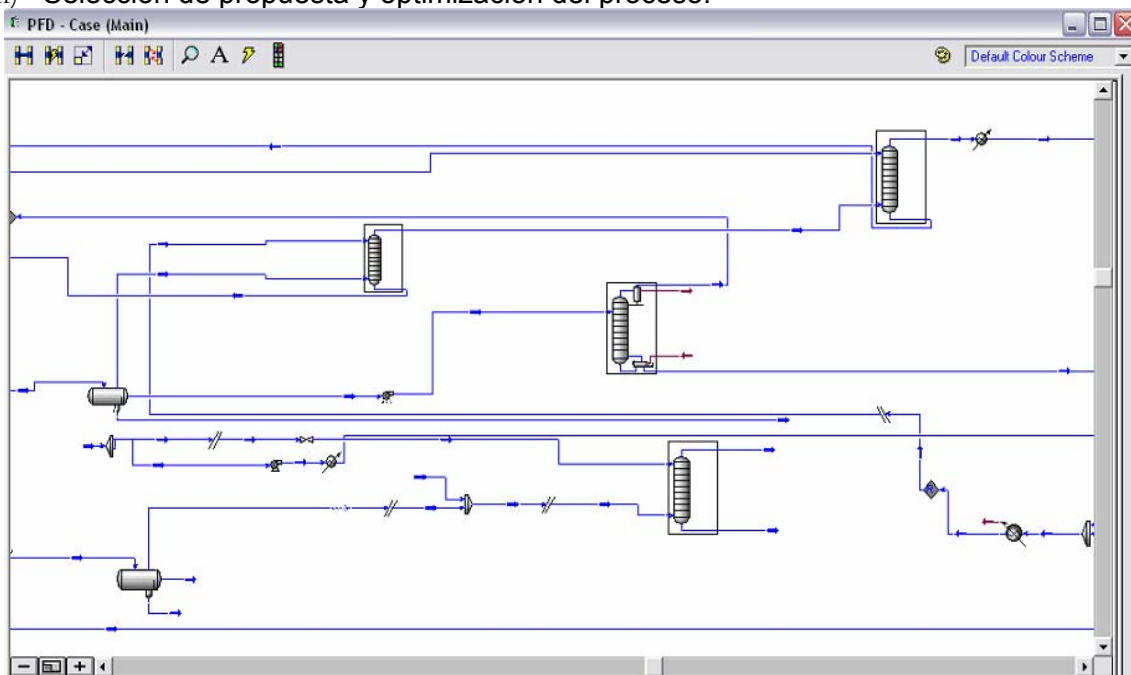


Figura 6.3 Ambiente de Simulación



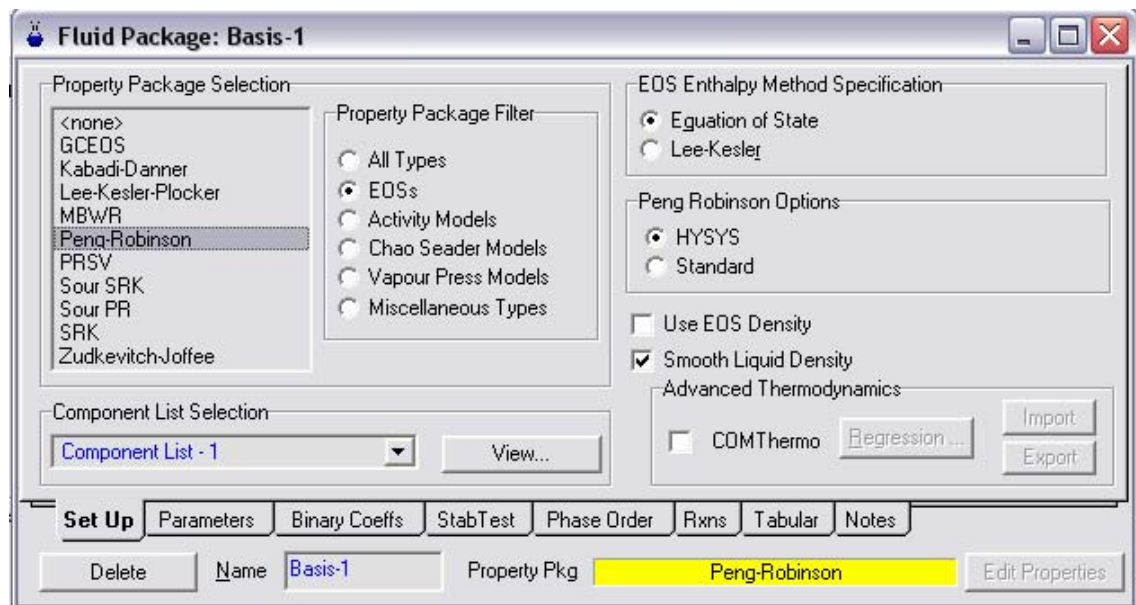
Lo anterior describe la forma en que se suministró la información al simulador HYSYS, los datos introducidos son los datos de diseño de la planta, y estos últimos están completos.

**Seleccionar y declarar la ecuación de estado para el cálculo de propiedades termodinámicas.**

Desafortunadamente no existe una ecuación de estado o modelo para predecir las propiedades de todos los componentes y todas las condiciones. Es por esta razón que se debe elegir el modelo que calcule con mayor precisión las propiedades de los compuestos que maneja el proceso a simular, de hecho es posible utilizar diferentes ecuaciones de estado o modelos termodinámicos en las distintas operaciones unitarias según lo requieran las condiciones de éstas, lo que le da mayor flexibilidad a la simulación.

En el Paquete de Propiedades se tiene acceso a la lista de todos los Modelos de Propiedades disponibles en HYSYS. Los Modelos de Propiedades están agrupados como sigue:

- Ecuaciones de estado
- Modelos de Actividad
- Modelos de Chao Seader y Grayson Streed
- Modelos de Presión de Vapor
- Varios



**Figura 6.4 Ecuaciones de estado.**

La Figura 6.4 muestra las ecuaciones de estado disponibles en el simulador. En el proceso de Fraccionamiento se maneja principalmente hidrocarburos pesados no polares, para realizar la simulación se escogió la ecuación de estado *Peng-Robinson HYSYS (PR)*, en la cual Hyprotech realizó mejoras rigurosas para el tratamiento de sistemas de hidrocarburos más pesados que predice satisfactoriamente la distribución de aceites pesados.

En lo que se refiere a la sección de Recuperación de ligeros, se tiene un tratamiento con aminas (DEA). Esta sección consta de una torre absorbadora-agotadora, en donde se alimentan los vapores del fraccionador atmosférico, previamente comprimidos y enfriados junto con el LPG de la Sección de Reacción, en dicha torre se separan los  $C_2$  y los hidrocarburos ligeros de la nafta no estabilizada; para esta torre se empleó la ecuación de estado *SOUR PR* (*Sour Peng Robinson*), la cual combina la ecuación de estado PR y el modelo API-Sour de Wilson para explicar la ionización de  $H_2S$ ,  $CO_2$  y  $NH_3$  en la fase acuosa el manejo de sistemas de agua amarga.

Otro equipo es el Debutanizador en donde se alimenta la nafta agotada que proviene de los fondos de la sección de agotamiento de la torre absorbadora-agotadora. En el domo del debutanizador se obtiene una corriente que contiene  $C_3 - C_4$  y en el fondo una corriente de nafta debutanizada (estabilizada). Para esta unidad se empleó la ecuación de estado *Peng-Robinson (PR)*, este método es ideal para cálculos de equilibrio líquido-vapor, así como cálculos de densidades de líquidos para sistemas de hidrocarburos. Varias mejoras al modelo PR original fueron hechas para ampliar su rango de aplicabilidad y mejorar sus predicciones para sistemas no ideales.

En el fondo del Absorbador Esponja se alimenta el vapor del domo del absorbador-agotador, donde entra en contacto a contracorriente con el aceite esponja pobre. El aceite esponja pobre proviene del agotador de keroseno de la Sección de Fraccionamiento Atmosférico. Del fondo del Absorbador Esponja se obtiene aceite esponja rico y del domo gas amargo, que posteriormente se alimenta al Absorbador de Amina. El absorbador Esponja permite que la pérdida de  $C_4$  y más pesados en el gas amargo sea menor. Aquí se empleó la ecuación de estado PR. Esta misma ecuación se empleó para el Absorbador Amina/Gas Combustible y para el absorbador amina/LPG.

La ecuación de *Peng-Robinson* se emplea para mezclas no polares o medianamente polares. Por está razón que el proceso maneja hidrocarburos que son compuestos no polares, tales como hidrocarburos y gases ligeros (sulfuro de hidrógeno), se emplea la ecuación *Peng-Robinson*.

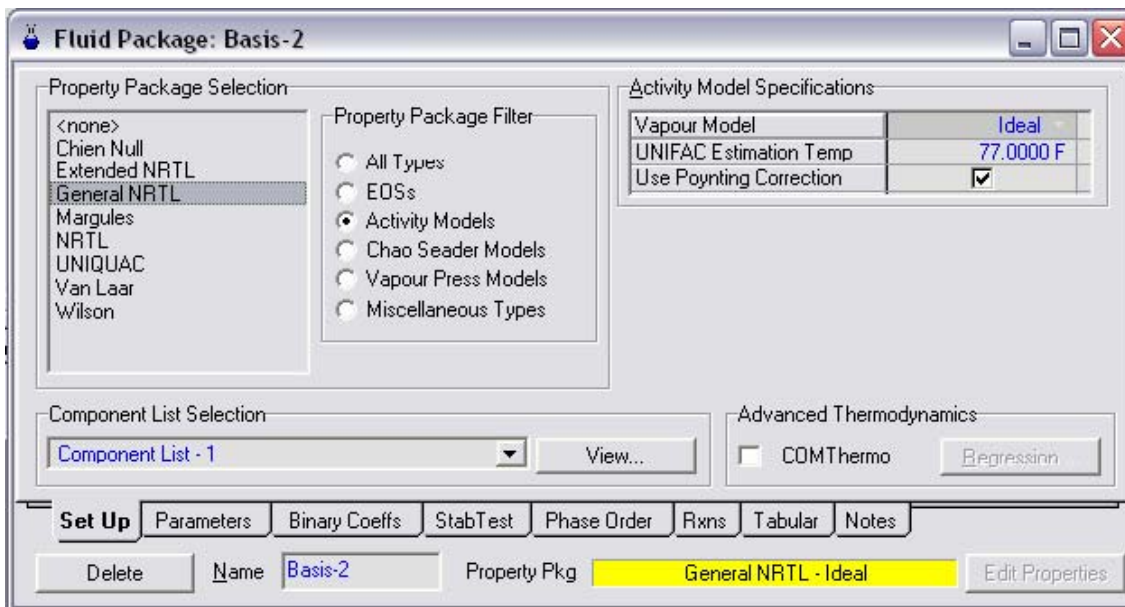


Figura 6.5 Modelos de actividad.

La Figura 6.5 muestra los modelos de actividad disponibles en el simulador.

Una unidad que necesitó especial cuidado en el modelo a emplear es el tanque acumulador del Absorbedor-Agotador; el cual es un separador a tres fases y es aquí donde se separa el vapor y el líquido que van a hacer alimentados al fondo de la sección de absorción y al plato superior de la sección de agotamiento del Absorbedor-Agotador, respectivamente. En esta unidad se empleó la ecuación *General NRTL (Non-Random-Two-Liquid)* propuesta por Renon y Prausnitz en 1986, la cual es una extensión de la ecuación original de *Wilson*. Utiliza mecánica estadística y la teoría de líquidos para representar la estructura del líquido. Estos conceptos, combinados con el modelo local de composición de *Wilson*, producen una ecuación capaz de representar el comportamiento de las fases en los equilibrios Líquido-Vapor, Líquido-Líquido y Líquido-Líquido-Vapor. Al igual que la ecuación de *Wilson*, el modelo *NRTL* es termodinámicamente consistente y se puede aplicar para sistemas ternarios y de mayor orden usando parámetros obtenidos a partir de la regresión de datos de equilibrio binario.

Para realizar la elección de las ecuaciones mencionadas se realizaron diversas pruebas; finalmente se eligieron los modelos termodinámicos que calcularon con mayor precisión las propiedades de los compuestos.

### **Definir los Compuestos Puros**

Durante la declaración de los componentes de nuestro sistema, seleccionamos algunos compuestos puros que fueron llamados de la librería de HYSYS, los cuales tienen todas sus propiedades definidas. De esta lista seleccionamos los compuestos ligeros y los compuestos con azufre, que fueron los siguientes: hidrógeno, nitrógeno, ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), amoníaco ( $NH_3$ ), bióxido de carbono ( $CO_2$ ), metano, etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano y agua ( $H_2O$ ). Y para la selección de tratamiento con amina se seleccionó dietanolamina (DEA).

### **Definir los Ensayos**

Para la caracterización del aceite se requieren realizar las siguientes acciones:

1. Definir el ensayo.
2. Generar los pseudo componentes.
3. Crear la mezcla.
4. Instalar el aceite en el diagrama de proceso (flowsheet).

Las Figuras 6.6 y 6.7 muestran las pantallas que se utilizan en el simulador, en las cuales se efectúa la definición del ensayo y la definición de la mezcla respectivamente.

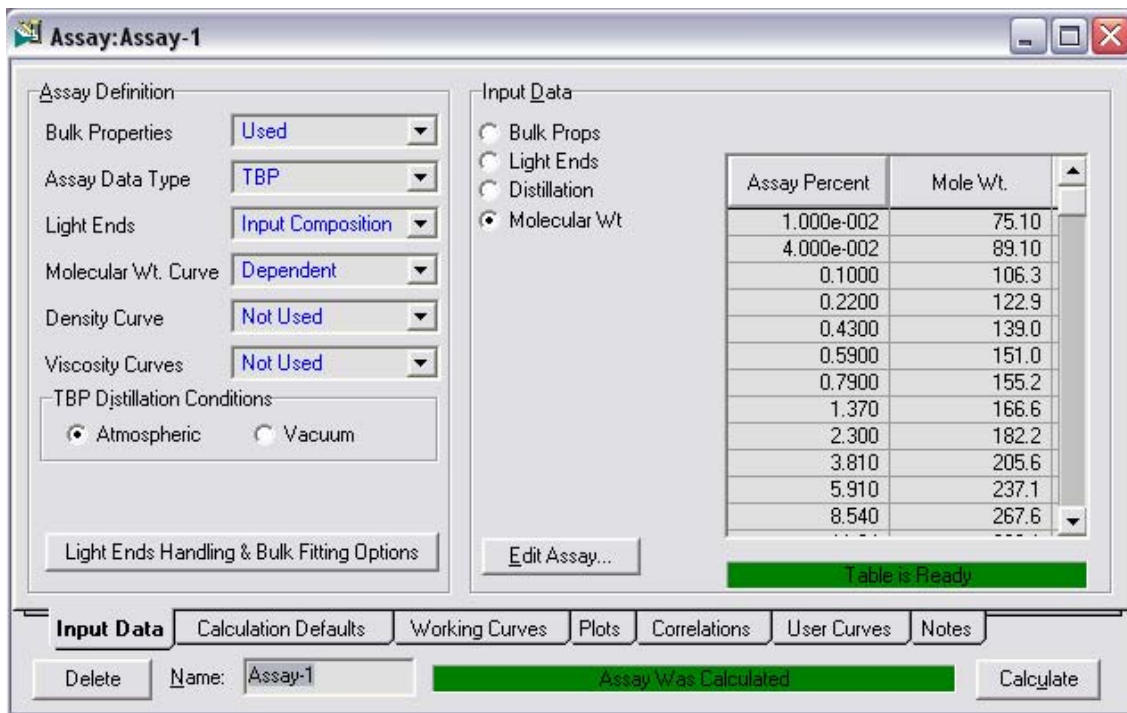


Figura 6.6 Definición del ensayo

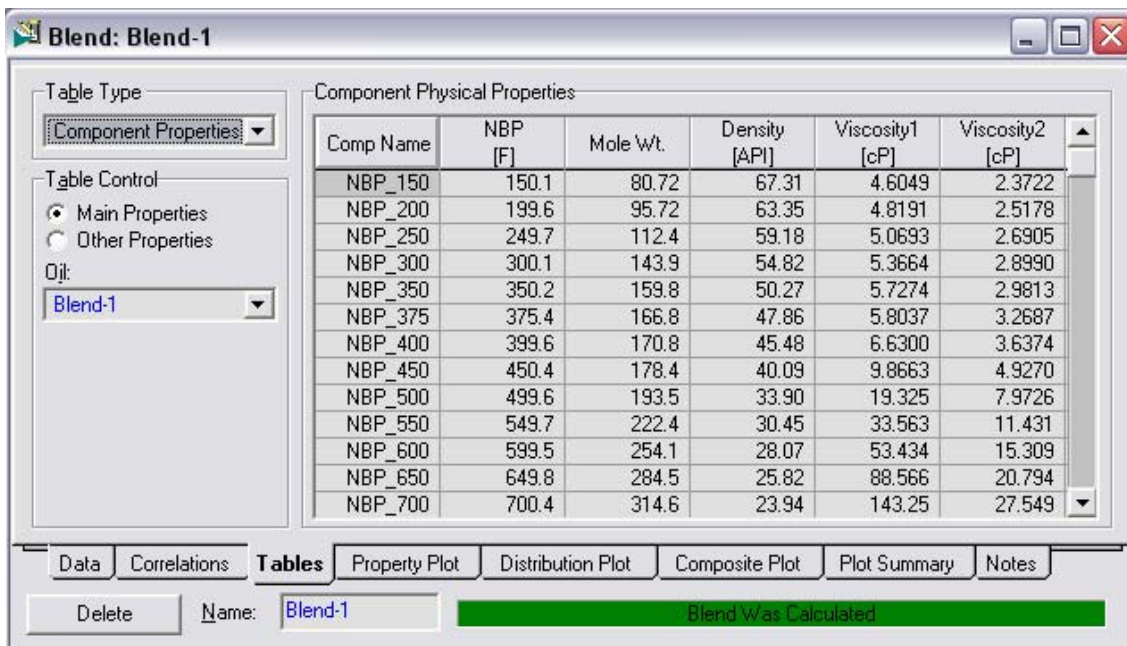


Figura 6.7 Definición de la mezcla

Para caracterizar el crudo es necesario crear el ensayo, el cual requiere como información primordial el suministro de la curva de destilación (TBP-True Boiling Point), y también requiere

la especificación de las propiedades del bulto (peso molecular, densidad, viscosidad referida a dos temperaturas diferentes), además de una curva de Peso Molecular y porcentaje de ligeros en el total de la alimentación; como se muestra en la Tabla 6.1, a continuación:

**Tabla 6.1 Datos suministrados para la generación del ensayo en HYSYS (a) Curva de Destilación; (b) Propiedades de Bulto; (c) Composición de ligeros**

% destilado	T (°F)
0.0065	150
0.0369	200
0.1024	250
0.2236	300
0.4344	350
0.5898	375
0.7890	400
1.3659	450
2.3031	500
3.8053	550
5.9103	600
8.5444	650
11.6421	700
17.4252	775
24.8695	850
33.5055	925
42.8633	1000
53.6722	1075
64.3755	1150
75.0637	1225
85.7506	1300
100	1400
Flujo vol. BSPD	61698.24

(a)

Assay: Assay-1	
Bulk properties	
MolecularWeight	433
Standard Density	0.97498794
Watson UOPK	<empty>
Viscosity Type	Kinematic
Viscosity 1 Temp	388
Viscosity 1	0.523
Viscosity 2 Temp	98.93
Viscosity 2	21.8

(b)

Light Ends		
Light Ends Basis: % Mass		
Light Ends	Composition	NBP [C]
Hydrogen	5.65E-03	-252.5952
Nitrogen	0	-195.8002
H2S	1.53E-02	-59.652
Ammonia	1.03E-03	-33.45099
CO2	0	-78.55199
Methane	1.07E-02	-161.525
Ethane	3.66E-02	-88.6
Propane	4.08E-02	-42.102
i-Butane	9.15E-03	-11.72999
n-Butane	4.16E-02	-0.50199
i-Pentane	1.64E-02	27.878015
n-Pentane	2.38E-02	36.059015
H2O	0	99.99801

Percent of Light Ends in Assay:	0.2009
---------------------------------	--------

(c)

Una vez suministrados estos datos HYSYS genera una curva TBP interna, al igual que nuevas curvas de densidad, peso molecular y viscosidad.

A partir de estas curvas HYSYS genera los pseudocomponentes via: Auto Cut, User Ranges o User Points; dependiendo del número de pseudocomponentes deseados. Para crear los cortes en relación al balance de diseño proporcionado se empleó la opción User Ranges, en el cual primeramente se especifica el Límite Superior y el Límite Inferior y posteriormente es dividido en otros pequeños rangos en donde se especifica el rango de puntos de ebullición y el número de cortes por rango. Los cortes creados fueron los siguientes:

NBP[0]150\*, NBP[0]200\*, NBP[0]250\*, NBP[0]300\*, NBP[0]350\*, NBP[0]375\*, NBP[0]400\*, NBP[0]450\*, NBP[0]500\*, NBP[0]550\*, NBP[0]600\*, NBP[0]650\*, NBP[0]700\*, NBP[0]775\*, NBP[0]850\*, NBP[0]925\*, NBP[0]1000\*, NBP[0]1075\*, NBP[0]1150\*, NBP[0]1225\*, NBP[0]1300\*, NBP[0]1402\*).

Finalmente dichos cortes son mezclados con los ligeros, que fueron declarados anteriormente, y de esta manera se genera la mezcla con las características del crudo. Las propiedades de los pseudocomponentes generadas se muestran en la Tabla 6.2, a continuación:

**Tabla 6.2 Propiedades Físicas de los componentes de la mezcla.**

Comp Name	NBP	Mole Wt.	Density	Viscosity 1	Viscosity 2	Critical Temp	Critical Press	Accentric Fac	Watson K
	[F]		[API]	[cP]	[cP]	[F]	kg/cm2_g		
NBP_150	150.09	80.72	67.30	4.60	2.37	464.32	33.59	0.2637	11.91
NBP_200	199.59	95.72	63.34	4.81	2.51	518.45	30.81	0.3128	11.98
NBP_250	249.74	112.42	59.18	5.06	2.69	571.29	27.70	0.3621	12.01
NBP_300	300.12	143.88	54.81	5.36	2.89	623.51	25.14	0.4138	12.01
NBP_350	350.18	159.76	50.26	5.72	2.98	675.16	23.08	0.4659	11.97
NBP_375	375.45	166.82	47.86	5.80	3.26	701.34	22.21	0.4920	11.93
NBP_400	399.65	170.76	45.47	6.62	3.63	726.61	21.47	0.5166	11.89
NBP_450	450.44	178.43	40.08	9.86	4.92	780.89	20.28	0.5655	11.75
NBP_500	499.62	193.53	33.89	19.32	7.97	837.05	19.70	0.6046	11.52
NBP_550	549.66	222.44	30.45	33.56	11.43	886.36	18.33	0.6587	11.48
NBP_600	599.55	254.14	28.07	53.43	15.30	931.96	16.79	0.7199	11.49
NBP_650	649.78	284.49	25.82	88.56	20.79	977.09	15.37	0.7833	11.51

Tabla 6.2 Propiedades Físicas de los componentes de la mezcla (Continuación).

Comp Name	NBP	Mole Wt.	Density	Viscosity 1	Viscosity 2	Critical Temp	Critical Press	Accentric Fac	Watson K
	[F]		[API]	[cP]	[cP]	[F]	kg/cm2_g		
NBP_700	700.39	314.60	23.93	143.24	27.54	1020.86	13.99	0.8512	11.54
NBP_775	775.06	358.95	20.91	363.03	46.24	1086.07	12.29	0.9503	11.55
NBP_850	849.69	404.49	18.00	1170.56	85.59	1150.63	10.83	1.0387	11.55
NBP_925	924.89	449.88	15.57	4660.60	171.07	1213.32	9.45	1.1308	11.58
NBP_1000	1000.12	491.41	13.80	22466.63	368.48	1272.57	8.09	1.2261	11.64
NBP_1075	1075.01	533.39	11.34	182502.88	963.40	1335.02	7.10	1.3079	11.64
NBP_1150	1149.99	575.50	9.09	757331.30	2959.01	1396.64	6.19	1.3875	11.64
NBP_1225	1225.03	617.59	6.94	3898376.8	11313.22	1457.84	5.39	1.4640	11.64
NBP_1300	1300.15	659.22	4.97	26549708.9	53055.51	1518.29	4.65	1.5387	11.64
NBP_1402	1401.69	694.79	2.47	320974308	254587.83	1599.33	3.77	1.6352	11.64

La curva TBP generada por HYSYS se puede comparar con la TBP suministrada al simulador. A continuación se observa la gráfica generada por HYSYS en la Figura 6.8, esta gráfica al igual que el resto de la información referente a la alimentación se puede observar con mayor detalle en el apéndice 3 referente a la alimentación del sistema.

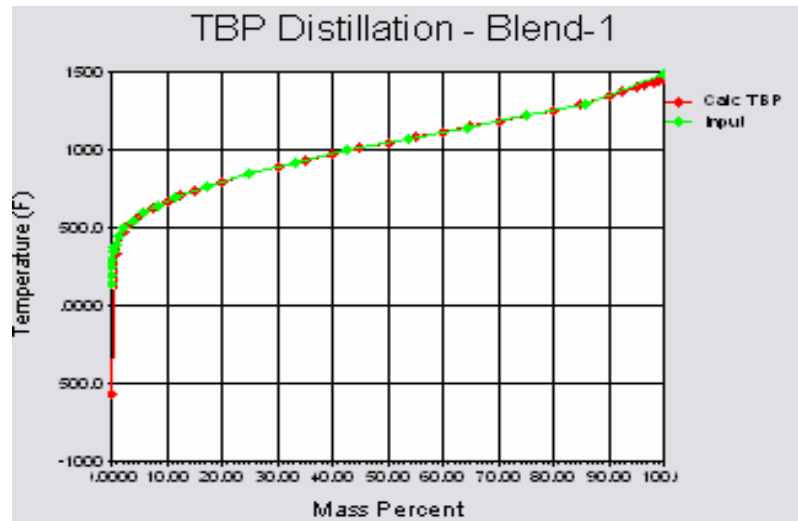


Figura 6.8 TBP calculada vs. TBP suministrada.

Cuando el método de solución y la mezcla quedan totalmente definidos en el Oil Environment se crea una base de datos (Basis-1) que contiene la lista de compuestos ligeros, los pseudocomponentes, las propiedades de la mezcla y el modelo seleccionado. De esta manera se pueden generar otras bases de datos, con componentes y modelos necesarios, según se requieran asociar a diferentes unidades para su simulación.

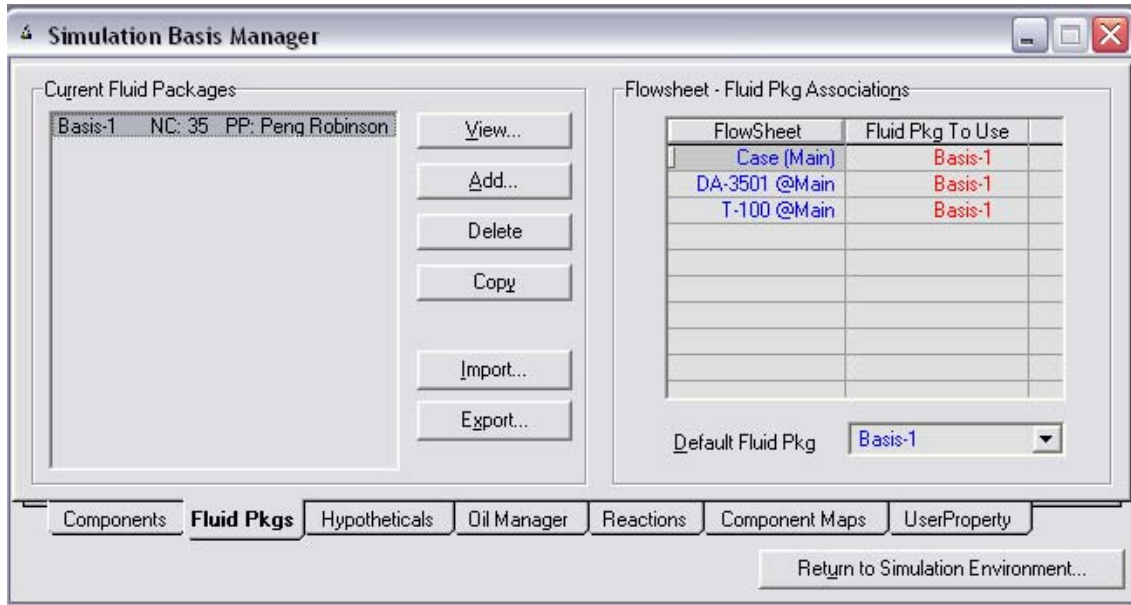


Figura 6.9 Base de datos generados para diferentes unidades.

La mezcla es instalada por el simulador en el diagrama de proceso (Flowsheet), se define como la corriente de alimentación que proviene de la Sección de Reacción y para que quede totalmente especificada es necesario definir tres de los siguientes parámetros: flujo, temperatura, presión o fracción de vapor.

### Generación del esquema de simulación

Se requiere definir cada una de las corrientes y seleccionar las unidades para cada operación unitaria según sus condiciones de operación y bases de diseño.

Las corrientes de alimentación se declaran con la siguiente información: nombre de la corriente, flujo, composición y condiciones de la corriente, como temperatura y presión, presión y fracción de vapor ó temperatura y fracción de vapor.

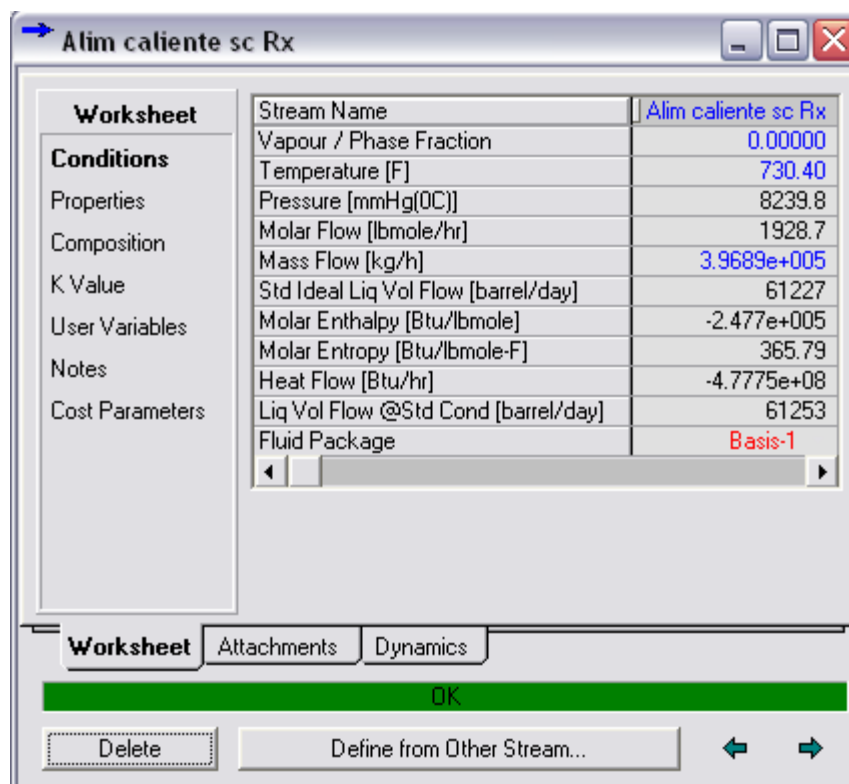
Los modelos usados en la simulación de las operaciones unitarias fueron: torres de destilación, absorbedores primarios, válvulas, cambiadores de calor, separadores de dos y tres fases.



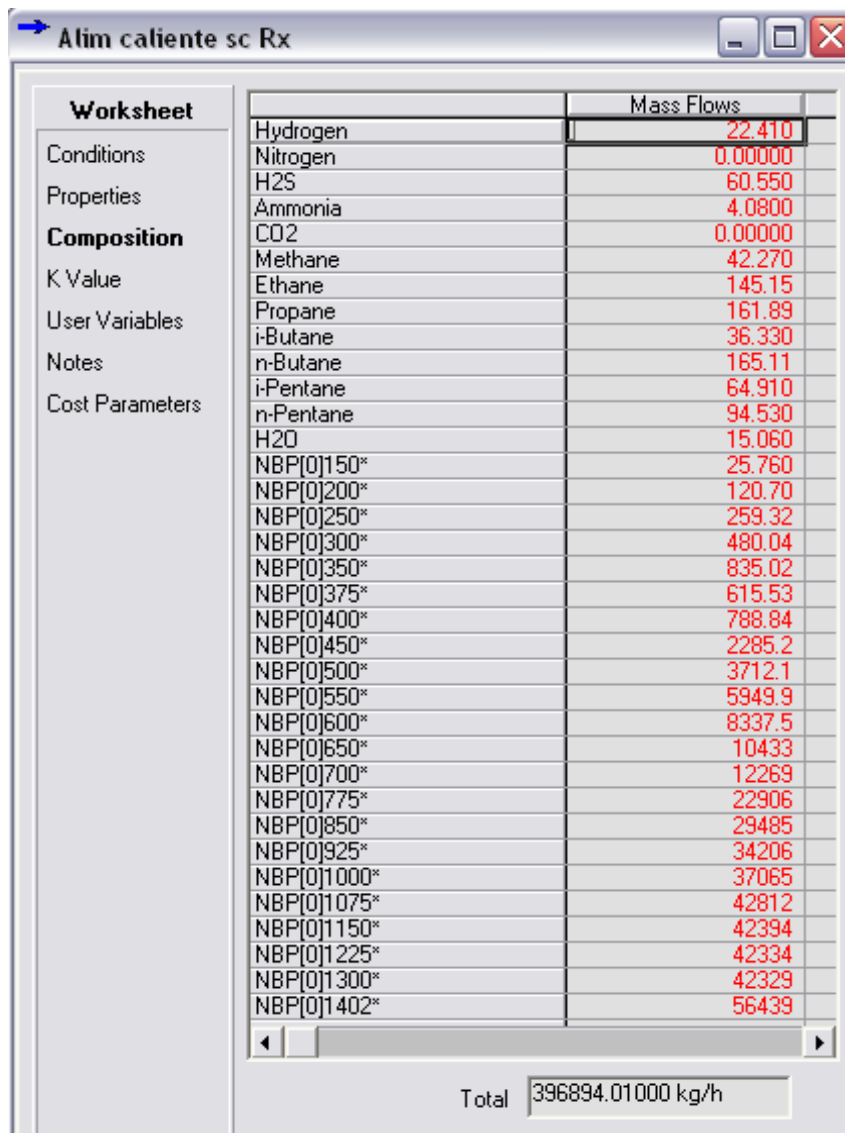
Las variables de operación que se especifican en cada operación unitaria dependen de la operación a representar. El simulador ofrece opciones de grupos de variables para especificar en cada operación unitaria. Lo importante, y no tan sencillo, es elegir el conjunto de variables adecuado, de forma que la simulación converja, y lo haga de la manera más adecuada posible, ya que el hecho de definir variables permitidas no garantiza que el sistema llegue a la convergencia.

A continuación se presenta de forma somera las especificaciones realizadas en la simulación.

Corrientes de Alimentación: Estas se generan como se mencionó anteriormente. Para las corrientes de vapor se especifica: flujo, temperatura y presión. La Figura 6.10 muestra las pantallas que emplea el simulador para definir las corrientes.



(a)



(b)

Figura 6.10 Corriente de Alimentación (a) Condiciones de alimentación (b) Composición másica

También fue necesario declarar las corrientes de servicios auxiliares como es el suministro de vapor a las diferentes columnas como se muestra en la Tabla 6.3:

Tabla 6.3. Corrientes de vapor.

Stream Name	17 Vapor principal	18 Vapor AGO	19 Vapor Diesel	20 Vapor Keroseno
Vapour / Phase Fract	1.0	1.0	1.0	1.0
Temperature [C]	325.0	325.0	325.0	325.0
Pressure [kg/cm2_g]	19.33	19.33	19.33	19.33
Molar Flow [kgmole/h]	506.08	28.45	37.64	26.31
Mass Flow [kg/h]	9117.21	512.56	678.12	474
H2O (Mass Fract)	1.0	1.0	1.0	1.0

1) Fraccionador Atmosférico DA-3501

Para esta unidad se empleó el modelo de columna de destilación, al seleccionar esta plantilla HYSYS crea una columna con rehervidor y condensador. En la primera ventana que aparece se conectan las corrientes de entrada y se crean las corrientes principales de salida, se especifica si el condensador es total, parcial o con reflujo total; en este caso para la representación del separador de tres fases; se utilizó un condensador parcial con salida lateral de agua. Posteriormente se declaran las presiones del domo y del fondo de la columna, así como las respectivas temperaturas.

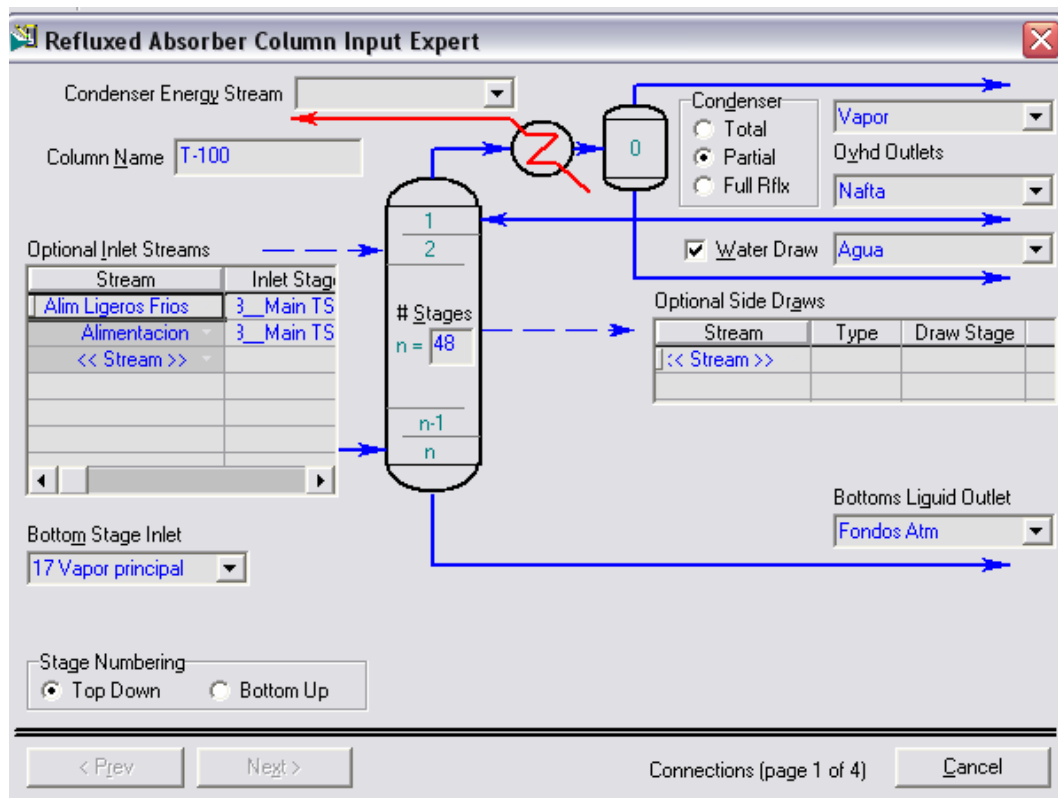


Figura 6.11 Ventana de Propiedades de la Columna

Esta ventana también se utiliza para definir especificaciones, dar estimados, monitorear la convergencia, ver el resumen de las corrientes de producto y etapa por etapa, agregar bombas de calor y agotadores laterales, especificar parámetros dinámicos y definir otros parámetros de la columna tales como tolerancias de convergencia y reacciones.

Cuando la columna de destilación que se simula tiene rehervidor y condensador, se deben especificar mínimo tres variables entre las cuales están: relación de reflujo, flujo del reflujo, flujo de vapor, flujo de destilado, flujo de fondo. Por cada bomba de calor añadida a la columna, se deben especificar dos variables más (flujo y carga térmica).

Se agregaron 3 agotadores a la columna (el agotador de diesel, el agotador de keroseno y el agotador de AGO) y 2 pumparounds, como esta expresado en el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) de la planta. Para la construcción de la torre atmosférica se declararon las siguientes variables de diseño correspondientes, como se muestra en la Tabla 6.4:

**Tabla 6.4 Variables declaradas (a) Torre atmosférica, (b) Agotadores, (c) Bombas de calor.**

(a) Torre atmosférica

Num. de etapas	48
Condensador	Parcial
Pcondensador	0.6 kg/cm2_g
ΔP condensador	2.987 psi
P en fondo	2.285 kg/cm2_g
T estimada condensador	52 °C
T domo	282.6°C
T fondo	379°C
Vapor	7683 kg/h
Líquido	1.836+e4 kg/h
Relación de reflujo	1

(b) Agotadores

Agotador	KerosenoSS	DieselSS	AGO_SS
Num. de etapas	6	6	4
Etapas de salida de columna principal	12	24	36
Etapas de retorno a columna principal	11	23	35
Vapor alimentado	Vapor keroseno	Vapor Diesel	Vapor AGO
Producto	Keroseno	Diesel	AGO
Flujo [kg/h]	1.610+e4	2.389+e4	1.878+e4

(c) Bombas de calor

Pump Around	1	2
Etapas de salida de columna principal	24	25
Etapas de retorno a columna principal	22	24
Flujo [kg/h]	9.685+e4	3.434+e4
Carga [Btu/h]	-9.993-e6	0

La Figura 6.2 muestra algunas de las pantallas observadas durante la construcción de la columna atmosférica:

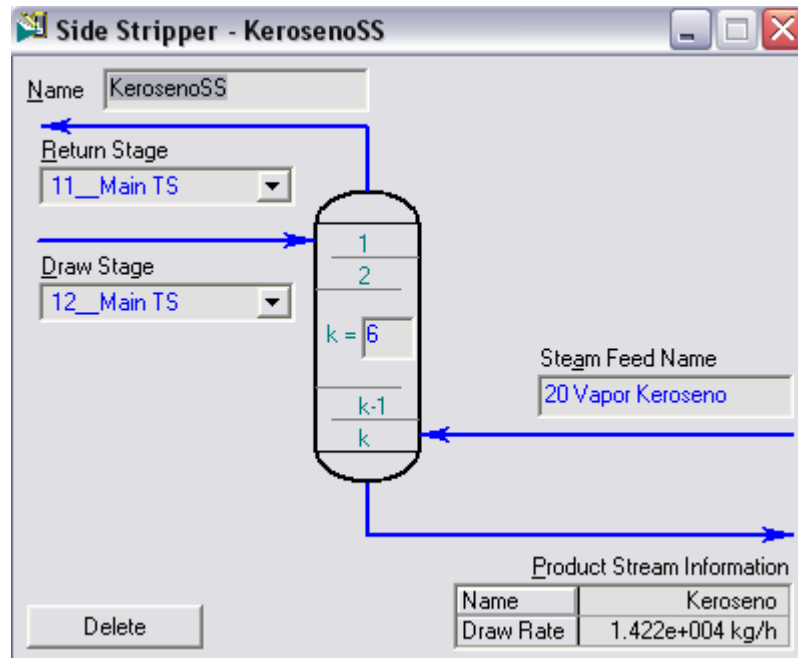
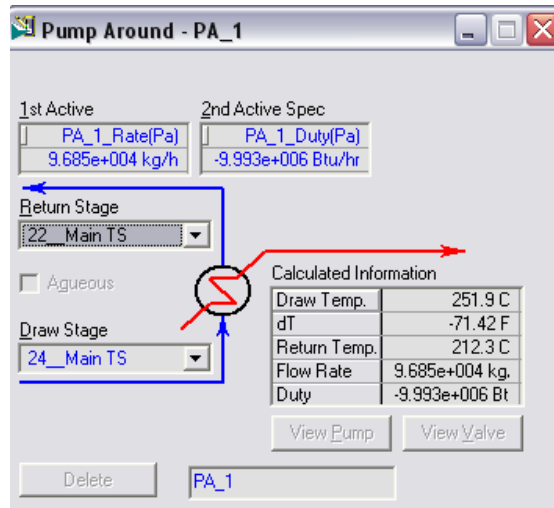


Figura 6.12 Construcción de la columna atmosférica

El conjunto de variables declaradas para alcanzar la convergencia en la simulación es el siguiente:

- ✓ Flujo de Nafta
- ✓ Flujo de Vapor
- ✓ Flujo de AGO
- ✓ Flujo de bomba de calor 1
- ✓ Carga de bomba de calor 1
- ✓ Flujo de bomba de calor 2
- ✓ Carga de bomba de calor 2
- ✓ Cut point (95%) de Keroseno
- ✓ Cut point (95%) de Diesel

## 2) *Fraccionador a Vacío DA-3505*

Se empleó el modelo de absorbedor primario, el cual no incluye ni condensador ni rehervidor. La torre de destilación a vacío es una torre empacada por lo que fue necesario conocer la altura empaca equivalente a un plato teórico (HETP) del empaque empleado en esta torre; y así especificarlo en la simulación (ver apéndice 1). La torre está constituida por tres secciones empacadas (LVGO, HVGO y Lavado) y por 6 platos en la zona de flash.

Por las características de diseño de esta torre se incluyeron en el domo y en el fondo una bomba de calor. La primera es para mantener el reflujo de LVGO, la segunda es para tener una corriente de enfriamiento en los fondos. También se incluyeron otras dos bombas una en la zona de LVGO y otra en la de lavado. Esta torre no incluye agotadores.

Al instalar el absorbedor se conectan las corrientes de alimentación que en este caso es el fondo de la torre atmosférica, las corrientes de salida y el vapor de agotamiento. En la primera ventana se declara la bomba de calor, el número de platos, así como la presión y temperatura del domo y fondo. La Figura 6.13 muestra la pantalla observada durante la construcción de la columna de vacío.

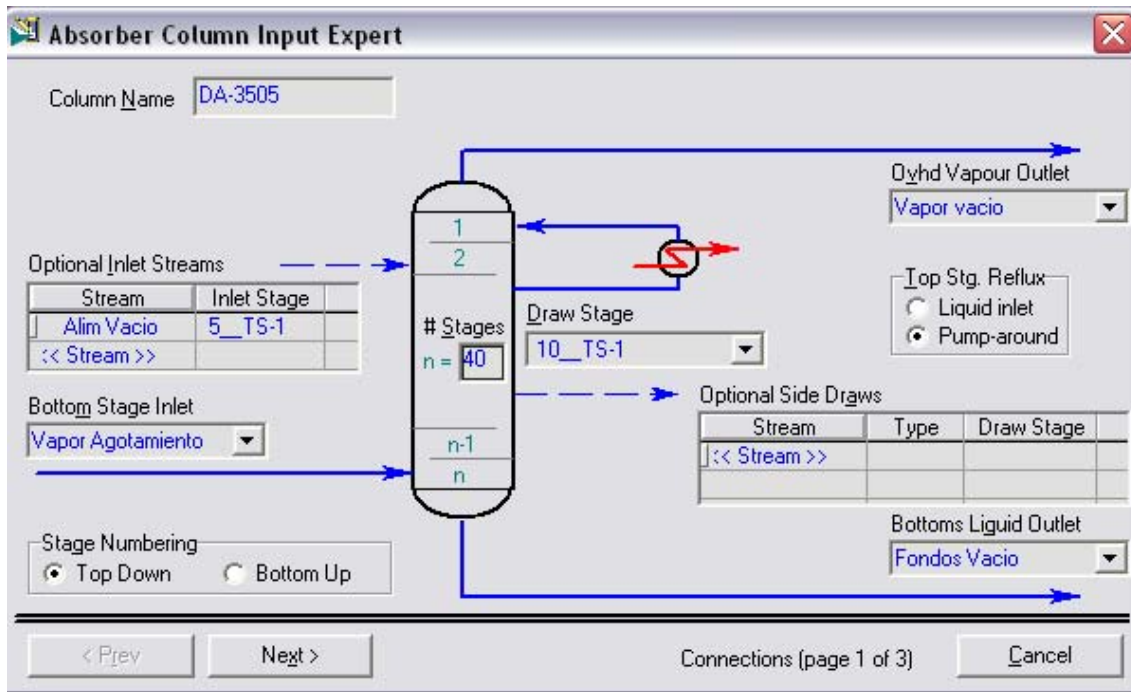


Figura 6.13 Ventana de Propiedades del Absorbedor.

Posteriormente se añadieron las bombas de calor y las variables especificadas, se muestran en la Tabla 6.5:

Tabla 6.5 Bombas de calor adicionadas.

Pump Around	LVGO	HVGO	Lavado	QUENCH
Etapas de salida de columna principal	10	22	22	40
Etapas de retorno a columna principal	1	11	23	39
Flujo [kg/h]	140,676	460,085	45,867	6,285
Temperatura de retorno [°C]	52	195	265	232

El conjunto de variables especificadas para alcanzar la convergencia en la simulación es el siguiente:

- ✓ Flujo de vapor
- ✓ Flujo de cada bomba de calor
- ✓ Temperatura de retorno de las siguientes bombas de calor: LVGO, HVGO, Lavado
- ✓ Flujo de salida lateral LVGO
- ✓ Flujo de salida lateral HVGO
- ✓ Flujo de salida de recirculación

### 3) Agotador Hotwell DA-3506

En este equipo se ponen en contacto a contracorriente la corriente de gases, que proviene del tanque separador FA-3504 y consiste en gases de cracking e hidrocarburos ligeros; y una corriente de solución de amina para que se lleve a cabo el lavado del H<sub>2</sub>S que esta presente en la corriente de gases.

Para la simulación de esta columna se empleó el modelo de un absorbedor, que está empacado, por lo que se especificó la cantidad y el tipo de empaque empleado. Como las corrientes de alimentación ya estaban totalmente definidas por la simulación, lo único que se especificó fue:

- ✓ Presión en el domo y en el fondo de la columna.

### 4) Absorbedor-agotador DA-3551

Este equipo realiza dos operaciones de separación: separación por absorción y separación por destilación. Y fue simulado empleando dos equipos una columna de absorción y una torre de destilación.

Parte de la nafta obtenida en la columna de vacío es enfriada y después enviada a la torre absorbidora junto con los vapor de vacío, mientras a en la torre de destilación se alimentan los hidrocarburos, que es la fase líquida separada en el tanque FA-3553.

La columna de absorción cuenta con una corriente de salida de vapor por el domo y otra de líquido por el fondo. Para la simulación de esta columna se empleó el modelo de un absorbedor con platos. Como las corrientes de alimentación ya estaban totalmente definidas por la simulación, lo único que se especificó fue:

- ✓ Presión en el domo y en el fondo de la columna.

La columna de destilación cuenta con una corriente de salida de vapor por el domo y otra de líquido por el fondo. Y para la simulación se empleo el modelo de una columna de destilación con condensador parcial con reflujo total y rehervidor.

Las especificaciones de esta columna fueron:

- ✓ La carga del condensador
- ✓ Porcentaje de recuperación de propano en la corriente de fondo



### 5) Absorbedor esponja DA-3552

En esta columna se alimenta por la parte superior una corriente de keroseno (que forma parte del keroseno obtenido en la columna atmosférica), que es puesta en contacto a contracorriente con la corriente de vapor (obtenida en el domo de la columna de absorción DA-3551) alimentada por la parte inferior del absorbedor.

Para la simulación de esta columna se empleó el modelo de un absorbedor con platos. Como las corrientes de alimentación ya estaban totalmente definidas por la simulación, lo único que se especificó fue:

- ✓ Presión en el domo y en el fondo de la columna.

### 6) Debutanizador DA-3553

La alimentación a esta columna de destilación es la nafta agotada obtenida en los fondos de la columna de destilación de la DA-3551. La columna cuenta con una corriente de salida de líquido en el domo y una corriente de líquido en el fondo de la columna.

Para la simulación de esta columna se emplea el modelo de la columna de destilación con condensador total.

Las especificaciones consideradas en esta columna fueron:

- ✓ Presión en el condensador, domo y fondo de la columna.
- ✓ Flujo en el fondo de la columna
- ✓ Porcentaje de recuperación de n-butano en la corriente de domo de la columna.

### 7) Absorbedor de gas combustible/amina DA-3554

En este absorbedor empacado se alimenta por el fondo el gas amargo que se obtiene en el domo del absorbedor esponja DA-3552 y por el domo una solución de amina, y son puestas en contacto a contracorriente. Así, el H<sub>2</sub>S es removido con la solución de DEA, finalmente el gas tratado se envía al cabezal de gas combustible.

Para la simulación de esta columna se empleó el modelo de un absorbedor, que está empacado, así que se especificó la cantidad y el tipo de empaque empleado. Como las

corrientes de alimentación ya estaban totalmente definidas por la simulación, lo único que se especificó fue:

- ✓ Presión en el domo y en el fondo de la columna.

#### 8) Absorbedor LPG/Amina DA-3555

En esta absorbedor empacado se alimenta por el fondo una corriente líquida conteniendo los  $C_3-C_4$  que fluye a contracorriente con la solución de amina alimentada por el domo del absorbedor. El  $H_2S$  presente es removido con la solución de DEA pobre y la corriente de producto tratado  $C_3 - C_4$  abandona la torre por el domo.

Para la simulación de esta columna se empleó el modelo de un absorbedor, que está empacado, así que se especificó la cantidad y el tipo de empaque empleado. Como las corrientes de alimentación ya estaban totalmente definidas por la simulación, lo único que se especificó fue:

- ✓ Presión en el domo y en el fondo de la columna.

Este equipo tiene asociado un separador líquido-líquido (FA-3559) que fue simulado con el modelo de un divisor de componentes definiendo la fracción de recuperación de cada componente.

El método de solución seleccionado durante el desarrollo del esquema de simulación fue "HYSIM Inside-Out"; a excepción de los equipos DA-3551 y DA-3553 que emplearon el método "Modified HYSIM Inside-Out".

La Tabla 6.6 muestra un resumen de los equipos principales empleados en el desarrollo de la simulación y sus productos:

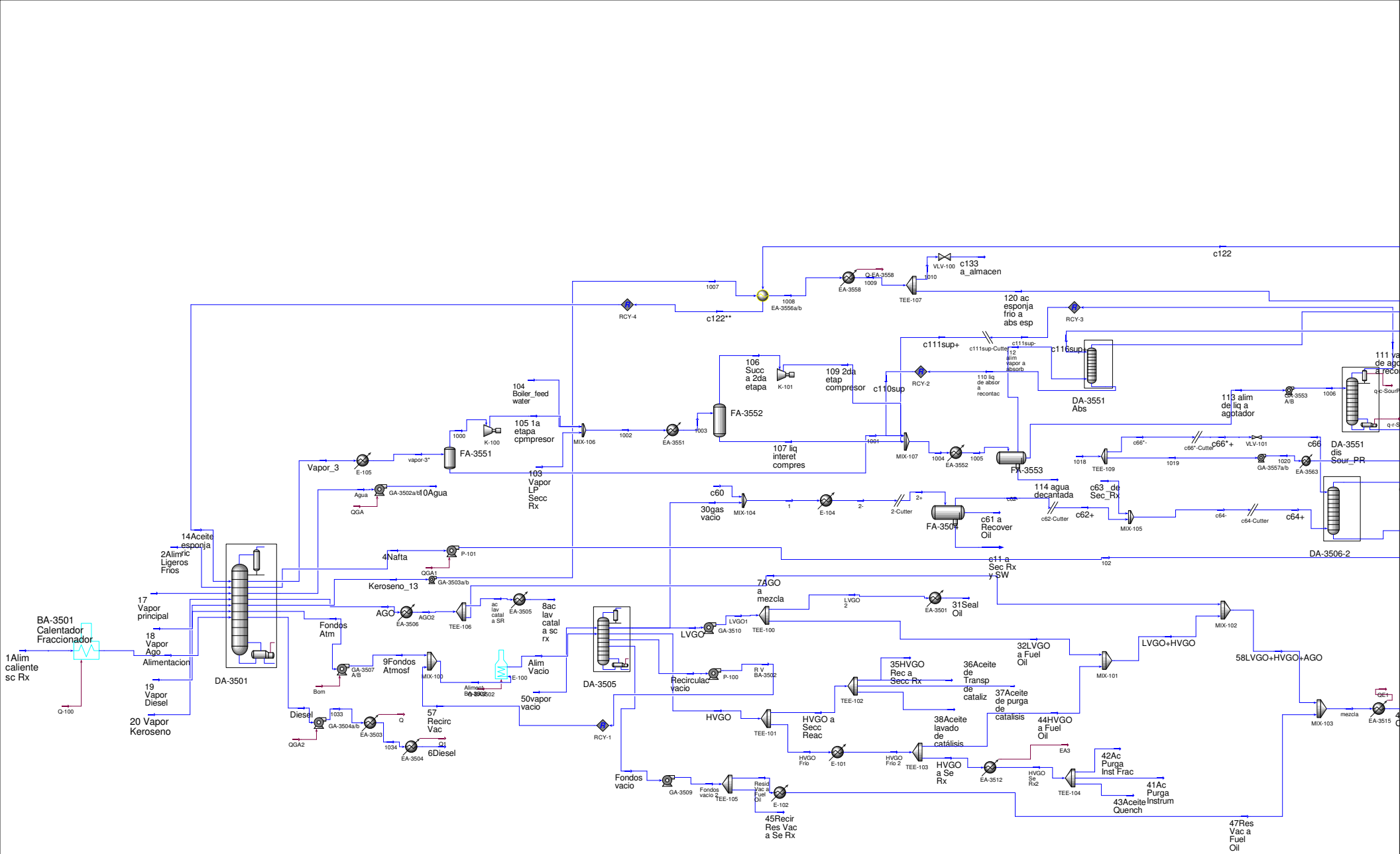
Tabla 6.6 Equipos principales involucrados en la simulación.

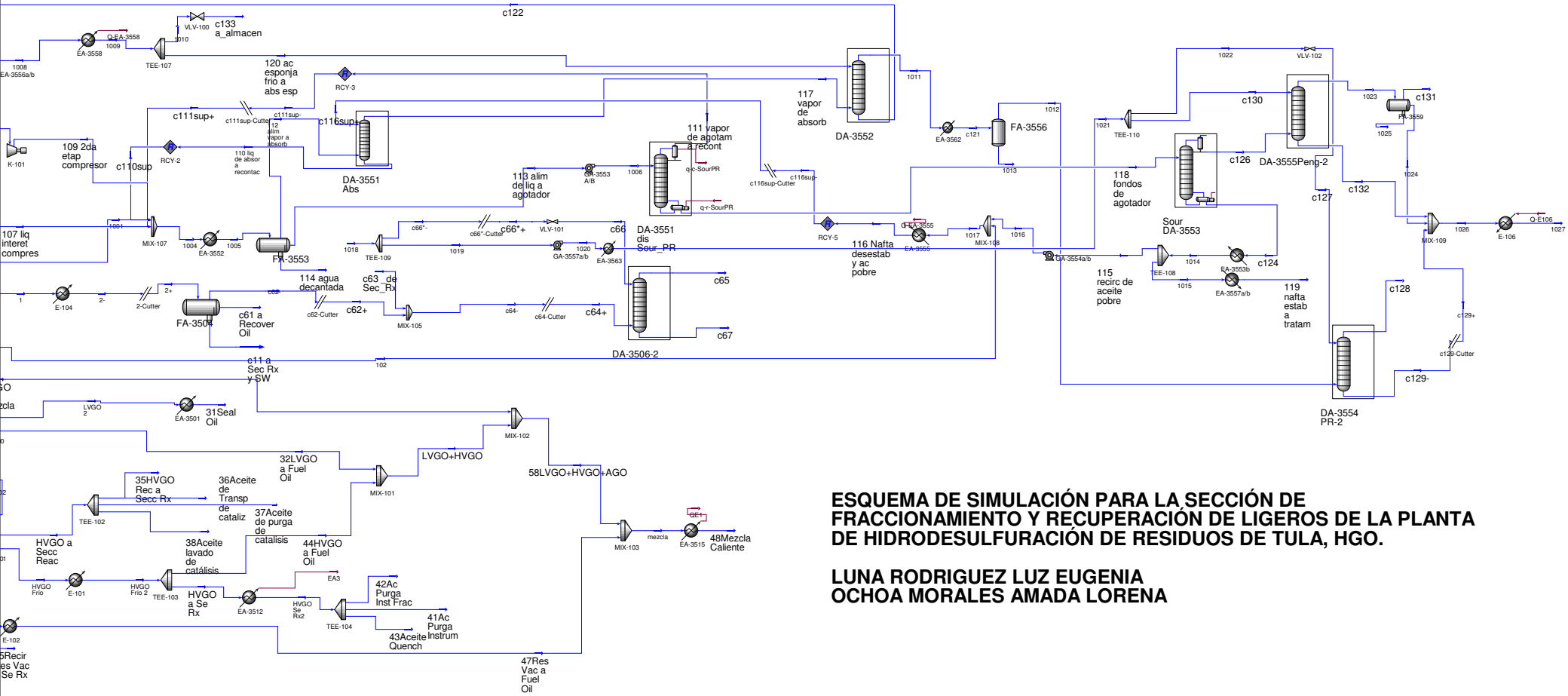
UNIDAD	FUNCIÓN	MÉTODO	MATERIAS PRIMAS	PRODUCTOS	MODELO DE SIMULACIÓN	ECUACIÓN
Destilación Atmosférica	Separación de Fracciones	Térmico	Productos de reacción de la Sección H-Oil	Nafta no estabilizada a sección de absorción de Absorbador-Agotador, C5, Keroseno, Diesel, Gas Oil Atmosférico.	Columna de destilación	Peng-Robinson
Destilación a Vacío	Separación de Fracciones	Térmico	Fondos de Fraccionamiento Atmosférico	LVGO, HVGO, Residuo de Vacío	Absorbador primario	Peng-Robinson
Absorbador-Agotador	Disolver componentes, separación. Los C <sub>2</sub> y los hidrocarburos ligeros son separados de la nafta no estabilizada	Absorción - Desorción	Absorbador: vapor separado de la mezcla de vapores del fraccionador atmosférico y LPG de la Sección de Reacción, aceite pobre formado por nafta estabilizada de Debutanizador y nafta no estabilizada de Fraccionador Atmosférico. Agotador: líquido separado de mezcla de vapores del Fraccionador Atmosférico y LPG de la Sección de Reacción.	Nafta agotada de fondos a Debutanizador, Fuel gas amargo a Absorbador Esponja	Absorbador: Absorbador primario. Agotador: Columna de destilación.	Absorbador: Peng-Robinson Agotador: Sour-Peng-Robinson
Absorbador Esponja	Disolver componentes y separación. Permite que la pérdida de C <sub>4</sub> y más pesados en el gas amargo sea menor.	Absorción	Vapor del domo del Absorbador-Agotador, aceite esponja pobre de agotador de keroseno de Fraccionamiento Atmosférico	aceite esponja rico de fondos a Fraccionador Atmosférico, gas amargo de domo a fondos de absorbador de Amina/Fuel Gas.	Absorbador primario.	Peng-Robinson

Tabla 6.6 Equipos principales involucrados en la simulación (Continuación).

UNIDAD	FUNCIÓN	MÉTODO	MATERIAS PRIMAS	PRODUCTOS	MODELO DE SIMULACIÓN	ECUACIÓN
Debutanizador	Separación. el líquido proveniente del absorbedor – agotador en dos corrientes.	Térmico	Nafta agotada de fondos de Absorbedor-Agotador	C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub> de domo a Absorbedor Amina/LPG. Nafta debutanizada (estabilizada) de fondo a Absorbedor Agotador.	Columna de Destilación con condensador total.	Peng-Robinson
Absorbedor de Amina/Fuel Gas	Disolver componentes y separación. El H <sub>2</sub> S es removido con la solución de DEA	Absorción	Gas amargo de domo del Absorbedor Esponja por fondo. Amina pobre de Fraccionamiento por domo	Fuel gas de domo. solución de DEA rica de fondo.	Absorbedor primario.	Peng-Robinson
Absorbedor de Amina/LPG	Disolver componentes y separación. El H <sub>2</sub> S presente es removido con la solución de DEA pobre, que fluye a contra corriente	Absorción	Parte de la corriente condensada de domo del debutanizador por fondo, conteniendo los C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub> ; solución de amina por domo	LPG de domo, solución de DEA rica de fondo	Absorbedor primario.	Peng-Robinson

A continuación se presenta el esquema de simulación para la Sección de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros de la Planta Hidrodesulfuradora de Residuales de la refinería de Tula, Hgo.





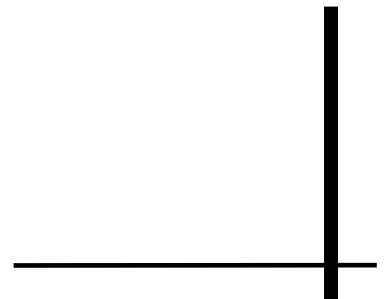
**ESQUEMA DE SIMULACIÓN PARA LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE LIGEROS DE LA PLANTA DE HIDRODESULFURACIÓN DE RESIDUOS DE TULA, HGO.**

**LUNA RODRIGUEZ LUZ EUGENIA  
OCHOA MORALES AMADA LORENA**



# CAPÍTULO 7

## RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN



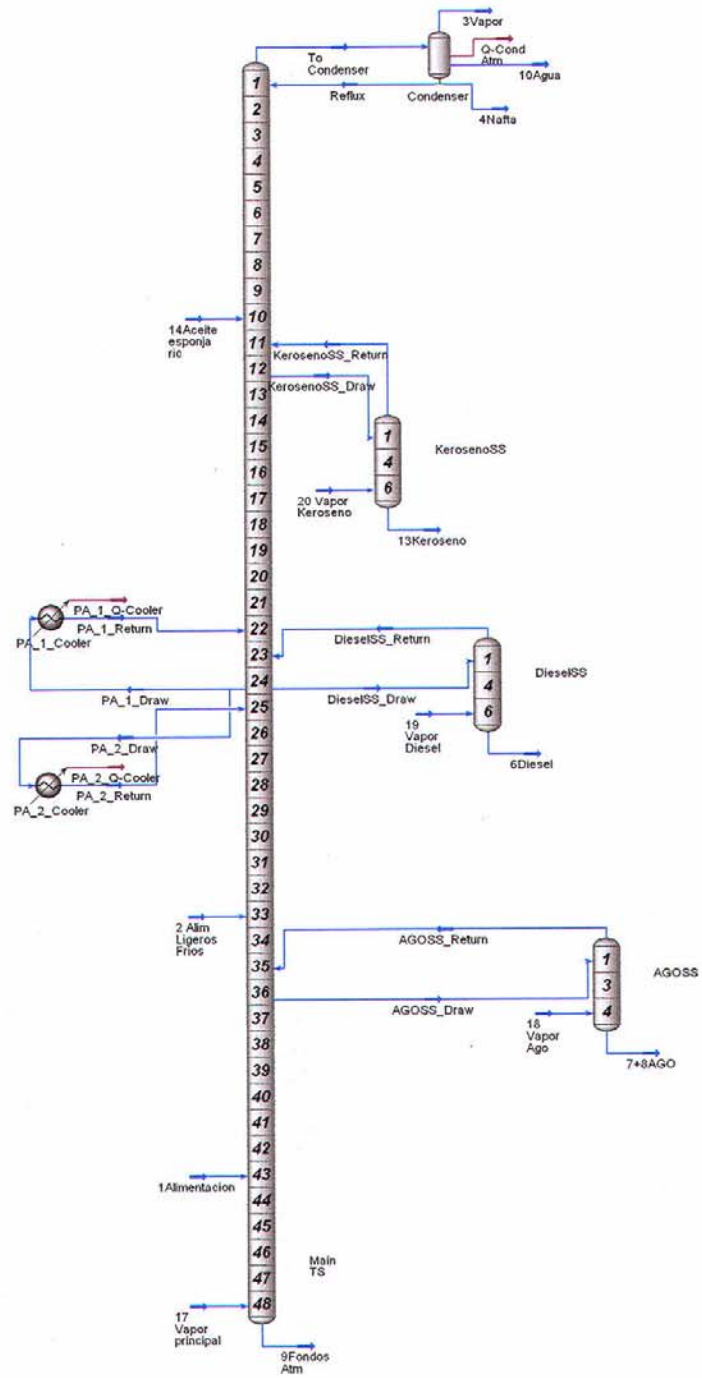


## **7. Resultados de la Simulación**

Este capítulo presenta los resultados obtenidos en la simulación de la Unidad de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros de la Planta Hidrodesulfuradora de Residuales de la refinería de Tula, Hgo.

Se muestra, de forma separada, el esquema de cada una de las columnas empleadas en la simulación y su tabla de resultados correspondiente que incluye las corrientes relacionadas con cada uno de los equipos, considerando su composición y condiciones de temperatura y presión respecto a valores de diseño reportados, valores obtenidos en la simulación y una comparación porcentual entre ellos.

Además en la Tabla 7.8 se muestra un resumen que contiene el flujo de las corrientes de proceso según su valor de diseño, el valor obtenido en la simulación y el % de error calculado, además del error promedio obtenido en la simulación.



Torre Atmosférica.  
DA-3501

Tabla 7.1 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3501 Fraccion Atm

Composición /Condiciones	Alim Caliente de Secc Reac (kg/h)		Alim Ligeros Frios de Secc Reacc (kg/h)		Alim Ligeros Frios de Secc Reacc (kg/h)		Vapor Total Fraccionador		Vapor Total Fraccionador		Nafta Desestabilizada		Nafta Desestabilizada	
	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación
corriente	1	1	2	2	2	2	3 (101)	3 (101)	3 (101)	3 (101)	4 (102)	4 (102)	4 (102)	4 (102)
Hydrogen	22.41	22.4100	1.95	1.9500	0.00	1.9500	0.00	24.78	24.7270	0.21	0.02	0.0233	0.0233	-16.33
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00
H2S	60.55	60.5500	592.75	592.7500	0.00	592.7500	0.00	815.91	771.5310	5.44	33.00	24.4332	24.4332	25.96
Ammonia	4.08	4.0800	5.26	5.2600	0.00	5.2600	0.00	11.30	4.0910	63.80	0.31	0.2087	0.2087	32.67
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00
Methane	42.27	42.2700	46.58	46.5800	0.00	46.5800	0.00	97.89	95.4863	2.46	0.63	0.4851	0.4851	23.00
Ethane	145.15	145.1500	287.94	287.9400	0.00	287.9400	0.00	516.71	504.2985	2.40	13.16	11.5001	11.5001	12.61
Propane	161.89	161.8900	996.73	996.7300	0.00	996.7300	0.00	1134.71	1141.4199	-0.59	86.24	79.6085	79.6085	7.69
i-Butane	36.33	36.3300	359.29	359.2900	0.00	359.2900	0.00	348.08	355.7557	-2.21	63.24	55.8839	55.8839	11.63
n-Butane	165.11	165.1100	1967.78	1967.7800	0.00	1967.7800	0.00	1796.78	1851.6994	-3.06	435.49	393.3144	393.3144	9.68
i-Pentane	64.91	64.9100	840.42	840.4200	0.00	840.4200	0.00	615.08	666.5841	-8.37	357.98	318.8340	318.8340	10.94
n-Pentane	94.53	94.5300	1297.32	1297.3200	0.00	1297.3200	0.00	853.17	929.9152	-9.00	629.88	567.2248	567.2248	9.95
H2O	15.06	15.0600	8.98	8.9800	0.00	8.9800	0.00	312.04	372.1434	-19.26	0.00	4.9537	4.9537	#DIV/0!
pseudocomp	396081.72	396081.7200	42845.52	42845.5200	0.00	42845.5200	0.00	1156.98	966.3629	16.48	16735.10	16898.0531	16898.0531	-0.97
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00
VapourPhaseFrac	0	0.0000	mezcla	0.6136	0.00	0.6136	0.00	1.00E+00	1.0000	0.00	0	0.0000	0.0000	0.00
Temperature [C]	388	388.0000	219	219.0000	0.00	219.0000	0.00	52	57.9844	-11.51	52	58.6662	58.6662	-12.82
P [kg/cm2_g]	8.40	10.1689	2.02	2.0200	0.00	2.0200	0.00	0.56	0.5166	7.75	16.52	16.0000	16.0000	3.15
MassFlow[kg/h]	396894.02	396894.0100	49250.53	49250.5200	0.00	49250.5200	0.00	7683.43	7684.0144	-0.01	18355.05	18354.5227	18354.5227	0.00
Std I LVol[m3/h]	407.7	405.5949	64	63.1974	0.52	63.1974	1.25	0	--	0.00	25	24.5064	24.5064	1.97

Tabla 7.1 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3501 Fraccion Atm (continuación)

Composición /Condiciones	Diesel a almacenam	Diesel a almacenam	% error	AGO a Fuel Oil	AGO a Fuel Oil	% error	Aceite de lavado de catalizador	Aceite de lavado de catalizador	% error	Fondos de Fraccionador	Fondos de Fraccionador	% error
	Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación	
corriente	6	6		7	7		8	8		9	9	
Hydrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
H2S	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.09	0.0000	100.00
Ammonia	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
Methane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.02	0.0000	100.00
Ethane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.38	0.0000	100.00
Propane	0.01	0.0000	100.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.63	0.0000	100.00
i-Butane	0.01	0.0000	100.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.24	0.0000	100.00
n-Butane	0.10	0.0000	100.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	1.13	0.0000	100.00
i-Pentane	0.15	0.0000	99.98	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.76	0.0000	100.00
n-Pentane	0.27	0.0001	99.98	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	1.16	0.0000	100.00
H2O	0.00	1.9872	# DIV/0	0.00	10.1288	# DIV/0	0.00	0.3033	# DIV/0	0.00	183.4244	# DIV/0
pseudocomp	23953.20	20617.5016	13.93	15697.02	15686.26	0.07	3084.75	3082.62	0.07	371469.98	374031.67	-0.69
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
VapourPhaseFrac	0.00E+00	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.00E+00	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00
Temperature [C]	45	45.0000	0.00	210	210.0000	0.00	52	52.0000	0.00	379	384.4522	-1.44
P [kg/cm2_g]	7	7.0000	0.00	9.84	9.8400	0.00	12.4	12.4000	0.00	11.4	11.4000	0.00
MassFlow[kg/h]	23953.740000	20634.2448	13.86	15697.02	15696.3850	0.00	3084.74	3084.6152	0.00	371474.41	374215.0976	-0.74
Std I LVol[m3/h]	28.3	24.1046	14.82	17.8	17.6549	0.82	3.5	3.4695	0.87	376.4	377.9411	-0.41

Tabla 7.1 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3501 Fraccion Atm (continuación)

Composición /Condiciones	Agua amarga de GA-3502a/b		Keroseno a EA-3556		Aceite Esponja rico de EA-3553a/b		Aceite Esponja rico de EA-3553a/b		% error		Vapor agotamiento a DA-3501		Vapor agotamiento a DA-3501		% error
	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	% error	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	% error	
corriente	10	10	13	13	14	14	14	14				17	17		
Hydrogen	0.00	0.0003	# DIV/0!	0.00	0.0000	0.00	0.45	0.3906	13.21	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
H2S	0.00	3.3670	# DIV/0!	0.00	0.0000	0.00	195.69	146.0311	25.38	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
Ammonia	0.00	5.2661	# DIV/0!	0.00	0.0000	0.00	2.27	0.2258	90.05	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
Methane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	9.67	7.1214	26.36	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
Ethane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	97.16	82.7086	14.87	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
Propane	0.00	0.0000	0.00	0.02	0.0000	100.00	62.97	62.4085	0.89	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
i-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.02	0.0000	99.99	15.96	16.0196	-0.37	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
n-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.18	0.0000	99.98	100.76	112.1238	-11.28	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
i-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.30	0.0003	99.90	68.93	80.0884	-16.19	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
n-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.58	0.0009	99.85	93.17	105.2909	-13.01	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
H2O	10805.930000	10204.5548	5.57	0.00	13.3721	# DIV/0!	0.00	1.1395	# DIV/0!	9117.21	9117.21	9117.21	9117.2100	0.00	0.00
pseudocomp	0.00	0.0000	0.00	16101.99	15292.9371	5.02	9280.88	7648.1688	17.59	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
VapourPhaseFrac	0.00E+00	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	mezcla	0.2299	0.00	0.00	1	1.0000	1.0000	0.00	0.00
Temperature [C]	52	58.0073	-11.55	176	186.8575	-6.17	149	149.0000	0.00	0.00	325	325.0000	325.0000	0.00	0.00
P [kg/cm2_g]	2.72	2.7200	0.00	1.17	1.0913	6.72	1.07	1.0700	0.00	0.00	19.33	19.3300	19.3300	0.00	0.00
MassFlow[kg/h]	10805.930000	10213.1883	5.49	16103.11	15306.3104	4.95	9927.91	8261.7171	16.78	9117.21	9117.21	9117.21	9117.2100	0.00	0.00
Std I LVol[m3/h]	14.7	10.2380	30.35	19.7	18.8124	4.51	12.5	10.5001	16.00	0	0	0	--	0.00	0.00

Tabla 7.1 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3501 Fraccion Atm (continuación)

Composición /Condiciones	Vapor Agotamiento a DA-3504		Vapor Agotamiento a DA-3503		Vapor Agotamiento a DA-3503		Vapor Agotamiento a DA-3502		Vapor Agotamiento a DA-3502	
	Diseño	18	Diseño	19	Diseño	19	Diseño	20	Diseño	20
corriente	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
Hydrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
H2S	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
Ammonia	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
Methane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
Ethane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
Propane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
i-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
n-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
i-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
n-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
H2O	512.56	512.5600	0.00	678.12	0.00	678.1200	0.00	474.00	0.00	474.0000
pseudocomp	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
VapourPhaseFrac	1.00E+00	1.0000	0.00	1	0.00	1.0000	0.00	1.00E+00	0.00	1.0000
Temperature [C]	325	325.0000	0.00	325	0.00	325.0000	0.00	325	0.00	325.0000
P [kg/cm2_g]	19.33	19.3300	0.00	19.33	0.00	19.3300	0.00	19.33	0.00	19.3300
MassFlow[kg/h]	512.56	512.5600	0.00	678.12	0.00	678.1200	0.00	474	0.00	474.0000
Std I LVol[m3/h]	0	--	0.00	0	0.00	--	0.00	0	0.00	--

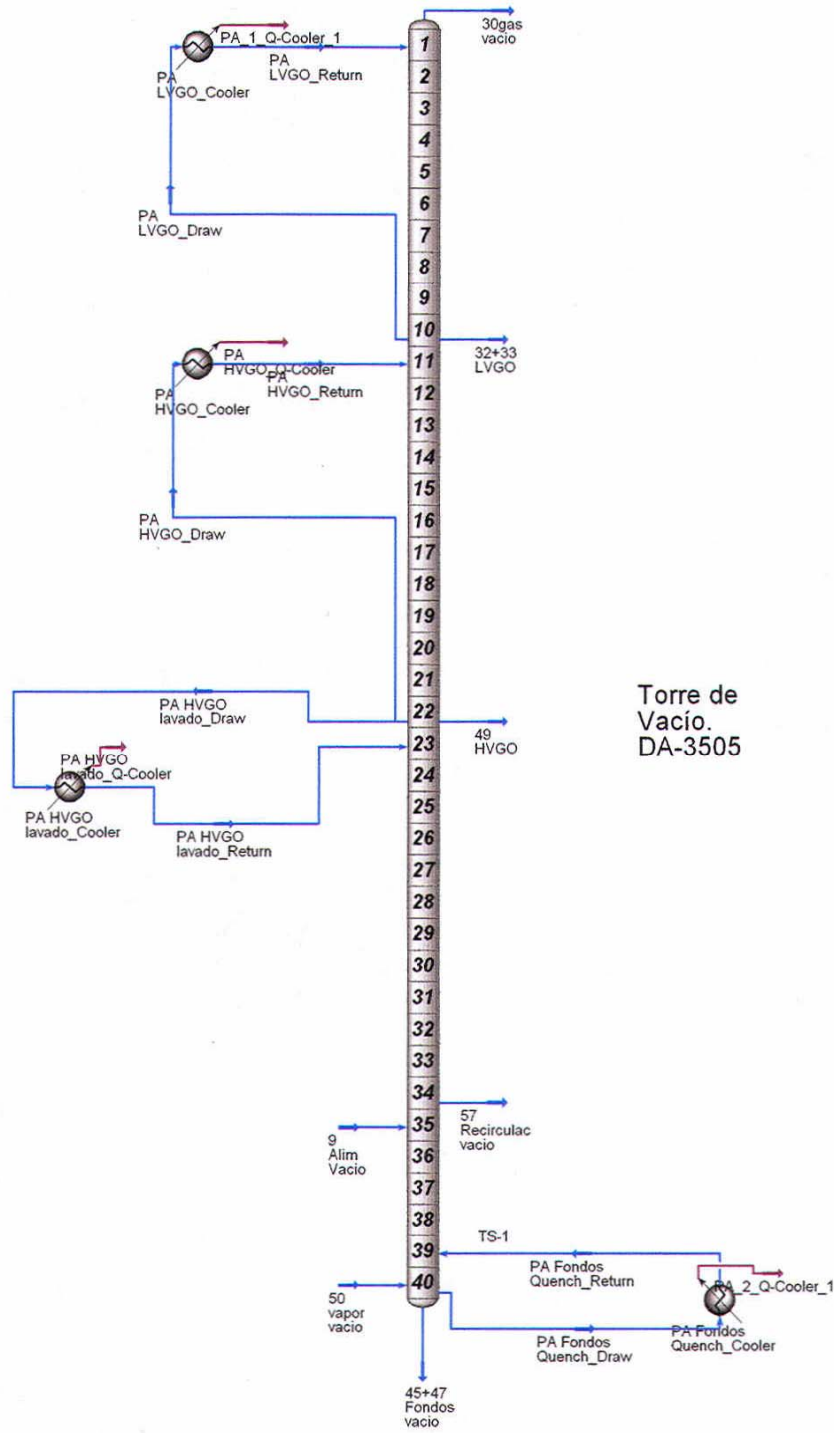


Tabla 7.2 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3505 Torre Vacío

Composición /Condiciones	Vapor total de Torre de Vacío		% error		Seal Oil a Secc Reac		% error		LVGO a Fuel Oil		% error		Recirculac de HVGO a Secc Reacc		% error	
	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación
corriente	30	30														
Hydrogen	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
H2S	140.30	0.0000	100.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
Ammonia	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
Methane	0.02	0.0000	100.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
Ethane	427.12	0.0000	100.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
Propane	0.63	0.0000	100.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
i-Butane	0.24	0.0000	100.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
n-Butane	1.13	0.0000	100.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
i-Pentane	0.76	0.0000	100.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
n-Pentane	1.16	0.0000	100.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
H2O	8088.92	8270.9919	-2.25	0.00	0.0086	0.0086	#DIV/0!	0.00	0.1146	0.00	0.1146	#DIV/0!	0.00	0.0202	#DIV/0!	0.22
pseudocomp	841.06	842.49	-0.17	2404.03	2403.98	2403.98	0.00	31883.47	31882.80	0.00	13301.23	13271.61	0.00	0.0000	0.00	0.00
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
VapourPhaseFrac	1.00	1.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
Temperature [C]	68.00	106.2366	-56.23	52	52.0000	52.0000	0.00	124	217.1612	0.00	265	313.1966	-18.19	0.0000	0.00	0.00
P [kg/cm2_g]	19(mmHg)	19(mmHg)	0.00	9.90	9.9000	9.9000	0.00	10.00	10.0000	0.00	15.68	15.68	0.00	0.0000	0.00	0.00
MassFlow[kg/h]	9.501.34	9113.4855	4.08	2404.04	2403.9936	2403.9936	0.00	31883.5	31882.9153	0.00	13271.21	13271.6265	0.00	0.0000	0.00	0.00
Std I LVol[m3/h]	0.00	--	0.00	2.7	2.6324	2.6324	2.50	35.6	34.9119	1.93	14.0	13.8959	0.74	0.0000	0.00	0.00



Tabla 7.2 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3505 Torre Vacío (continuación)

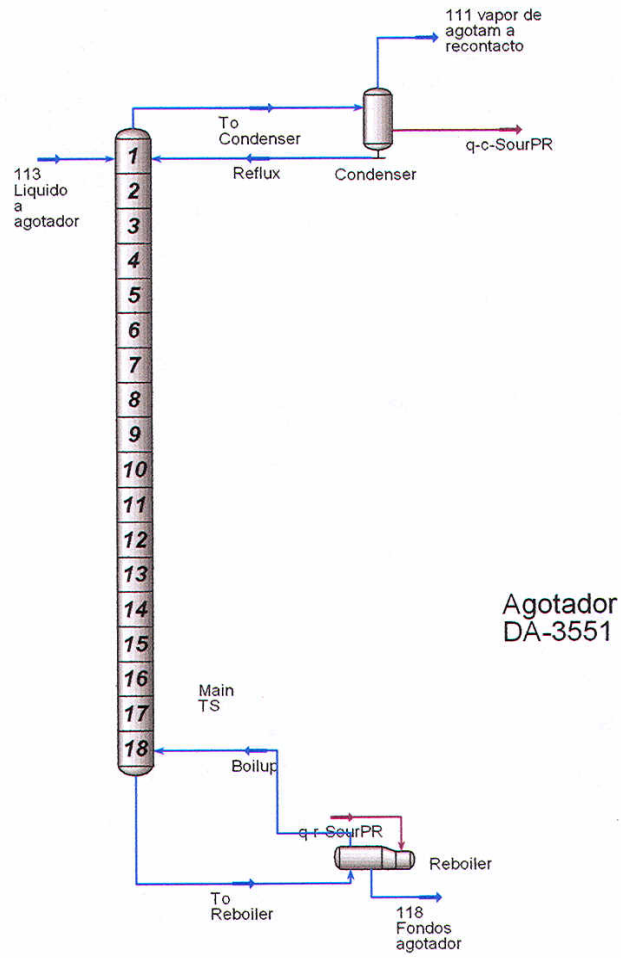
Composición / Condiciones	Aceite de transporte de catal a Sec Rx		Aceite de lavado de Cataliz a Sec Rx		Aceite de lavado de Cataliz a Sec Rx		Aceite de purga de instrum		Aceite de purga de instrum		Aceite de purgainstrum (Fraccionam)	
	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación
corriente	36	36	38	38	41	41	42	42	42	42	42	42
Hydrogen	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
H2S	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
Ammonia	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
Methane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
Ethane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
Propane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
i-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
n-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
i-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
n-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
H2O	0.00	0.0083	0.00	0.0123	#DIV/0!	0.00	0.00	0.0063	#DIV/0!	0.00	0.0031	#DIV/0!
pseudocomp	5443.10	5443.25	8073.94	8074.25	4145.84	4146.78	2072.91	2073.08	2072.91	2073.08	2073.08	2073.08
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
Vapour/PhaseFrac	0	0.0000	0	0.0000	0	0.0000	0	0.0000	0	0.0000	0	0.0000
Temperature [C]	265	313.1966	265	313.1966	82	82.0000	82	82.0000	82	82.0000	82	82.0000
P [kg/cm2_g]	15.68	15.68	15.68	15.68	9.84	9.8400	9.84	9.8400	9.84	9.8400	9.84	9.8400
MassFlow[kg/h]	5443.110000	5443.2570	8073.95	8074.2631	4145.84	4146.7913	2072.920000	2073.0846	2072.920000	2073.0846	2073.0846	2073.0846
Std I L Vol[m3/h]	5.8	5.6993	1.74	8.4540	4.4	4.3418	2.2	2.1706	2.2	2.1706	2.2	2.1706
% error												
% error												

Tabla 7.2 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3505 Torre Vacío (continuación)

Composición / Condiciones	HVGO a Fuel Oil		HVGO a Fuel Oil		% error	Recirculación de Residuo de Vacío a Sec. Rx		% error	Residuo de Vacío a Fuel Oil		% error	Mezcla Caliente a Fuel Oil		% error	
	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño
corriente	44	44				45	45		47	47		48	48		
Hydrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
H2S	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
Ammonia	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
Methane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
Ethane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.03	0.0000	100.00	
Propane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
i-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
n-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
i-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
n-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
H2O	0.00	0.1122	# DIV/0	0.00	0.3601	0.3601	0.3601	# DIV/0	0.00	0.7868	# DIV/0	0.00	0.00	0.0000	# DIV/0
pseudocomp	73878.88	73881.44	0.00	70614.44	72846.81	72846.81	72846.81	-3.16	154296.35	159165.55	-3.16	275744.58	280616.05	-1.77	
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	
VapourPhaseFrac	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	
Temperature [C]	199	199.0000	0.00	366	415.3569	415.3569	415.3569	-13.49	232	232.0000	0.00	105	105.0000	0.00	
P [kg/cm2_g]	9.84	9.8400	0.00	12.80	12.8000	12.8000	12.8000	0.00	12.40	12.4000	0.00	8	8.0000	0.00	
MassFlow[kg/h]	73878.88	73881.5526	0.00	70614.44	72847.1741	72847.1741	72847.1741	-3.16	154287.36	159166.3406	-3.16	275746.64	280627.1935	-1.77	
Std I LVol[m3/h]	78.1	77.3567	0.95	68.8	71.3805	71.3805	71.3805	-3.75	150.4	155.9617	-3.70	281.9	285.8851	-1.41	

Tabla 7.2 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3505 Torre Vacío (continuación)

Composición / Condiciones	HVGO		HVGO		% error		Vapor de Agotamiento a DA-3505		% error		Recirculac de Vacío a BA-3502		% error		HVGO+LVGO +AGO a Fuel oil		% error	
	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación
corriente	49	49	50	50			50	50			57	57	57	57	58	58		
Hydrogen	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00
H2S	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00
Ammonia	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00
Methane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00
Ethane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.03	0.0000	0.0000	100.00	100.00
Propane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00
i-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00
n-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00
i-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00
n-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00
H2O	0.00	0.1624	# DIV/0	8088.82	# DIV/0	8089.0000	8088.82	8089.0000	0.00	0.0000	0.0310	# DIV/0	0.00	0.00	10.3557	# DIV/0		
pseudocomp	617392.00	612863.3051	0.73	0.00	0.73	0.0000	0.00	0.0000	0.00	18553.77	18556.1268	-0.01	121459.33	121450.4972	0.01			
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00
VapourPhaseFrac	0.00	0.0000	1.00	1.0000	0.00	1.0000	1.0000	1.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0	0.0000	0.0000	0.00	0.00
Temperature [C]	265.00	313.1966	-18.19	325.00	-18.19	325.0000	325.0000	325.0000	0.00	345.00	379.3349	-9.95	181	205.0581	181	205.0581	-13.29	-13.29
P [kg/cm2_g]	26.5 mmHg	27.6153mmHg	-4.21	19.33	-4.21	19.3300	19.3300	19.3300	0.00	30 mmHg	32.5384mmHg	-8.46	9.14	9.8400	9.14	9.8400	-7.66	-7.66
MassFlow[kg/h]	617392.00	612863.3051	0.73	8088.92	0.73	8088.92	8089.0000	8089.0000	0.00	18554.00	18556.1578	-0.01	121459.41	121460.8529	121459.41	121460.8529	0.00	0.00
Std I LVol[m3/h]	653.30	641.6911	1.78	0.00	1.78	0.00	-	-	0.00	18.80	19.0759	-1.47	131.5	129.9234	131.5	129.9234	1.20	1.20



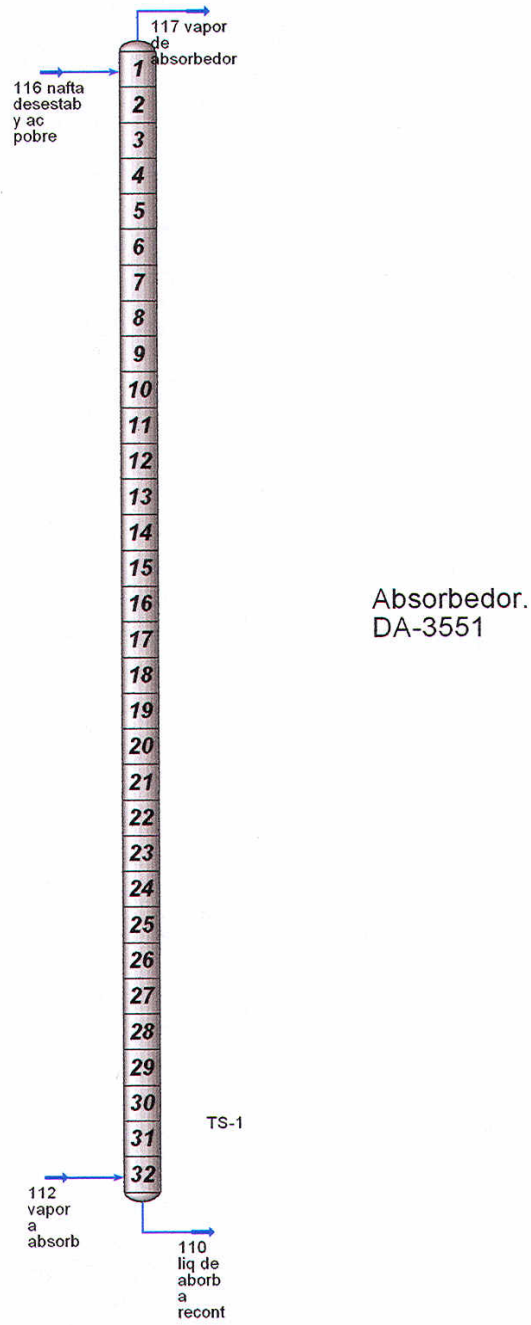


Tabla 7.3 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3551 Absorbedor/Agotador

Composición / Condiciones	Vapor total de Fraccion Atm	% error	Nafta Desestabilizada	% error	Vapor LP Frio de Sec Rx	Diseño	Simulación	Vapor LP Frio de Sec Rx	% error	Nafta Desestabilizada	% error	Vapor total de Fraccion Atm	% error	Vapor total de Fraccion Atm	Vapor LP Frio de Sec Rx	Diseño	Simulación	% error	Aliment agua	Diseño	Simulación	% error	
	Diseño	101 (3)	102 (4)	102 (4)	103 (44 Se Rx)	103	104	104	104	104	104	101 (3)	102 (4)	103	104	104	104	104	104	104	104	104	
corriente	24.80	0.29	0.00	0.0233	#DIV/0!	70.50	70.4000	0.14	0.00	0.00	0.00	24.7270	0.00	24.7270	70.50	70.4000	0.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Hydrogen	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Nitrogen	821.60	6.09	30.20	24.4332	19.10	375.60	376.0000	-0.11	0.00	0.00	0.00	771.5310	6.09	771.5310	375.60	376.0000	-0.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
H2S	11.40	64.11	0.30	0.2087	30.43	2.30	2.2000	4.35	0.00	0.00	0.00	4.0910	64.11	4.0910	2.30	2.2000	4.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ammonia	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO2	98.10	2.66	0.60	0.4851	19.15	238.70	238.0000	0.29	0.00	0.00	0.00	95.4863	2.66	95.4863	238.70	238.0000	0.29	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Methane	516.60	2.38	12.80	11.5001	10.16	373.80	374.2000	-0.11	0.00	0.00	0.00	504.2985	2.38	504.2985	373.80	374.2000	-0.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ethane	1133.10	-0.73	91.20	79.6085	12.71	424.80	424.8000	0.00	0.00	0.00	0.00	1141.4199	-0.73	1141.4199	424.80	424.8000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Propane	346.00	-2.82	66.20	55.8839	15.58	63.80	63.8000	0.00	0.00	0.00	0.00	355.7557	-2.82	355.7557	63.80	63.8000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
i-Butane	1783.50	-3.82	452.30	393.3144	13.04	256.00	255.8000	0.08	0.00	0.00	0.00	1851.6994	-3.82	1851.6994	256.00	255.8000	0.08	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
n-Butane	608.20	-9.60	365.60	318.8340	12.79	43.90	44.0000	-0.23	0.00	0.00	0.00	666.5841	-9.60	666.5841	43.90	44.0000	-0.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
i-Pentane	842.90	-10.32	641.50	567.2248	11.58	53.70	53.8000	-0.19	0.00	0.00	0.00	929.9152	-10.32	929.9152	53.70	53.8000	-0.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
n-Pentane	310.60	-19.81	0.00	4.9537	#DIV/0!	14.10	14.0000	0.71	0.00	0.00	0.00	372.1434	-19.81	372.1434	14.10	14.0000	0.71	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
H2O	1132.90	14.70	16988.90	16898.0531	0.53	36.80	37.40	-1.63	0.00	0.00	0.00	966.3629	14.70	966.3629	36.80	37.40	-1.63	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
pseudocomp	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
DEA	1	0.00	0.00	0.0000	0.00	1.00E+00	0.9998	0.02	0.00	0.0000	0.00	1.0000	0.00	1.0000	1.00E+00	0.9998	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Vapour/PhaseFrac	52	0.00	52	58.6662	-12.82	44	44.1000	-0.23	0.00	58.6662	-12.82	52.0000	0.00	52.0000	44	44.1000	-0.23	0.00	110	110	110.0000	0.00	
Temperature [C]	0.6	16.67	16.0	16.0000	0.00	8.3	9.1668	-10.44	0.00	16.0000	0.00	0.5000	16.67	0.5000	8.3	9.1668	-10.44	0.00	33	33	33.0000	0.00	
P [kg/cm2_g]	7630	-0.71	18650	18354.5227	1.58	1954.00	1954.4000	-0.02	0.00	18354.5227	1.58	7684.0144	-0.71	7684.0144	1954.00	1954.4000	-0.02	0.00	4086	4086	4086.0000	0.00	
MassFlow[kg/h]	0	0	25.5	24.5064	3.90	0	0	0.00	0.00	24.5064	3.90	--	0	--	0	0	0.00	0.00	4.1	4.1	4.0942	0.14	
Std I L Vol[m3/h]																							

Tabla 7.3 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3551 Absorbedor/Agotador (continuación)

Composición / Condiciones	Descarga de la 1a etapa de compresor		Descarga de la 1a etapa de compresor		% error		Succión a la 2da etapa de compresor		% error		Inter líquida de compresor		Inter etapa líquida de compresor		% error		Descarga de la 2da etapa de compresor		% error		
	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	
corriente	105	105					106	106			107	107			109	109					
Hydrogen	24.80	24.7268	0.30	95.20	95.113488	0.09	95.20	95.113488	0.09	0.00	0.00	0.0133	#DIV/0!	95.20	95.1135	0.09	0.00	95.20	95.1135	0.09	
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.000000	0.00	0.00	0.000000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
H2S	821.60	771.3323	6.12	1190.10	1136.274661	4.52	1190.10	1136.274661	4.52	7.10	11.0576	4.1016	-4001.59	1190.10	1136.2747	4.52	13.60	1190.10	1136.2747	4.52	
Ammonia	11.40	4.0245	64.70	13.60	2.122865	84.39	13.60	2.122865	84.39	0.10	4.1016	0.0000	0.00	13.60	2.1229	84.39	0.00	13.60	2.1229	84.39	
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.000000	0.00	0.00	0.000000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
Methane	98.10	95.4833	2.67	336.50	333.217684	0.98	336.50	333.217684	0.98	0.30	0.2656	11.47	336.50	333.2177	0.98	336.50	333.2177	0.98	336.50	333.2177	
Ethane	516.60	504.2223	2.40	886.50	875.017816	1.30	886.50	875.017816	1.30	3.90	3.4045	12.71	886.50	875.0178	1.30	886.50	875.0178	1.30	886.50	875.0178	
Propane	1133.10	1140.8747	-0.69	1535.60	1546.199658	-0.69	1535.60	1546.199658	-0.69	22.30	19.4750	12.67	1535.60	1546.1997	-0.69	1535.60	1546.1997	-0.69	1535.60	1546.1997	
i-Butane	346.00	355.3649	-2.71	396.10	407.214889	-2.81	396.10	407.214889	-2.81	13.70	11.9500	12.77	396.10	407.2149	-2.81	396.10	407.2149	-2.81	396.10	407.2149	
n-Butane	1783.50	1848.9224	-3.67	1949.00	2022.967952	-3.80	1949.00	2022.967952	-3.80	90.50	81.7545	9.66	1949.00	2022.9680	-3.80	1949.00	2022.9680	-3.80	1949.00	2022.9680	
i-Pentane	608.20	664.2916	-9.22	587.50	647.527943	-10.22	587.50	647.527943	-10.22	64.50	60.7636	5.79	587.50	647.5279	-10.22	587.50	647.5279	-10.22	587.50	647.5279	
n-Pentane	842.90	925.8008	-9.84	786.00	873.243900	-11.10	786.00	873.243900	-11.10	110.60	106.3569	3.84	786.00	873.2439	-11.10	786.00	873.2439	-11.10	786.00	873.2439	
H2O	310.60	271.3369	12.64	92.80	85.676912	7.68	92.80	85.676912	7.68	4386.40	4285.6600	2.30	92.80	85.6769	7.68	92.80	85.6769	7.68	92.80	85.6769	
pseudocomp	1132.90	873.9909	22.85	530.60	403.7484	23.91	530.60	403.7484	23.91	639.10	507.6425	20.57	530.60	403.7484	23.91	530.60	403.7484	23.91	530.60	403.7484	
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.000000	0.00	0.00	0.000000	0.00	0.00	0.0000	\$0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
VapourPhaseFrac	1.00E+00	1.0000	0.00	1	1	0.00	1	1	0.00	0	0.0000	0.00	0.0000	1	1.0000	0.00	1	1.0000	1.0000	0.00	
Temperature [C]	115	106.8510	7.09	43	43	0.00	43	43	0.00	43	43.0000	0.00	43	43.0000	0.00	43	43.0000	0.00	121	116.1835	3.98
P [kg/cm2_g]	3.9	3.9000	0.00	3.2	3.4	-6.25	3.2	3.4	-6.25	3.2	3.4000	0.00	3.2	3.4000	-6.25	3.2	3.4000	-6.25	15	15.0000	0.00
MassFlow[kg/h]	7630	7480.3713	1.96	8399	8428.3262	-0.35	8399	8428.3262	-0.35	5339.00	5092.4451	4.62	8399	8428.3262	-0.35	8399	8428.3262	-0.35	8399	8428.3262	-0.35
Std LVol[m3/h]	0	--	0.00	0	--	0.00	0	--	0.00	5.8	5.4779	5.55	0	0	--	0	0	--	0	0	0.00

Tabla 7.3 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3551 Absorbedor/Agotador (continuación)

Composición / Condiciones	Líquido de absorción a recontacto		Líquido de absorción a recontacto		% error		Vapor de agotamiento a recontacto		% error		Vapor de agotamiento a recontacto		Vapor alimentado a absorbedor		% error		Líquido alimentado a agotador		% error						
	Diseño	110	Simulación	110	Simulación	110	111	Simulación	111	Simulación	Diseño	112	Simulación	Diseño	112	Simulación	Diseño	113	Simulación	Diseño	113				
corriente																									
Hydrogen	1.60	1.4826	7.34	2.30	2.3000	0.00	96.90	96.8048	0.10	2.30	2.1014	8.64	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	1886.50	1873.5204	0.69	1627.40	1419.9490	12.75	0.00	2.3380	2.9763	77.95	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
H2S	946.40	808.2614	14.60	1370.30	1370.3000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	370.60	369.4697	0.30	52.70	44.9843	14.64	0.00	0.0000	0.00			
Ammonia	7.30	1.5759	78.41	13.30	13.3000	0.00	1320.90	1334.5571	-1.03	798.10	740.4226	7.23	0.00	1150.30	1231.3169	-7.04	2125.70	2097.9588	1.31	0.00	0.0000	0.00			
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	123.60	137.1458	-10.96	519.10	525.6707	-1.27	0.00	475.80	520.8007	-9.46	2656.20	2711.1083	-2.07	0.00	0.0000	0.00			
Methane	33.70	28.2677	16.12	52.70	52.7000	0.00	101.70	114.6103	-12.69	1283.30	1331.9077	-3.79	0.00	121.90	136.5899	-12.05	1963.30	2038.7509	-3.84	0.00	0.0000	0.00			
Ethane	452.20	420.0812	7.10	776.40	776.4000	0.00	24.30	24.7776	-1.97	8.7183	8.7183	0.00	0.00	92.60	63.8013	31.10	23775.60	23644.43	0.55	0.00	0.0000	0.00			
Propane	1039.20	1083.4557	-4.26	679.60	679.6000	0.00	1.00E+00	1.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	43	43.0000	0.00	43	43.0000	0.00	0.0000	0.00				
i-Butane	167.90	177.6608	-5.81	65.60	65.6000	0.00	14	14.0000	0.00	14	14.0000	0.00	0.00	57.20	57.2000	0.00	3392	3392.30	-0.01	57850.00	5905.7325	-2.07	34817	34568.9792	0.71
n-Butane	843.30	871.6095	-3.36	252.80	252.8000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
i-Pentane	679.10	680.8339	-0.26	55.10	55.1000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
n-Pentane	1124.20	1124.6257	-0.04	67.00	67.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
H2O	0.00	4.9940	#DIV/0!	0.00	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
pseudocomp	22657.50	22647.2692	0.05	57.20	57.2000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
VapourPhaseFrac	0	0.0000	0.00	1	1.0000	0.00	1	1.0000	0.00	1	1.0000	0.00	1	1.00E+00	1.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.0000	0.00				
Temperature [C]	58	57.4936	0.87	54	54.0000	0.00	54	54.0000	0.00	43	43.0000	0.00	43	43	43.0000	0.00	43	43.0000	0.00	43	43.0000	0.00			
P [kg/cm2_g]	13.8	13.8000	0.00	14.7	14.7000	0.00	14.7	14.7000	0.00	14	14.0000	0.00	14	14	14.0000	0.00	14	14.0000	0.00	14	14.0000	0.00			
MassFlow[kg/h]	27952	27850.1177	0.36	3392	3392.30	-0.01	3392	3392.30	-0.01	57850.00	5905.7325	-2.07	34817	34568.9792	0.71	50.1708	2.01	50.1708	2.01	50.1708	2.01				
Std I LVol[m3/h]	39.5	38.7968	1.78	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00			



Tabla 7.3 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3551 Absorbedor/Agotador (continuación)

Composición / Condiciones	Agua decantada		% error	Aceite pobre recirculado a absorbedor		% error	Aceite pobre recirculado a absorbedor		% error	Nafta desest y ac. Pobre a absorb		% error	Nafta desest y ac. Pobre a absorb		% error	Vapor total de absorbedor		% error
	Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación	
corriente	114	114		115	115		116	116		117	117		117	117		117	117	
Hydrogen	0.00	0.0033	#iDIV/0!	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	95.3227	95.3227	-0.02
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H2S	0.00	32.6229	#iDIV/0!	0.00	0.0000	0.00	30.40	30.4000	0.00	30.40	30.4000	0.00	970.00	1095.1113	-12.90	1095.1113	1095.1113	-12.90
Ammonia	0.00	15.8526	#iDIV/0!	0.00	0.0000	0.00	0.30	0.3000	0.00	0.30	0.3000	0.00	13.90	1.0605	92.37	1.0605	1.0605	92.37
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.00
Methane	0.00	0.0001	#iDIV/0!	0.00	0.0000	0.00	0.60	0.6000	0.00	0.60	0.6000	0.00	337.50	341.7935	-1.27	341.7935	341.7935	-1.27
Ethane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	12.80	12.8000	0.00	12.80	12.8000	0.00	881.20	926.8412	-5.18	926.8412	926.8412	-5.18
Propane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0001	#iDIV/0!	91.90	91.9000	0.00	91.90	91.9000	0.00	202.30	237.6780	-17.49	237.6780	237.6780	-17.49
i-Butane	0.00	0.0000	0.00	1.50	0.3893	74.05	68.20	68.2000	0.00	68.20	68.2000	0.00	24.10	27.6936	-14.91	27.6936	27.6936	-14.91
n-Butane	0.00	0.0000	0.00	38.00	41.0583	-8.05	493.70	493.7000	0.00	493.70	493.7000	0.00	128.40	142.8373	-11.24	142.8373	142.8373	-11.24
i-Pentane	0.00	0.0000	0.00	278.20	272.4527	2.07	646.30	646.3000	0.00	646.30	646.3000	0.00	70.70	80.0883	-13.28	80.0883	80.0883	-13.28
n-Pentane	0.00	0.0000	0.00	447.90	465.6775	-3.97	1093.30	1093.3000	0.00	1093.30	1093.3000	0.00	94.20	105.2902	-11.77	105.2902	105.2902	-11.77
H2O	4154.40	4443.6413	-6.96	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	24.30	19.7800	18.60	19.7800	19.7800	18.60
pseudocomp	0.00	0.0000	0.00	5662.20	5638.6582	0.42	22663.00	22663.0000	0.00	22663.00	22663.0000	0.00	110.30	79.5987	27.83	79.5987	79.5987	27.83
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00
VapourPhaseFrac	0.00	0.0000	0.00	0	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	1	1.0000	0.00	1.0000	1.0000	0.00
Temperature [C]	43	43.0000	0.00	134	134.0000	0.00	43	43.0000	0.00	43	43.0000	0.00	53	52.3170	1.29	52.3170	52.3170	1.29
P [kg/cm2_g]	14	14.0000	0.00	10.5	10.5000	0.00	13.5	13.5000	0.00	13.5	13.5000	0.00	13.5	13.5000	0.00	13.5000	13.5000	0.00
MassFlow[kg/h]	4154	4492.1203	-8.14	6428	6418.2359	0.15	25101.00	25100.5000	0.00	25101.00	25100.5000	0.00	2952	3153.0952	-6.81	3153.0952	3153.0952	-6.81
Std I LVol[m3/h]	4.2	4.5198	-7.61	8.8	8.6389	1.83	34.3	33.6607	1.86	34.3	33.6607	1.86	0	--	0.00	--	--	0.00

Tabla 7.3 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3551 Absorbedor/Agotador (continuación)

Composición / Condiciones	Fondos de Agotador		Fondos de Agotador		% error	Nafta estabilizada a tratamiento		% error
	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación		Diseño	Simulación	
corriente	118	118				119	119	
Hydrogen	0.00	0.0000			0.00	0.00	0.0000	0.00
Nitrogen	0.00	0.0000			0.00	0.00	0.0000	0.00
H2S	257.50	133.9352			47.99	0.00	0.0000	0.00
Ammonia	0.10	1.7241			-1624	0.00	0.0000	0.00
CO2	0.00	0.0000			0.00	0.00	0.0000	0.00
Methane	0.00	0.0000			0.00	0.00	0.0000	0.00
Ethane	22.10	0.6987			96.84	0.00	0.0000	0.00
Propane	1446.70	1468.5726			-1.51	0.00	0.0002	#DIV/0!
i-Butane	453.20	458.6737			-1.21	453.20	1.2404	99.73
n-Butane	2401.10	2455.9211			-2.28	2401.10	130.8381	94.55
i-Pentane	1226.40	1274.3229			-3.91	1226.40	868.2097	29.21
n-Pentane	1893.10	1969.0553			-4.01	1893.10	1483.9484	21.61
H2O	0.00	0.0000			0.00	0.00	0.0000	0.00
pseudocomp	23706.40	23607.0544			0.42	23706.40	17968.3962	24.20
DEA	0.00	0.0000			0.00	0.00	0.0000	0.00
Vapour/PhaseFrac	0.00	0.0000			0.00	0	0.0000	0.00
Temperature [C]	144	148.6062			-3.20	38	38.0000	0.00
P [kg/cm2_g]	15	15.2000			-1.33	9.5	9.5000	0.00
MassFlow[kg/h]	31407	31369.9579			0.12	20484	20452.6330	0.15
Std L L Vol[m3/h]	44.9	44.2160			1.52	28.1	27.5292	2.03

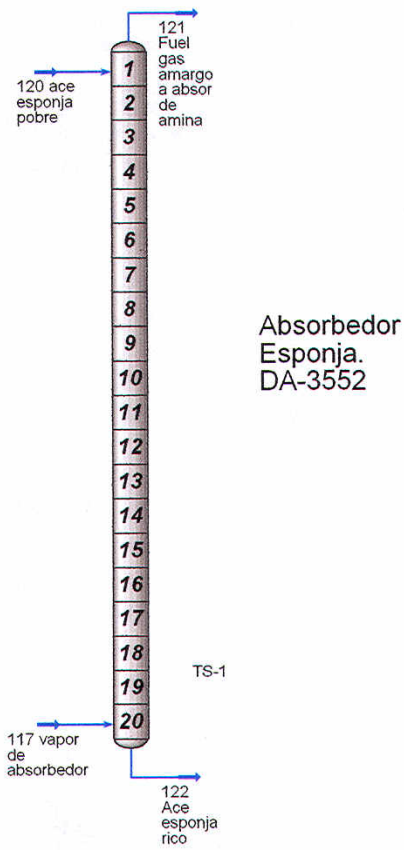


Tabla 7.4 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3552 Absorbedor/Esponja

Composición / Condiciones	Vapor total de Absorbedor	Vapor total de Absorbedor	% error	Aceite esponja pobre frío a absorbedor	Aceite esponja pobre frío a absorbedor	% error	Gas comb amargo a absorb de	Gas comb amargo a absorb de	% error	Aceite esponja rico de absorb esponja	Aceite esponja rico de absorb esponja	% error
	Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación	
corriente	117	117		120	120		121	121		122	122	
Hydrogen	95.30	95.3227	-0.02	0.00	0.0000	0.00	94.80	94.9321	-0.14	0.50	0.3906	21.89
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
H2S	970.00	1095.1113	-12.90	0.00	0.0000	0.00	771.10	949.0892	-23.08	198.90	146.0221	26.59
Ammonia	13.90	1.0605	92.37	0.00	0.0000	0.00	11.60	0.8347	92.80	2.30	0.2258	90.18
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
Methane	337.50	341.7935	-1.27	0.00	0.0000	0.00	327.80	334.6723	-2.10	9.60	7.1212	25.82
Ethane	881.20	926.8412	-5.18	0.00	0.0000	0.00	784.40	844.1368	-7.62	96.80	82.7044	14.56
Propane	202.30	237.6780	-17.49	0.00	0.0000	0.00	136.40	175.2742	-28.50	65.90	62.4038	5.31
i-Butane	24.10	27.6936	-14.91	0.00	0.0000	0.00	8.00	11.6745	-45.93	16.20	16.0190	1.12
n-Butane	128.40	142.8373	-11.24	0.00	0.0000	0.00	26.30	30.7174	-16.80	102.00	112.1198	-9.92
i-Pentane	70.70	80.0883	-13.28	0.00	0.0001	#DIV/0!	1.40	0.0004	99.97	69.20	80.0880	-15.73
n-Pentane	94.20	105.2902	-11.77	0.00	0.0004	#DIV/0!	0.90	0.0002	99.98	93.30	105.2904	-12.85
H2O	24.30	19.7800	18.60	0.00	6.6210	#DIV/0!	24.30	25.2616	-3.96	0.00	1.1395	#DIV/0!
pseudocomp	110.30	79.5987	27.83	9771.70	7572.0747	22.51	2.70	3.8976	-44.36	9881.10	7647.7758	22.60
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
Vapour/PhaseFrac	1.00E+00	1.0000	0.00	0	0.0000	0.00	1.00E+00	0.9945	0.55	0	0.0000	0.00
Temperature [C]	53	52.3170	1.29	43	43.0000	0.00	38	38.0000	0.00	57	57.2915	-0.51
P [kg/cm2_g]	13.5	13.5000	0.00	12.9	12.9000	0.00	12.6	12.5000	0.79	13.3	13.3000	0.00
MassFlow[kg/h]	2952.000000	3153.0952	-6.81	9772	7578.6962	22.44	2190	2470.4910	-12.81	10536	8261.3004	21.59
StdLVol[m3/h]	0	--	0.00	11.7	9.3147	20.39	0	--	0.00	13	10.4996	19.23

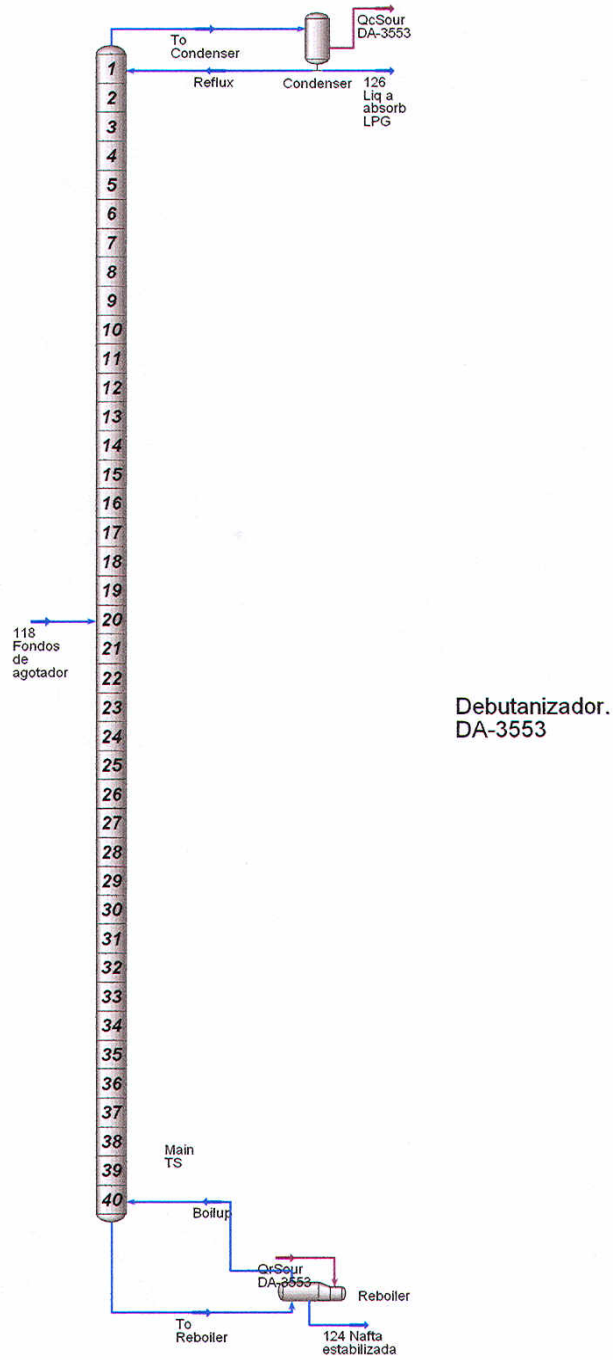


Tabla 7.5 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3553 Debutanizador

Composición / Condiciones	Fondos de Agotador		% error	Nafta estabilizada de debutanizador		% error	Nafta estabilizada de debutanizador		% error	liq de Debutanizador		% error
	Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación		Diseño	Simulación	
corriente	118	118		124	124		124	124		126	126	
Hydrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
H2S	257.50	133.9352	47.99	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	257.50	133.9351	47.99
Ammonia	0.10	1.7241	-1624	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.10	1.7241	-1624.11
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
Methane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
Ethane	22.10	0.6987	96.84	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	22.10	0.6987	96.84
Propane	1446.70	1468.5726	-1.51	0.00	0.0002	#DIV/0!	0.0002	0.0000	0.00	1446.70	1468.5721	-1.51
i-Butane	453.20	458.6737	-1.21	6.20	1.6297	73.71	1.6297	1.6297	73.71	447.00	457.0440	-2.25
n-Butane	2401.10	2455.9211	-2.28	159.10	171.8964	-8.04	171.8964	171.8964	-8.04	2242.10	2284.0245	-1.87
i-Pentane	1226.40	1274.3229	-3.91	1164.70	1140.6623	2.06	1140.6623	1140.6623	2.06	61.70	133.6605	-116.63
n-Pentane	1893.10	1969.0553	-4.01	1875.10	1949.6259	-3.97	1949.6259	1949.6259	-3.97	18.00	19.4294	-7.94
H2O	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
pseudocomp	23706.40	23607.0544	0.42	23706.40	23607.0544	0.42	23607.0544	23607.0544	0.42	0.00	0.0000	0.00
DEA	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
VapourPhaseFrac	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.00
Temperature [C]	144	148.6062	-3.20	212.00	217.9201	-2.79	217.9201	217.9201	-2.79	44.00	44.0000	0.00
P [kg/cm2_g]	15	15.2000	-1.33	11.50	11.5000	0.00	11.5000	11.5000	0.00	10.80	10.8000	0.00
MassFlow[kg/h]	31407	31369.9579	0.12	26911.00	26870.8690	0.15	26870.8690	26870.8690	0.15	4495.00	4499.0884	-0.09
Std I LVol[m3/h]	44.9	44.2160	1.52	36.90	36.1681	1.98	36.1681	36.1681	1.98	8.00	8.0478	-0.60

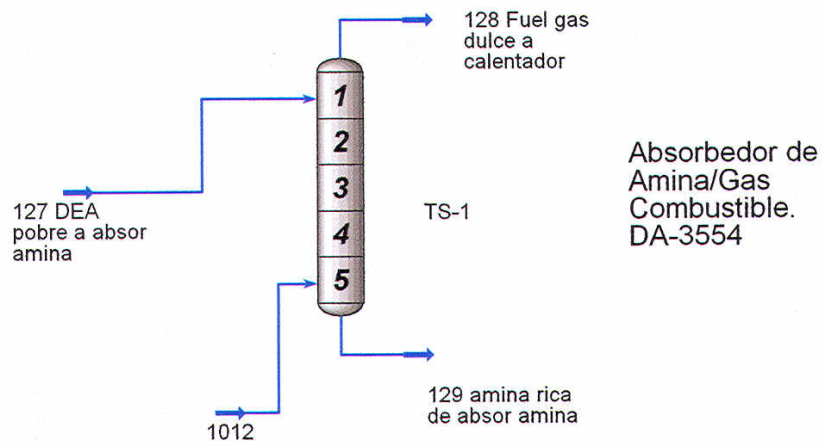


Tabla 7.6 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3554 Absorbedor de Amina

Composición / Condiciones	DEA pobre a absorb amina/fuel gas		DEA pobre a absorb amina/fuel gas		Gas fuel dulce a calentador		Gas fuel dulce a calentador		% error		Amina rico de absorb fuel gas/amina		Amina rico de absorb fuel gas/amina		% error	
	Diseño	127	Simulación	127	Diseño	128	Simulación	128	Simulación	% error	Diseño	129	Simulación	129	% error	
corriente																
Hydrogen	0.00	0.0000	0.0000	0.00	94.70	94.8525	94.8525	94.8525	0.00	-0.16	0.20	0.0796	0.0796	0.00	60.22	0.00
Nitrogen	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	#DIV/0!	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00
H2S	38.10	38.1014	38.1014	0.00	0.00	48.0405	48.0405	48.0405	0.00	#DIV/0!	809.20	939.0467	939.0467	0.00	-16.05	0.00
Ammonia	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00	11.60	0.8054	0.8054	0.00	93.06	0.00
CO2	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00
Methane	0.00	0.0000	0.0000	0.00	327.20	334.6474	334.6474	334.6474	0.00	-2.28	0.60	0.0237	0.0237	0.00	96.05	0.00
Ethane	0.00	0.0000	0.0000	0.00	782.50	844.1091	844.1091	844.1091	0.00	-7.87	1.90	0.0128	0.0128	0.00	99.33	0.00
Propane	0.00	0.0000	0.0000	0.00	136.20	175.2638	175.2638	175.2638	0.00	-28.68	0.20	0.0002	0.0002	0.00	99.89	0.00
i-Butane	0.00	0.0000	0.0000	0.00	7.90	11.6729	11.6729	11.6729	0.00	-47.76	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00
n-Butane	0.00	0.0000	0.0000	0.00	26.20	30.7115	30.7115	30.7115	0.00	-17.22	0.10	0.0000	0.0000	0.00	100.00	0.00
i-Pentane	0.00	0.0000	0.0000	0.00	1.40	0.0004	0.0004	0.0004	0.00	99.97	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00
n-Pentane	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.90	0.0002	0.0002	0.0002	0.00	99.98	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00
H2O	15206.90	15207.3365	15207.3365	0.00	8.10	1.9907	1.9907	1.9907	0.00	75.42	15223.10	15217.9615	15217.9615	0.00	0.03	0.00
pseudocomp	0.00	0.0000	0.0000	0.00	2.70	2.6910	2.6910	2.6910	0.00	0.33	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00
DEA	5915.50	5915.6614	5915.6614	0.00	0.00	0.0106	0.0106	0.0106	0.00	#DIV/0!	5915.50	5915.6508	5915.6508	0.00	0.00	0.00
Vapour/PhaseFrac	0.00	0.0000	0.0000	0.00	1.00	1.0000	1.0000	1.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00
Temperature [C]	43.00	43.0000	43.0000	0.00	43.00	7.3255	7.3255	7.3255	0.00	82.96	54.00	13.0746	13.0746	0.00	75.79	0.00
P [kg/cm2_g]	11.90	11.9000	11.9000	0.00	11.90	12.0668	12.0668	12.0668	0.00	-1.40	12.40	12.3668	12.3668	0.00	0.27	0.00
MassFlow[kg/h]	21161.00	21161.0993	21161.0993	0.00	1388.00	1543.9907	1543.9907	1543.9907	0.00	-11.24	21962.00	22073.5806	22073.5806	0.00	-0.51	0.00
Std I LVoll[m3/h]	20.50	20.6888	20.6888	-0.92	0.00	--	--	--	0.00	0.00	21.30	21.8447	21.8447	0.00	-2.56	0.00



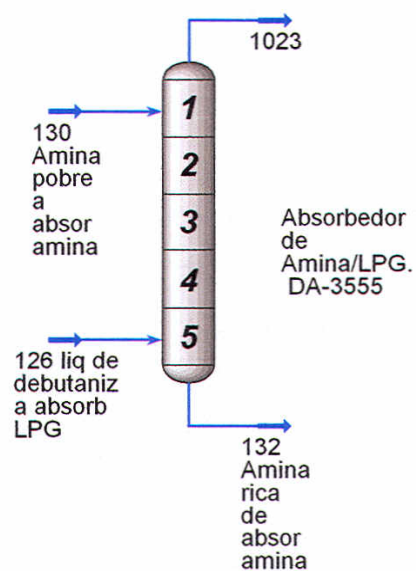


Tabla 7.7 Tabla de corrientes con datos de diseño y resultados de la simulación. EQUIPO: DA-3555 Absorbedor LPG/Amina

Composición / Condiciones	Amina pobre a absor fuel gas/amina		Amina pobre a absor fuel gas/amina		LPG a tratamiento		LPG a tratamiento		Amina rica de absor LPG/amina		Amina rica de absor LPG/amina	
	Diseño	130	Simulación	% error	Diseño	131	Simulación	% error	Diseño	132	Simulación	% error
corriente	130	130			131	131			132	132		
Hydrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00
H2S	33.20	33.2016	0.00	0.00	0.00	11.3291	#DIV/0!	290.70	290.70	155.8076	46.40	46.40
Ammonia	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.10	0.10	1.7241	-1624.11	
CO2	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
Methane	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
Ethane	0.00	0.0000	0.00	0.00	21.90	0.6987	96.81	0.20	0.20	0.0000	100.00	
Propane	0.00	0.0000	0.00	0.00	1443.80	1443.8000	0.00	2.90	2.90	0.0004	99.99	
i-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.00	446.40	446.4000	0.00	0.70	0.70	0.0000	100.00	
n-Butane	0.00	0.0000	0.00	0.00	2238.80	2238.8000	0.00	3.30	3.30	0.0000	100.00	
i-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.00	61.60	61.6000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
n-Pentane	0.00	0.0000	0.00	0.00	18.00	18.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
H2O	13251.70	13251.6860	0.00	0.00	1.70	0.8241	51.52	13250.8619	13250.00	13250.8619	-0.01	
pseudocomp	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
DEA	5154.90	5154.9124	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	5154.80	5154.6498	0.00	
VapourPhaseFrac	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.00	
Temperature [C]	43.00	43.0000	0.00	0.00	43.00	43.0000	0.00	46.00	46.00	-5.1575	111.21	
P [kg/cm2_g]	21.10	21.1000	0.00	0.00	21.20	21.2000	0.00	22.50	22.50	22.5000	0.00	
MassFlow[kg/h]	18440.00	18439.8000	0.00	0.00	4232.00	4221.4520	0.25	18703.00	18703.00	18563.0438	0.75	
Std I LVol[m3/h]	17.90	18.0282	-0.72	7.70	7.70	7.627114169	0.95	18.10	18.10	18.1855	-0.47	

La siguiente tabla es el resumen de los flujos de las corrientes obtenidas de la simulación y su % de error calculada.

**Tabla 7.8 Resumen de corrientes con flujo y porcentaje de error**

Equipo	Nombre Corriente	Núm. Corriente	Flujo [kg/h] diseño	Flujo [kg/h] simulación	% error
DA-3501 Fraccionador atmosférico	Alim Caliente	1	396894.02	396894.0100	0.00
	Alim Ligeros	2	49250.53	49250.5200	0.00
	Vapor Total F	3(101)	7683.43	7684.0144	-0.01
	Nafta Desesta	4(102)	18355.05	18354.5227	0.00
	Diesel a alma	6	23953.74	20634.2448	13.86
	AGO a Fuel C	7	15697.02	15696.3850	0.00
	Aceite de lava	8	3084.74	3084.6152	0.00
	Fondos de Fr	9	371474.41	374215.0976	-0.74
	Agua amarga	10	10805.93	10213.1883	5.49
	Keroseno a E	13	16103.11	15306.3104	4.95
	Aceite Esponj	14	9927.91	8261.7171	16.78
	Vapor agotam	17	9117.21	9117.2100	0.00
	Vapor Agotan	18	512.56	512.5600	0.00
	Vapor Agotan	19	678.12	678.1200	0.00
Vapor Agotan	20	474.00	474.0000	0.00	
DA-3505 Torre de vacío	Vapor total de	30	9501.34	9113.4855	4.08
	Seal Oil a Ser	31	2404.04	2403.9936	0.00
	LVGO a Fuel	32	31883.50	31882.9153	0.00
	Recirculac de	35	13271.21	13271.6265	0.00
	Aceite de tran	36	5443.11	5443.2570	0.00
	Aceite de lava	38	8073.95	8074.2631	0.00
	Aceite de pur	41	4145.84	4146.7913	-0.02
	Aceite de pur	42	2072.92	2073.0846	-0.01
	HVGO a Fuel	44	73878.88	73881.5526	0.00
	Recirculación	45	70614.44	72847.1741	-3.16
	Residuo de V	47	154287.36	159166.3406	-3.16
	Mezcla Calier	48	275746.64	280627.1935	-1.77
	HVGO	49	617392.00	560641.4024	9.19
	Vapor de Ago	50	8088.92	8089.0000	0.00
Recirculac de	57	18554.00	18556.1578	-0.01	
HVGO+LVGO	58	121459.41	121460.8529	0.00	

Tabla 7.8 Resumen de corrientes con flujo y porcentaje de error (continuación)

Equipo	Nombre Corriente	Núm. Corriente	Flujo [kg/h] diseño	Flujo [kg/h] simulación	% error
DA-3551 Absorbedor/ Agotador	Vapor total de	101(3)	7630.00	7684.0144	-0.71
	Nafta Desesta	102(4)	18650.00	18354.5227	1.58
	Vapor LP Fric	103(44Sc Rx)	1954.00	1954.4000	-0.02
	Aliment agua	104	4086.00	4086.0000	0.00
	Descarga de	105	7630.00	7480.3713	1.96
	Succión a la 2	106	8399.00	8428.3262	-0.35
	Inter etapa líq	107	5339.00	5092.4451	4.62
	Descarga de	109	8399.00	8428.3262	-0.35
	Líquido de ab	110	27952.00	27850.1177	0.36
	Vapor de ago	111	3392.00	3392.3000	-0.01
	Vapor aliment	112	5786.00	5905.7325	-2.07
	Líquido alime	113	34817.00	34568.9792	0.71
	Agua decanta	114	4154.00	4492.1203	-8.14
	Aceite pobre	115	6428.00	6418.2359	0.15
	Nafta desest	116	25101.00	25100.5000	0.00
	DA-3552 Absorbedor Esponja	Vapor total de	117	2952.00	3153.0952
Aceite esponj		120	9772.00	7578.6962	22.44
Gas comb am		121	2190.00	2470.4910	-12.81
Aceite esponj		122	10536.00	8261.3004	21.59
DA-3553 Debutanizado	Fondos de Ag	118	31407.00	31369.9579	0.12
	Nafta estabiliz	124	26911.00	26870.8690	0.15
	liq de Debuta	126	4495.00	4499.0884	-0.09
DA-3554 Absorbedor Amina/Gas combustible	DEA pobre a	127	21161.00	21161.0993	0.00
	Gas fuel dulce	128	1388.00	1543.9907	-11.24
	Amina rico de	129	21962.00	22073.5806	-0.51
DA-3555 Absorbedor LPG/Amina	Amina pobre	130	18440.00	18439.8000	0.00
	LPG a tratam	131	4232.00	4221.4520	0.25
	Amina rica de	132	18703.00	18563.0438	0.75
% Error promi					2.71

Las tablas de resultados antes presentadas surgieron de la selección de los mejores resultados, entendiéndose por ello los resultados que mejor representan el comportamiento del proceso que evaluado cuantitativamente es el que corresponde al caso que presenta menor porcentaje de error, entre los resultados de diversas simulaciones que se realizaron sobre la misma unidad. La diferencia entre esas simulaciones consistió en el conjunto de variables especificadas en la columna de destilación atmosférica que es el equipo DA-3501.

La Tabla 7.9 muestra el conjunto de variables especificadas en cada simulación; para diferenciar esas simulaciones serán denominadas como Caso 1, Caso 2 y Caso 3, siendo las más representativas de las pruebas realizadas.

**Tabla 7.9 Especificaciones consideradas en los diferentes casos.**

Variables especificadas	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Flujo de destilado	√	√	√
Flujo de vapor	√	√	√
Flujo de keroseno	X	√	X
Flujo de Diesel	X	√	X
Flujo de AGO	√	√	X
Flujo de bomba de calor 1	√	√	√
Carga de bomba de calor 1	√	√	√
Flujo de bomba de calor 2	√	√	√
Carga de bomba de calor 2	√	√	√
Cut point de keroseno	√	X	√
Cut point de Diesel	√	X	√
Cut point de AGO	X	X	√

Los resultados obtenidos en cada uno de los tres casos anteriores se presentan en las Tablas 7.10 a 7.15 que contienen las propiedades de los productos de la columna atmosférica:

**Tabla 7.10 Comparación de propiedades del keroseno.**

keroseno	Hoja Diseño	Caso 1	Caso 2	Caso 3
TBP cut Point Range, °C	126-246	149-245	146-259.8	146-245
Gravedad, °API	41.33	41.0028509	41.8693393	42.0853969
100%vol ASTM D86, °C (*)	< 300	237.260529	247.92449	237.262471
10%vol ASTM D86, °C (*)	< 200	207.963345	208.122559	207.724781
Flash Point(ASTM D93), °C (*)	> 41	75.3687991	75.4691528	75.218329
Cetane Number	≈ 42	46.6887382	46.3283163	46.7238012
Flujo kg/h	16103.11	15306.3104	16102.9029	14953.6362

(\*) Las 3 especificaciones deben cumplirse simultaneamente

% vol	TBP, °C	Caso 1	Caso 2	Caso 3
5%	170.3	184.477436	184.209237	183.40531
95%	243.6	243.599951	256.545018	243.475402

**Tabla 7.11 Comparación de propiedades del diesel.**

<b>diesel</b>	Hoja Diseño	Caso 1	Caso 2	Caso 3
TBP cut Point Range, °C	154-316	179-315.31	179-316	177-315.3
Gravedad, °API	34.987	33.4655986	32.6788533	33.6005505
90%vol ASTM D86, °C (*)	< 350	287.692422	296.8575	287.337685
Flash Point(ASTM D93), °C (*)	> 41	98.0971929	99.8128532	97.6915289
Cetane Number	≈ 42	43.4402217	43.5559291	43.786867
Flujo kg/h	23953.74	20634.2448	23953.7964	20383.4995

(\*) Ambas especificaciones deben cumplirse simultáneamente

% vol	TBP, °C	Caso 1	Caso 2	Caso 3
5%	204.1	215	219.470392	214.075729
95%	307.8	307.473319	315.400905	307.30287

**Tabla 7.12 Comparación de propiedades del AGO.**

<b>AGO</b>	Hoja Diseño	Caso 1	Caso 2	Caso 3
TBP cut Point Range, °C	235.7-490.6	248-462	251-468	246-465
Gravedad, °API	28.918	27.3352328	26.6681255	26.9406053
Flash Point(ASTM D93), °C (*)	> 65	123.592509	125.644623	124.344098
índice de refracción	≈ 1.51	1.49623822	1.49791876	1.49721268
Flujo kg/h (7+8)	18781.76	18781.0002	18780.9372	24426.1183

% vol	TBP, °C	Caso 1	Caso 2	Caso 3
5%	276	281.839175	287.172649	282.846647
95%	395.8	373.373992	395.937831	395.79934

**Tabla 7.13 Comparación de propiedades del LVGO.**

<b>LVGO</b>	Hoja Diseño	Caso 1	Caso 2	Caso 3
TBP cut Point Range, °C	237.8-489.3	314-482	339-497	340-499
Gravedad, °API	26.11	23.1311608	21.9478735	21.7963099
Pour point, °C	≈ 12°C	12.0694024	15.6452266	16.0602206
Flash Point(ASTM D93), °C	> 65	139.979778	145.102418	145.682103
índice de refracción	≈ 1.51	1.5016953	1.50665235	1.50731304
Flujo kg/h (31+32)	34287.54	34286.9082	34286.2565	34287.1889

% vol	TBP, °C	Caso 1	Caso 2	Caso 3
5%	279.5	321.975771	344.808422	346.006614
95%	453.3	450.382969	451.526211	453.03937

**Tabla 7.14 Comparación de propiedades del HVGO.**

<b>HVGO</b>	Hoja Diseño	Caso 1	Caso 2	Caso 3
TBP cut Point Range, °C	398-538	396-557	403-579	404-571
Gravedad, °API	17.831	16.3575619	15.7814811	15.6565924
Pour point, °C	≈ 18°C	22.953544	21.9083822	21.5872929
Flash Point(ASTM D93), °C	> 65	159.568166	161.387537	161.830712
índice de refracción	≈ 1.51	1.53336128	1.53681216	1.53756978
Flujo kg/h (35+36+38+41+42+44)	106885.91	106890.5866	106885.751	106887.89

% vol	TBP, °C	Caso 1	Caso 2	Caso 3
5%	379.1	409.389095	419.843069	422.554821
95%	572.4	550.86765	569.530542	571.493927

**Tabla 7.15 Comparación de propiedades del residuo de vacío.**

<b>Residuo de Vacío</b>	Hoja Diseño	Caso 1	Caso 2	Caso 3
TBP cut Point Range, °C	538+	538-793	579-793	579-793
Gravedad, °API	6.162	6.87205753	6.64768325	6.61678247
Flujo kg/h (45+47)	224901.8	232013.992	223882.563	222421.305

% vol	TBP, °C	Caso 1	Caso 2	Caso 3
5%	522.8	553.622267	579.234361	579.258624
95%	732.2	779.532259	780.02855	780.116646

Es necesario mencionar que los resultados presentados de la simulación en las Tablas 7.1 a 7.7 corresponden al Caso 1 de las simulaciones descritas anteriormente, debido a que es el caso que obtiene mejores resultados respecto al flujo y las especificaciones de los productos, según se observa en la comparación realizada. De la misma manera, este caso es el que presenta menores porcentajes de error en todas las corrientes; esto se puede observar en el apéndice 2 referente a los resultados de la simulación que muestra en la Tabla A.2.1 el error porcentual encontrado para los productos en cada caso.

En la Tabla 7.1 se observan los resultados del Caso 1 es posible notar que la mayor diferencia de flujo en los productos de la columna atmosférica sucede en la corriente de diesel (corriente 6) con el 13.86% de error y en la corriente de keroseno (corriente 13) con el 4.95% de error. Esto se debe a que el conjunto de variables seleccionadas consistió en el flujo de destilado y en las temperaturas de destilación al 95% en volumen de recuperación de producto (Destilación TBP) del keroseno y del diesel. Esto se hace para cumplir con las especificaciones de temperatura del producto.

De caso contrario, si se deseara satisfacer los flujos de diseño propuestos como se ejemplifica en el Caso 2; se observa que entonces no es posible cumplir con las especificaciones de temperatura para los productos ligeros (keroseno y diesel) cuya temperatura al 95% de volumen

destilado se incrementa, eso ocasionaría que más compuestos pesados se encontraran formando parte de esos cortes lo que disminuiría la calidad de los productos deseados, que son objetivo de esta separación, para que puedan ser empleados posteriormente, esto se observa en Tablas 7.10 y 7.11.

Para el Caso 3, en el que las variables especificadas consisten en su mayoría en las temperaturas de corte de los productos más ligeros (keroseno, diesel y AGO) es posible notar que los porcentajes de error más altos se presentan en los flujos de esos productos. Obteniéndose una menor cantidad que la esperada para los productos más ligeros, keroseno y diesel, y una mayor cantidad de AGO. Sin embargo, se sabe que los productos más valiosos de esta separación son el keroseno y el diesel; y se espera obtener la mayor cantidad de estos productos siempre que estén dentro de las especificaciones establecidas, esto se observa en las Tablas 7.10, 7.11 y 7.12.

Es por esa razón que la simulación seleccionada es la que corresponde al Caso 1, cuyo conjunto de variables especificadas es una mezcla de flujos y temperaturas de corte; además, produce la mayor cantidad de productos ligeros (keroseno y diesel) dentro de las especificaciones establecidas, sin tener cambio alguno en el diseño de los equipos; lo cual nos muestra una buena posibilidad de operación.

Es importante mencionar que el proceso estará sujeto a diversas especificaciones para sus productos, y de estas dependerá la forma en que la planta operará para poder cumplir con ellas.

Por otra parte, al analizar los resultados de las corrientes en el Caso 1, que será el único que se tratará en adelante es posible notar que para la Columna Atmosférica DA-3501 se tiene la corriente 14, Aceite rico esponja, con una diferencia de 16.78%, esto se debe a que se trata de una corriente de recirculación (Tabla 7.1).

Analizando la Tabla 7.1 se observa que los flujos de producto obtenido son diferentes de los esperados, como en el caso de la corriente 6, que corresponde al diesel enviado a almacenamiento, con una diferencia de 13.86% y la corriente 13, que es la corriente de keroseno, con una diferencia del 4.95%. Esto se debe al conjunto de variables especificadas. Al existir estas diferencias en el flujo de los productos, se explica la diferencia en la corriente de recirculación.

En cuanto a la diferencia de temperatura que existe entre los datos de diseño y los resultados de la simulación es del 10% como orden de magnitud, lo cual es una diferencia entre 5 y 7 °C generalmente. Sin embargo, esta diferencia se presenta en pocas corrientes como es el caso de la corriente 3 (vapor obtenido del fraccionador) y la corriente 4 (nafta no-estabilizada) que después son enviadas a cambiadores de calor para enfriarse y continuar en el proceso, y la corriente 10 (agua amarga) que termina su proceso en esta sección de la planta. Estas corrientes (3, 4 y 10) provienen del condensador de la torre atmosférica, en donde se recuperan principalmente los ligeros; pero la temperatura alcanzada en la simulación es mayor, debido a que en esta corriente hay un poco más de butanos, pentanos y agua. Para alcanzar la temperatura de diseño de estas corrientes, es necesario disminuir la presión de diseño del condensador, de 0.6 kg/cm<sup>2</sup>g a 0.23 kg/cm<sup>2</sup>g, y la composición de estas corrientes no se ve afectada apreciablemente.



Para el siguiente equipo, en la columna de vacío (DA-3505) se puede observar en la Tabla 7.2 que la mayor diferencia de flujo existente de los resultados de la simulación es de 1.19% que corresponde a las corrientes de alimentación a la columna y, por consecuencia, en alguna de sus corrientes de salida como es la corriente 47 que corresponde al residuo de vacío. Sin embargo, esta es una diferencia pequeña que es bien aceptada para describir el comportamiento del proceso. Las diferencias de temperatura que se presentan en algunas de las corrientes de este equipo son desde el 15% hasta algunas muy elevadas como 56% (68 a 106°C) en la corriente 30, la cual es el vapor de la torre de vacío. En este caso para alcanzar el flujo que se ha especificado la temperatura se eleva para alcanzar recuperar más agua y de este modo cumplir con el flujo. El flujo de diseño contiene compuestos ligeros, pero este balance no se cumple porque dichos ligeros ya están recuperados y cuantificados en la columna de vacío.

Para la Tabla 7.3 referente columna DA-3551, que es un absorbedor-agotador, los resultados obtenidos son buenos porque el flujo que presenta un mayor porcentaje de error es 8.14% en la corriente 114, que corresponde al agua decantada en el separador FA-3553; sin embargo, en el equipo principal cuya alimentación y productos con las corrientes 116 y 112 y las corrientes 110 y 117, respectivamente tienen como mayor diferencia 6.81% en la corriente 117 (vapor del absorbedor). La mayor diferencia de temperatura presente en este sistema es 12% para el caso de la corriente 102 que corresponde a la nafta no-estabilizada.

Para la Tabla 7.4 que trata del absorbedor DA-3552 se tienen mayores diferencias de flujo, desde el 6.81% en la corriente 117 de vapor alimentado al absorbedor hasta el 22.44% en la corriente 120 que corresponde al flujo de hidrocarburos en fase líquida alimentados al absorbedor. Estas diferencias son ocasionadas por los flujos obtenidos en los productos de la columna atmosférica, que son diferentes de los esperados, en especial, la corriente de keroseno al verse modificada ocasiona que la corriente 120 presente estas variaciones, ya que esta corriente es una ramificación de la corriente de keroseno.

La Tabla 7.5 que corresponde a los resultados del debutanizador DA-3553 presenta excelentes resultados, pues la corriente 124 que corresponde a la nafta estabilizada tiene 0.15% de error y es la corriente que presenta mayor diferencia en el flujo. Respecto a la temperatura se observa que la corriente con más diferencia es la corriente 118, correspondiente a los fondos de la columna con una diferencia de 3.20% (4°C aproximadamente).

En la Tabla 7.6 que trata de la columna DA-3554 se observa que la mayor diferencia presentada en el flujo corresponde a la corriente 128, gas dulce al calentador, con un error de 11.24%; mientras que la mayor diferencia de temperaturas esta en las corrientes 128 y 129 con un error de 82.96% y 75.79% respectivamente. La corriente 129 corresponde a la amina rica que sale del absorbedor. Estas diferencias son aceptadas porque las corrientes poseen composición y propiedades similares.

Para la columna DA-3555 se puede observar en la Tabla 7.7 que la corriente que presenta mayor diferencia en el flujo es la corriente 132 que corresponde a la amina rica que sale del absorbedor. La diferencia en el flujo es de 0.75%, lo cual es una diferencia mínima; mientras que para la temperatura la diferencia es de 111%, esto se debe al perfil de temperatura presente en la columna de absorción, a pesar de que esta opera en las mismas condiciones de presión que se expresan en el diseño. Sin embargo, la evaluación de resultados en este equipo

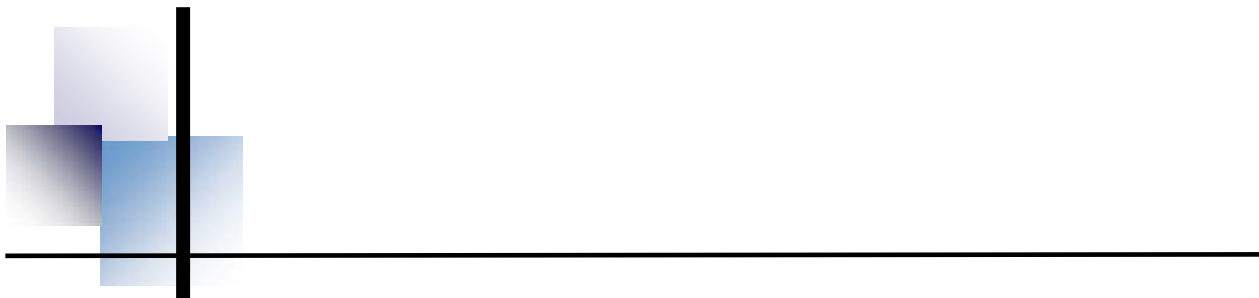
es favorable, ya que la composición de las diversas corrientes en cuestión tiene pequeñas diferencias con los datos de diseño.

Con el modelo construido se realiza una comparación entre los datos reportados por PEMEX en su diseño y los resultados obtenidos con la finalidad de visualizar la capacidad de reproducción de los datos reportados con el modelo construido. En la comparación se encontró que existen pequeñas diferencias en algunos flujos de producto ocasionadas por las especificaciones en su curva TBP; sin embargo, se observa que a pesar de estas diferencias el error porcentual que se presenta en composición y flujo del resto de las corrientes es pequeño en general. Esto indica la construcción de una buena simulación del proceso en general.

Esta planta trata los compuestos más pesados del petróleo por lo que es necesario caracterizarlos como ensayos de forma adecuada. Según el análisis comparativo realizado entre los datos de diseño de los diferentes ensayos y los datos de la simulación se observa que las fracciones de petróleo que forman parte de este sistema están bien caracterizadas.

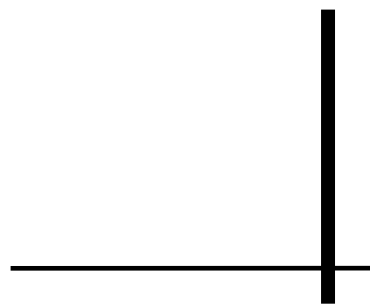
Durante la construcción de la simulación fue necesario identificar las operaciones de separación que se realizan en cada equipo y cuales son los componentes clave a separar para poder realizar una representación correcta de este proceso. Además, se observaron las consecuencias que tiene determinar un conjunto de variables de otro diferente, este conjunto de actividades permite efectuar una selección correcta para realizar una buena representación del proceso.

El desarrollo de este proyecto logró el objetivo general de la tesis, ya que se realizó la simulación en estado estacionario de la Sección de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros de la Planta Hidrodesulfuradora de Residuales. Se analizó y representó la alimentación a esta sección de la Planta con sus cortes y propiedades. Se identificaron las columnas de separación principales de esta sección y se determinó la recuperación de componentes en cada una de ellas. Además, se identificaron las variables de proceso que determinan la calidad de los productos.



# CAPÍTULO 8

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



## 8. Conclusiones y recomendaciones

Las conclusiones derivadas del desarrollo de esta tesis son las siguientes:

1. Se desarrolló un esquema de simulación confiable para el caso de diseño de la planta, respetando las especificaciones de los equipos y los productos deseados en la que se obtuvieron resultados con un 2.57 % de error promedio.
2. Se concluye que el tipo de simulación desarrollada puede servir como entrenamiento y capacitación para futuros usuarios de simuladores.
3. En el futuro, el esquema de simulación desarrollado después de ser validado puede ser aplicado a una simulación dinámica que permita el monitoreo de la planta en tiempo real, para ello se requiere considerar las dimensiones de los equipos y la capacidad que utilizan en operación. Además, se debe contar con una interfase que suministre la información de operación obtenida del cuarto de control al simulador.
4. Se detectó que para obtener los productos con la calidad deseada es necesario especificarla mediante la temperatura de destilación del producto al 95% de recuperación en volumen; y después con ello observar el flujo que se obtiene para cada producto. Al definir la calidad requerida para el keroseno y el diesel, como se realiza en el caso 1, se observa que disminuye el flujo de keroseno en 4.9% y el flujo de diesel en 13.8% respecto al flujo de diseño esperado. Así, al tener mayor calidad en las corrientes de producto se obtiene menor flujo.  
Se observó que si no se especificaba la temperatura de destilación de los productos al 95% de recuperación en volumen, esa temperatura en los productos era mayor lo cual indicaba un cambio en la calidad y composición de los productos con componentes más pesados. Y para afinar la calidad de dichas corrientes y alcanzar las especificaciones requeridas sería necesario emplear un proceso más costoso, pues se requeriría un aumento en el consumo de energía.
5. Se detectó que la temperatura de fondos y el perfil de temperatura de la columna de vacío están controlados por la presión. Es necesario disminuir la presión en los fondos de la columna hasta 7 mm Hg para obtener la temperatura de diseño que es de 366°C. Sin embargo, en la simulación se especificó como presión de operación en el fondo de la columna 35 mm Hg (que es la presión de diseño) y la temperatura obtenida en el fondo de la columna es 415.4°C, que representa una diferencia del 13.5% de la temperatura esperada. Es necesario disminuir la presión en los fondos de la columna para obtener la temperatura deseada, siempre y cuando las especificaciones de construcción del equipo (DA-3505) lo permitan.
6. Las temperaturas de las corrientes de LVGO(corriente 32) y la corriente de residuos (corriente 45) que son corrientes de producto obtenidas en la columna de vacío son mayores a las de diseño, estas se pueden controlar cambiando el flujo en las bombas de calor; sin embargo, se ha observado que al emplear mayor flujo en la bombas de calor la temperatura en la columna se incrementa. Esto indica que el sistema no está suficientemente especificado para atacar el perfil de temperatura de la columna.
7. Se detectó que en operación se presenta precipitación y craqueo de hidrocarburos en la columna de vacío cuando la bomba de calor de fondos (Quench) está en operación ocasionando deposición de sólidos en la columna y modifica su operación desfavorablemente; además, provoca ensuciamiento y taponamiento en equipos posteriores y aumenta los paros de limpieza para la torre. Y nuevamente hace referencia

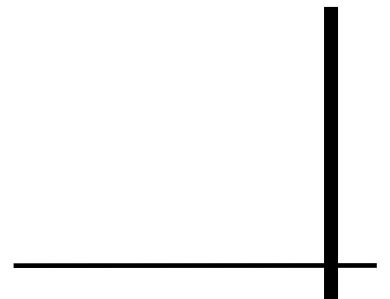
a que el sistema no está suficientemente especificado energéticamente. Esto podría atribuirse a la existencia de altos tiempos de residencia en el fondo de la columna.

Algunas recomendaciones que pueden evaluarse en trabajos posteriores son:

- Se sugiere obtener información sobre los datos de operación de la planta con la finalidad de validar la simulación realizada para conocer la certeza que posee con los modelos aplicados.
- Se recomienda ver si las otras refinerías que poseen la Planta H-Oil (entre ellas Salamanca) presentan la misma problemática de precipitación de sólidos e identificar la causa que lo origina, como puede ser la alimentación o la tecnología.
- Se sugiere evaluar las razones por las que no se puede utilizar la bomba de calor de fondos diseñada en la columna de vacío y realizar un análisis energético de esta columna (DA-3505) que identifique las opciones que se tendrían para manejar la calidad de los productos.
- A través de la revisión de la tecnología se sabe que la formación de sedimentos en los equipos principales es inevitable, por lo que se sugiere que para controlarlo es necesario mantener las presiones parciales de hidrógeno requeridas en la sección de reacción, o mantener la adecuada relación  $H_2$  alimentado/carga alimentación de hidrocarburos para permitir una óptima hidrogenación.
- Se propone que para evitar la precipitación y el posterior taponamiento en los equipos de fraccionamiento, es recomendable mantener presiones en estos equipos que permitan controlar, por un lado la precipitación y por otro el craqueo.
- Se sugiere instalar filtros en la corriente de salida de la columna atmosférica y en la corriente de recirculación a la sección de reacción, para evitar que los sedimentos/precipitados formados modifiquen de manera desfavorable el comportamiento esperado de equipos posteriores como es la columna de vacío. Esta recomendación surge de la revisión de la propuesta tecnológica examinada y patentada por Lummus al proceso LC-Fining para la sección de reacción y después adaptada para nuestro caso particular.
- Se recomienda el pretratamiento a la alimentación de la planta, como ejemplo el desasfaltado, para evitar la formación de sedimentos. Es necesario evaluar esta propuesta técnica y económicamente para ver si es factible.
- Al revisar las publicaciones periódicas, se encontró un artículo que aconseja buscar usos y nuevos mercados a productos que se puedan aprovechar de crudos pesados, como producción de carbón activado (CAFOB) a partir de residuo de vacío y coque para utilizarlo en la desulfuración de gases de combustión.



# APÉNDICE 1 INFORMACIÓN COMPLEMENTARIA



## Apéndice 1. Información Complementaria

### ***Propiedades y pruebas de ensayos para crudo***

Existen curvas típicas que pueden caracterizar un crudo. Para conocer el significado de esas curvas del ensayo y los datos que son necesarios para definirlos es necesario explicar algunas de las pruebas de laboratorio básicas y datos empleados para recopilar el ensayo. Y son las siguientes:

#### *Curva TBP (de sus siglas en inglés, True Boiling Point).*

Es un gráfico de los puntos de ebullición de los componentes como si fuesen puros, contenidos en el crudo o en las fracciones del crudo. Esto se obtiene en condiciones de laboratorio utilizando un equipo de destilación compleja tipo batch de cien o más etapas en equilibrio y con un gran volumen de reflujo. Si se observa una curva típica TBP de un crudo se puede notar que inicialmente la temperatura aumenta en etapas bien definidas que representan componentes simples. Sin embargo, conforme la temperatura se incrementa, el número de componentes con puntos de ebullición cercanos entre sí aumenta y las etapas llegan a incrementarse con muy poca diferencia hasta que se confunden con una curva suavizada. Esta prueba se utiliza raramente como rutina base.

#### *Destilación ASTM*

Esta se realiza en un equipo sencillo diseñado para ebullición del líquido de prueba y condensar los vapores que se generan. Las temperaturas de los vapores son registradas como los avances de la destilación y se grafican contra el destilado recuperado. Como sólo se utiliza una etapa de equilibrio y no hay flujo de recirculación, la separación de componentes es pobre y las mezclas son destiladas. El punto inicial de ebullición es más alto que aquel para la TBP y el punto final de ebullición es más bajo. Las destilaciones ASTM se emplean como pruebas de rutina para medir la calidad de los productos de refinación.

#### *Vaporización flash en equilibrio*

Cuando la mezcla es calentada sin permitir que el vapor se separe del líquido remanente, el vapor ayuda a vaporizar las fracciones de altos puntos de ebullición en la mezcla. Casi todas las operaciones de las plantas comerciales que involucran cambio de fase líquido vapor se realizan mediante la vaporización continua flash (continuos flash vaporization). La curva EFV de un crudo se determina en un laboratorio utilizando un equipo el cual deja al vapor y el líquido juntos hasta que se alcanza un grado de vaporización requerido. El porcentaje vaporizado se grafica contra la temperatura en numerosas corridas para originar la curva EFV. La separación es más pobre para este tipo de destilación que para una ASTM, es por ello que el punto inicial de ebullición será más alto que la ASTM pero el punto final de ebullición será menor. Existen correlaciones empíricas para convertir las temperaturas entre TBP, ASTM y EFV.

#### *Gravedad API*

Esta es una expresión de la densidad de un crudo. A menos que se declare algo diferente, la gravedad API se refiere a la densidad a 60°F. Su relación con la gravedad específica esta dada por una expresión:  $\text{grados API} = (141.5 - 131 / \text{SP GR})$

Donde SP GR es la gravedad específica.

*Presión de vapor Reid (PVR)*

Esta es una prueba de laboratorio utilizada para determinar la presión de vapor de la gasolina natural a 100°F. La presión de vapor real es aproximadamente 5-9% mayor que la figura que se obtiene en esta prueba.

*Punto Flash*

El punto flash de un crudo es la temperatura a la cual el vapor en la parte superior del crudo aumenta rápida, descontrolada y momentáneamente. La temperatura esta determinada por pruebas de laboratorio utilizando un equipo que consiste en una copa cerrada que contiene el crudo, equipo de calentamiento y agitación, y una flama especial ajustable. El tipo de equipos utilizado para crudos destilados intermedios y combustibles es llamado "Pensky Marten (PM)"; mientras que el utilizado para keroseno y destilados ligeros es llamado "Abbel". Los detalles completos de este método de prueba y la descripción del equipo se encuentran en los estándares del ASTM, Parte 7 Productos de petróleo y lubricantes. Esta prueba sirve para indicar la temperatura bajo la cual el crudo puede ser manejado de forma segura. Hay muchos métodos empíricos para determinar el punto flash de una curva de destilación ASTM. Una de estas correlaciones esta dada en la siguiente expresión.

Punto flash °F = 0.77 (ASTM 5% -1850°F).

*Número de octano*

Las características antidetonantes de un combustible son comparadas contra una escala de referencia propuesta en 1929 por Edgar Graham, quien sugirió que se emplearan dos parafinas de las que se pudiera disponer fácilmente y con suficiente pureza. Graham asignó el valor de cero al n-heptano, por ser una parafina que al ser mezclada con aire y sujeta a compresión, explota fácilmente, así, asignó el valor de cien al iso-octano(2,2,4-trimetil-pentano) porque este compuesto resiste mucho más a la compresión que el n-heptano sin explotar espontáneamente. La idea fue aceptada y pronto se dispuso de métodos estándar para asignar a las gasolinas un "número de octano", cuyo valor hace referencia al porcentaje en volumen de iso-octano mezclado con n-heptano que exhibe las mismas propiedades antidetonantes que la gasolina en cuestión. De esta manera una gasolina de 90-octanos es aquella que se comporta como una mezcla que contiene 90% de iso-octano y 10% de n-heptano. Mientras más alta sea esta resistencia del combustible, mayor será su eficiencia para producir trabajo.

Luego se hizo patente el hecho de que las propiedades antidetonantes eran diferentes cuando se hacía trabajar el motor a bajas velocidades que cuando trabaja a altas velocidades, y en consecuencia, una gasolina tiene dos números de octano: el número de octano de investigación RON (Research Octane Number), que refleja las características antidetonantes cuando el motor funciona a bajas velocidades y el MON (Motor Octane Number) cuando funciona a altas velocidades. Y también existe el Índice de Octano (IO) que corresponde al promedio aritmético entre el RON y el MON.

Los detalles de esta prueba se dan en los estándares ASTM, Parte 7 Productos de petróleo y lubricantes. Se utiliza el mismo equipo básico para ambas pruebas, pero la velocidad del motor es mayor en la determinación del MON. El número real de octano obtenido en un motor comercial puede ser uno entre estos dos valores. La importancia de estas dos pruebas de octano es evaluar la sensibilidad de la gasolina en condiciones rigurosas de operación en el motor. Invariablemente el número de octano de investigación es mayor que el del motor, la diferencia entre ellos esta definida como "la sensibilidad de la gasolina".



*Viscosidad.*

La viscosidad de un crudo es la medida de su resistencia hacia el flujo interno y es una indicación de sus cualidades lubricantes. En la industria petrolera es usual definir las viscosidades en centistokes (los cuales son la unidad para la viscosidad cinemática), segundos Saybolt Universal, segundos Saybolt Furol o segundos Redwood. Estas unidades están correlacionadas y pueden encontrarse en la mayoría de la literatura. En el laboratorio los datos de prueba sobre viscosidad están determinados usualmente a temperaturas de 100°F, 130°F ó 210°F. En el caso de las temperaturas de los aceites combustibles son de 122°F y 210°F usualmente.

*Punto de escurrimiento y punto de enturbiamiento.*

Estas son pruebas que indican la cantidad relativa de parafinas que existen en un crudo. Sin embargo, no miden el contenido real de parafinas en el crudo. Las pruebas consisten en la reducción de la temperatura del crudo bajo condiciones controladas. Cuando el crudo inicia la formación de nubes de cristales de cera es la temperatura en la cual se determina el punto de enturbiamiento. La temperatura en la que se determina el punto de escurrimiento es cuando el crudo deja de fluir.

*Contenido de azufre.*

Es la cantidad de azufre total contenido en el crudo como su nombre lo expresa.

Existen muchas otras pruebas de laboratorio y datos que definen las cualidades y características del crudo y sus productos, las cuales pueden encontrarse en los volúmenes de pruebas del ASTM y los manuales API.

**Cálculo de HETP**

La absorción y el agotamiento se realizan frecuentemente en columnas empacadas, particularmente cuando: (1) el diámetro requerido de la columna es menor a 2 ft, (2) la caída de presión debe ser baja, como lo es para servicios de vacío; (3) cuando las consideraciones de corrosión favorecen el uso de materiales cerámicos o poliméricos; y (4) cuando se desea un bajo flujo de líquido en el holdup. El empaque estructurado es frecuentemente favorecido en los revamps para superar las limitaciones de capacidad en columnas de platos.

Las columnas empacadas no permiten diferenciar físicamente sus diversas etapas como las columnas de platos. Las columnas empacadas se analizan de mejor manera por sus consideraciones con la transferencia de masa que por etapas en equilibrio.

En la práctica el comportamiento de una torre empacada se analiza en base al número de etapas en equilibrio equivalentes utilizando una altura empacada equivalente a un plato teórico (etapa en equilibrio) llamada la HETP definida por la siguiente ecuación:

$$HETP = \frac{\text{altura empacada}}{\text{número de etapas en equilibrio equivalentes}} = \frac{l_T}{N_T} \quad (A1.1)$$

En donde el empaque en la columna es dividido en segmentos que son de la misma altura. Cada uno de estos segmentos puede verse como una etapa. HETP es definida como la altura

de empaque necesaria para obtener el cambio en la composición obtenida con una etapa de contacto teórico.

El concepto de HETP no tiene una base teórica desafortunadamente. Así como los valores del HETP pueden ser relacionados a los coeficientes de transferencia de masa, también su valor puede ser obtenido por cálculos utilizando datos experimentales de laboratorio o de columnas de tamaño comercial y usualmente está en el rango de 1-4 ft. Una HETP pequeña indica una columna pequeña y empaque más eficiente. Para medir el HETP experimentalmente, las composiciones de las corrientes del domo y del fondo deben estar con Reflujo Total y el número de etapas en equilibrio son calculadas.

La HETP depende del tipo de empaque y tamaño, del flujo del gas y las sustancias químicas a separar. Una altura muy alta de HETP indica una eficiencia más baja del empaque. Si el flujo del gas es bajo, la HETP generalmente será más alta porque el empaque no está completamente mojado. La HETP puede ser calculada como se explicó anteriormente, sin embargo los valores de la literatura son usualmente mucho más exactos. Una aproximación que puede ser usada es igualar la HETP con el diámetro de la columna.

En la determinación del número de platos de la columna de vacío para la simulación, se emplearon las siguientes fórmulas:

$$F_p = \frac{a}{\varepsilon^3} \quad (A1.2)$$

Donde:

F<sub>p</sub>: Factor del empaque

a: Área superficial específica del empaque

ε: Fracción de empaque vacío

En ocasiones, esta relación es modificada, tratada como una constante empírica, obtenida de datos experimentales y que se convierte en una correlación generalizada.

D<sub>p</sub> es el diámetro efectivo del material empacado y esta determinado por

$$D_p = 6 \left( \frac{1 - \varepsilon}{a} \right) \quad (A1.3)$$

Estos datos del empaque se pueden encontrar en la literatura. Y para el caso de la torre de vacío en donde el empaque utilizado es Gempak, tenemos:

EMPAQUE	MATERIAL	TAMAÑO	a (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	ε (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )
Gempak	Metal	A2 T - 304	202	0.977

La eficiencia de la transferencia de masa en una columna empacada esta incorporada en el HETP. Aunque el concepto de HETP carece de una base teórica, su simplicidad, junto con la relativa facilidad con la que se realizan cálculos de etapas en equilibrio puede hacerse con

ayuda de programas de simulación, ha hecho que este método sea ampliamente utilizado para estimar la altura empacada.

Para estimaciones aproximadas se pueden emplear las siguientes relaciones, tomadas de Kister:

1. Pall rings y empaques de alta eficiencia similares con líquidos de baja viscosidad:

$$HETP, ft = 1.5D_p, in. \quad (A1.4)$$

2. Empaque estructurado de presión baja a moderada con líquidos de baja viscosidad:

$$HETP, ft = \frac{100}{a}, \frac{ft^2}{ft^3} + \frac{4}{12} \quad (A1.5)$$

3. Absorción con líquido viscoso:

$$HETP = 5 \text{ a } 6 \text{ ft} \quad (A1.6)$$

4. Servicio de vacío

$$HETP, ft = 1.5D_p, in + 0.5 \quad (A1.7)$$

5. Servicio a alta presión (> 200 psia)

El HETP para empaque estructurado será mayor que el predicho en (2)

6. Columnas de diámetro pequeño,  $D_T < 2 \text{ ft}$ :

$$HETP, ft = D_T, ft, \text{ pero no menor a } 1 \text{ ft.}$$

Considerando la relación (4) se realizaron las operaciones y se obtuvieron los siguientes números de platos:

SECCIÓN	Altura empacada	$D_p$	HETP	$N_t$
LVGO	1590mm	0.02689639	0.54034459	10
HVGO	1855mm	0.02689639	0.54034459	12
Lavado	1855mm	0.02689639	0.54034459	12

ECUACIONES DE ESTADO (Aplicaciones recomendadas)			
Peng Robinson	Soave-Redlich-Kwong (SRK)	Peng Robinson Stryjek Vera (PRSV)	Sour SRK, PR
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cálculos de equilibrio líquido-vapor y densidades de líquido para sistemas de hidrocarburos incluyendo gas natural. No se usa para mezclas con enlaces de hidrógeno fuertemente polares donde la suposición de una mezcla simple es pobre.</li> <li>• Cálculo de equilibrio de gases para sistemas criogénicos de baja temperatura, así como para sistemas de alta temperatura y presión.</li> <li>• Predice satisfactoriamente distribuciones de componentes para sistemas de aceites pesados, sistemas de glicoles acuosos y <math>\text{CH}_3\text{OH}</math>, y sistemas de agua amarga/gas ácido.</li> <li>• Representa correctamente condiciones de vacío y componentes pesados, así como el manejo de ligeros y sistemas a alta presión. Para esta ecuación el agua es el único componente que forma una fase acuosa.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tiene un rango de aplicación significativamente más limitada que la ecuación Peng Robinson.</li> <li>• Este método no es tan confiable para sistemas no-ideales.</li> <li>• No debe ser utilizada para sistemas con <math>\text{CH}_3\text{OH}</math> o glicoles.</li> <li>• Las ecuaciones de estado PR o SRK no deben ser utilizadas para químicos no ideales tales como alcoholes, ácidos u otros componentes. Esos sistemas son manejados más adecuadamente con los Modelos de actividad (altamente no ideales) o la ecuación de estado PRSV (moderadamente no ideal).</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Da tratamiento a los mismos sistemas que la ecuación PR; además es más apropiada para sistemas moderadamente no ideales.</li> <li>• Las ecuaciones de estado PR y PRSV efectúan rigurosos cálculos de flash de tres fases para sistemas acuosos que contienen <math>\text{H}_2\text{O}</math>, <math>\text{CH}_3\text{OH}</math> o glicoles, como también sistemas que contienen o no otros hidrocarburos en la segunda fase líquida.</li> <li>• Esta ecuación puede ser usada para modelar sistemas moderadamente no ideales tales como <math>\text{H}_2\text{O}</math>-alcohol, y algunos sistemas HC-alcohol.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Empleada en el manejo de sistemas de agua amarga.</li> <li>• Utiliza el modelo de Wilson para justificar la ionización del <math>\text{H}_2\text{S}</math>, <math>\text{SO}_2</math> y <math>\text{NH}_3</math> en la fase acuosa.</li> <li>• El método obtiene buenos resultados cuando la presión parcial del agua está debajo de 100 psi.</li> <li>• Puede aplicarse en agotadores de agua amarga, hidrotreatadores loops, columnas de crudo o algún proceso conteniendo hidrocarburos, gases ácidos y agua.</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mejora los cálculos de equilibrio líquido-líquido-vapor para sistemas de hidrocarburos, donde la solubilidad del agua en los hidrocarburos es importante, regiones diluidas especialmente.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mejora la predicción de equilibrio líquido-vapor para sistemas de hidrocarburos y sistemas que contienen hidrógeno.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Es el método general más apropiado para sustancias y mezclas no polares.</li> </ul>	<p><b>Lee-Kesler Plöcker</b></p>
<p><b>Kabadi Danner</b></p>	<p><b>Zudkevitch-Joffee</b></p>	<p><b>Lee-Kesler Plöcker</b></p>	

MODELOS DE ACTIVIDAD (Aplicaciones recomendadas) <sup>9,10</sup>					
APLICACIÓN	MARGULES	VAN LAAR	WILSON	NRTL	UNIQUAC
Sistemas Binarios	A	A	A	A	A
Sistemas Multicomponentes	AL	AL	A	A	A
Sistemas Azeotrópicos	A	A	A	A	A
Equilibrio Líquido-Líquido	A	A	N/A	A	A
Sistemas Diluidos	?	?	A	A	A
Sistemas de Asociación Media	?	?	A	A	A
Polímeros	N/A	N/A	N/A	N/A	A
Extrapolación	?	?	B	B	B

A: Aplica; N/A: No Aplica; ?: Cuestionable; B: Bueno; AL: Aplicación Limitada	
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Se emplea sistemas cercanos a los ideales con moléculas tamaños semejantes.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Efectúa estimaciones pobres para sistemas con hidrocarburos halogenados y alcoholes.</li> <li>• Debido a su naturaleza empírica se debe tener cuidado con sistemas multicomponentes, tiene una tendencia de predecir dos fases líquidas cuando estas no existen.</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Para el cálculo de mezclas homogéneas es más precisa y menos costosa respecto a la memoria de cálculo; sin embargo, no funciona adecuadamente al manejar el equilibrio entre dos fases líquidas (LLE) o entre dos líquidos y una fase vapor (VLLE). Se debe ocupar la ecuación NRTL en estos casos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Se recomienda este modelo en sistemas con un amplio rango de puntos de ebullición o de concentraciones entre componentes.</li> </ul>
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Puede ser aplicada para un amplio rango de mezclas que contienen agua, alcoholes, nitrilos, aminas, ésteres, cetonas, aldehídos, hidrocarburos halogenados e hidrocarburos.</li> </ul>

<sup>9</sup> Reid, C.R., Prausnitz, J.M. and Sherwood, T.K., "The Properties of Gases and Liquids", McGraw-Hill Book Company, 1977  
<sup>10</sup> Prausnitz, J.M., Lichtenthaler, R.N., Azevedo, E.G., "molecular Thermodynamics of Fluid Phase Equilibria", 2nd. Ed., McGraw-Hill, Inc. 1986.



# APÉNDICE 2

## RESULTADOS



1	Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena Mills\documentos\H-Oil TTESIS\loc
2	Unit Set:	Impresión
3	Date/Time:	Mon May 29 15:53:01 2006
4	TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	
5	HYPROTECH HYDROCARBON TECHNOLOGY	

### Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main

STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	TO UNIT OPERATION
Alimentacion	43. Main TS	Heater	
17 Vapor principal	48. Main TS	BA-3501 Calentador Fraccionador	
20 Vapor Keroseno	6. KerosenoSS		
19 Vapor Diesel	6. DieselSS		
18 Vapor Apto	4. AGOSS		
Alm Ligeros Frios	33. Main TS	Recycle	RCY-4
Acetils espenilla fib	10. Main TS		
Inlet Stream		FROM UNIT OPERATION	
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	TO UNIT OPERATION
Fondos Alm	48. Main TS	Pump	GA-3507 A/B
Nafta	Condensar	Pump	P-101
Vapor	Condensar	Cooler	E-105
Q-Cond Alm	Condensar	Pump	GA-3502a/b
Agua	6. KerosenoSS	Pump	GA-3503a/b
Keroseno	6. DieselSS	Pump	GA-3504a/b
Diesel	4. AGOSS	Cooler	EA-3508
AGO	PA.1. Q-Cooler		
PA.1. Q-Cooler	PA.2		
PA.2. Q-Cooler			
Outlet Stream		TO UNIT OPERATION	

#### MONITOR

Stream	Specified Value	Current Value	WT. Error	WT. Tol.	Active	Estimate	Used
Reflux Ratio	1.000	1.092	9.237e-002	1.000e-002	Off	On	On
Diluate Rate	1.839e+004 kg/h	1.635e+004 kg/h	-2.073e-005	1.000e-002	On	On	On
Vap Prod Rate	7852 kg/h	7696 kg/h	-7.378e-003	1.000e-002	On	On	On
Blms Prod Rate	3.715e+002 kg/h	3.742e+002 kg/h	7.378e-003	1.000e-002	Off	On	On
KerosenoSS Prod Flow	1.610e+004 kg/h	1.531e+004 kg/h	-4.946e-002	1.000e-002	Off	On	On
DieselSS Prod Flow	2.065e+004 kg/h	2.065e+004 kg/h	-0.1388	1.000e-002	Off	On	On
AGOSS Prod Flow	1.878e+004 kg/h	1.027e+008	1.027e+008	1.000e-002	On	On	On
PA.1. Rat(Pa)	9.695e+004 kg/h	9.695e+004 kg/h	3.198e-007	1.000e-002	On	On	On
PA.1. Dwy(Pa)	-9.520e+003 kcal/h	0.0000	1.000e-002	0.2390 kcal/h	On	On	On
PA.2. Rat(Pa)	3.434e+004 kg/h	3.204e+007	1.000e-002	1.000e-002	On	On	On
PA.2. Dwy(Pa)	0.0000 kcal/h	0.0000	1.000e-002	0.2390 kcal/h	On	On	On
Col point keroseno	243.8 C	243.8 C	-8.834e-009	1.000e-002	On	On	On
Col point Diesel	307.5 C	307.5 C	-8.534e-005	1.000e-002	On	On	On
Col point AGO	373.4 C	373.4 C	-4.495e-003	1.000e-002	Off	On	On

#### PROFILES

Sub-Flow Sheet:	General Parameters	Number of Stages:	48
DA-3501 (COL1)	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
1. Main TS	52.00	347.0	173.7
2. Main TS	158.2	404.8	1232
3. Main TS	175.5	425.2	1289
4. Main TS	176.3	429.5	1310
5. Main TS	176.3	429.5	1311
6. Main TS	181.0	419.3	1308
7. Main TS	181.0	414.0	1304

1	Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena Mills\documentos\H-Oil TTESIS\loc
2	Unit Set:	Impresión
3	Date/Time:	Mon May 29 15:53:01 2006
4	TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	
5	HYPROTECH HYDROCARBON TECHNOLOGY	

### Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)

Stream	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
7. Main TS	183.1	183.1	406.6
8. Main TS	185.5	185.5	385.9
9. Main TS	188.5	188.5	382.3
10. Main TS	192.4	192.4	430.9
11. Main TS	197.2	197.2	423.4
12. Main TS	201.4	201.4	311.0
13. Main TS	205.3	205.3	199.9
14. Main TS	206.1	206.1	301.3
15. Main TS	210.2	210.2	286.8
16. Main TS	212.1	212.1	281.1
17. Main TS	214.1	214.1	283.6
18. Main TS	216.3	216.3	274.2
19. Main TS	219.3	219.3	265.1
20. Main TS	222.7	222.7	256.9
21. Main TS	226.7	226.7	236.6
22. Main TS	231.2	231.2	224.2
23. Main TS	240.2	240.2	185.4
24. Main TS	247.1	247.1	74.60
25. Main TS	255.8	255.8	28.99
26. Main TS	263.8	263.8	230.4
27. Main TS	272.0	272.0	223.0
28. Main TS	282.2	282.2	216.1
29. Main TS	288.3	288.3	209.3
30. Main TS	292.6	292.6	202.6
31. Main TS	297.2	297.2	186.1
32. Main TS	299.0	299.0	186.1
33. Main TS	299.0	299.0	186.1
34. Main TS	299.0	299.0	186.1
35. Main TS	299.0	299.0	186.1
36. Main TS	299.0	299.0	186.1
37. Main TS	299.0	299.0	186.1
38. Main TS	299.0	299.0	186.1
39. Main TS	299.0	299.0	186.1
40. Main TS	299.0	299.0	186.1
41. Main TS	299.0	299.0	186.1
42. Main TS	299.0	299.0	186.1
43. Main TS	299.0	299.0	186.1
44. Main TS	299.0	299.0	186.1
45. Main TS	299.0	299.0	186.1
46. Main TS	299.0	299.0	186.1
47. Main TS	299.0	299.0	186.1
48. Main TS	299.0	299.0	186.1
1. KerosenoSS	108.9	108.9	102.7
2. KerosenoSS	108.9	108.9	102.7
3. KerosenoSS	108.9	108.9	102.7
4. KerosenoSS	108.9	108.9	102.7
5. KerosenoSS	108.9	108.9	102.7
6. KerosenoSS	108.9	108.9	102.7
7. DieselSS	123.0	123.0	89.08
8. DieselSS	123.0	123.0	89.08
9. DieselSS	123.0	123.0	89.08
1. DieselSS	245.1	245.1	57.75
2. DieselSS	245.1	245.1	57.75
3. DieselSS	245.1	245.1	57.75
4. DieselSS	245.1	245.1	57.75
1. DieselSS	245.1	245.1	57.75
2. DieselSS	245.1	245.1	57.75
3. DieselSS	245.1	245.1	57.75
4. DieselSS	245.1	245.1	57.75



Case Name: C:\Documents and Settings\lucerna\My Documents\H-CO1 TTESIS\doc		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	
Unit Set: Impresión		HYPROTECH HYDROTECH LTD.	
Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2008		Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)	
1			
2			
3			
4			
5			
6			
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64			
65			
66			
67			
68			
69			
70			
71			
72			
73			
74			
75			
76			
77			
78			
79			
80			
81			
82			
83			
84			
85			
86			
87			
88			
89			
90			
91			
92			
93			
94			
95			
96			
97			
98			
99			
100			

Case Name: C:\Documents and Settings\lucerna\My Documents\H-CO1 TTESIS\doc		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	
Unit Set: Impresión		HYPROTECH HYDROTECH LTD.	
Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2008		Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)	
1			
2			
3			
4			
5			
6			
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64			
65			
66			
67			
68			
69			
70			
71			
72			
73			
74			
75			
76			
77			
78			
79			
80			
81			
82			
83			
84			
85			
86			
87			
88			
89			
90			
91			
92			
93			
94			
95			
96			
97			
98			
99			
100			



TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\LorenaMila\Documents\H-Oil\TTESIS\vac
HYPROTECH VAPOUR PHASE		Unit Set: Impresión
Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006		
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>		
<b>PROPERTIES : Alimentacion</b>		
Overall		
11 Molar Flow (kgmole/h)	874.8	16.49
12 Mass Flow (kg/h)	3.958e+005	1172
13 Sid Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	405.6	1.738
14 Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-1.341e+005	-1.893e+005
15 Mass Enthalpy (kJ/kg-C)	-296.5	-282.0
16 Molar Entropy (kJ/kg-C)	1555	332.4
17 Mass Entropy (kJ/kg-C)	4.685	3.424
18 Heat Flow (kW)	-1.173e+008	-3.071e+005
19 Molar Density (kgmole/m3)	1.263	0.1243
20 Mass Density (kg/m3)	5923	6.804
21 Sid Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	976.5	974.7
22 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	978.1	978.8
23 Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	1402	214.2
24 Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.026	3.060
25 Thermal Conductivity (W/m-K)	—	8.794e-002
26 Viscosity (cP)	—	2.640e-002
27 Surface Tension (dyne/cm)	10.69	—
28 Molecular Weight	453.7	70.81
29 Z Factor	—	0.9655
30 Overall		7.830e-002
<b>Properties : 17 Vapor principal</b>		
Overall		
31 VapourPhase Fraction	1.0000	1.0000
32 Temperature: (C)	325.0	325.0
33 Pressure: (kg/cm2_g)	16.33	16.33
34 Molar Flow (kgmole/h)	508.1	506.1
35 Mass Flow (kg/h)	911.7	911.7
36 Sid Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	8.136	8.136
37 Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-5.527e+004	-5.527e+004
38 Mass Enthalpy (kJ/kg-C)	-5068	-5068
39 Molar Entropy (kJ/kg-C)	172.2	172.2
40 Heat Flow (kW)	8.561	8.561
41 Mass Entropy (kJ/kg-C)	-2.787e+007	-2.787e+007
42 Molar Density (kgmole/m3)	0.4208	0.4208
43 Mass Density (kg/m3)	7.577	7.577
44 Sid Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	968.0	968.0
45 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	1015	1015
46 Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	36.88	39.58
47 Mass Heat Capacity (W/m-K)	2.142	2.142
48 Thermal Conductivity (W/m-K)	4.825e-002	4.825e-002
49 Viscosity (cP)	2.131e-002	2.131e-002
50 Surface Tension (dyne/cm)	—	—
51 Molecular Weight	18.02	18.02
52 Z Factor	0.9547	0.9547
53 Overall		
54 VapourPhase Fraction	1.0000	1.0000
55 Temperature: (C)	325.0	325.0
56 Pressure: (kg/cm2_g)	16.33	16.33
57 Molar Flow (kgmole/h)	263.1	263.1
58 Mass Flow (kg/h)	474.0	474.0
59 Sid Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.4750	0.4750
60 Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-5.527e+004	-5.527e+004
61 Mass Enthalpy (kJ/kg)	-5068	-5068
62 Overall		
<b>Properties : 20 Vapor Keroseno</b>		
Overall		
63 VapourPhase Fraction	1.0000	1.0000
64 Temperature: (C)	325.0	325.0
65 Pressure: (kg/cm2_g)	16.33	16.33
66 Molar Flow (kgmole/h)	263.1	263.1
67 Mass Flow (kg/h)	474.0	474.0
68 Sid Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.4750	0.4750
69 Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-5.527e+004	-5.527e+004
70 Mass Enthalpy (kJ/kg)	-5068	-5068
71 Overall		

TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\LorenaMila\Documents\H-Oil\TTESIS\vac
HYPROTECH VAPOUR PHASE		Unit Set: Impresión
Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006		
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>		
<b>PROPERTIES</b>		
<b>Properties : Acetate acetato/Lic</b>		
Overall		
11 VapourPhase Fraction	0.2269	0.7701
12 Temperature: (C)	149.0	149.0
13 Pressure: (kg/cm2_g)	1.070	1.070
14 Molar Flow (kgmole/h)	57.92	44.60
15 Mass Flow (kg/h)	2692	7261
16 Sid Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	10.590	9.345
17 Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-8.415e+004	-2.102e+004
18 Mass Enthalpy (kJ/kg-C)	-448.8	-454.4
19 Molar Entropy (kJ/kg-C)	1.662	4.210
20 Mass Entropy (kJ/kg-C)	271.6	278.8
21 Heat Flow (kW)	4.210	1.645
22 Molar Density (kgmole/m3)	-3.718e+008	-3.438e+006
23 Mass Density (kg/m3)	0.2478	4.214
24 Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	35.35	3.141
25 Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	788.8	806.1
26 Sid Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	815.8	816.8
27 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	342.7	473.9
28 Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.403	2.442
29 Thermal Conductivity (W/m-K)	—	0.1144
30 Viscosity (cP)	1.329e-002	0.6712
31 Surface Tension (dyne/cm)	16.22	16.22
32 Molecular Weight	52.83	186.5
33 Z Factor	0.9847	1.395e-002
34 Overall		
<b>Properties : Alima Liceros Etico</b>		
Overall		
35 VapourPhase Fraction	0.6198	0.3884
36 Temperature: (C)	216.0	216.0
37 Pressure: (kg/cm2_g)	2.020	2.020
38 Molar Flow (kgmole/h)	367.5	222.4
39 Mass Flow (kg/h)	4.825e+004	2.894e+004
40 Sid Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	63.20	33.50
41 Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-8.331e+004	-8.339e+004
42 Mass Enthalpy (kJ/kg)	-892.4	-892.4
43 Molar Entropy (kJ/kg-C)	342.5	284.2
44 Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.521	2.072
45 Heat Flow (kW)	-1.832e+007	-7.645e+006
46 Molar Density (kgmole/m3)	16.71	7.163
47 Mass Density (kg/m3)	779.3	704.0
48 Sid Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	811.8	736.1
49 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	945.7	854.5
50 Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.541	2.378
51 Mass Heat Capacity (W/m-K)	—	0.1004
52 Thermal Conductivity (W/m-K)	1.098e-002	1.899
53 Viscosity (cP)	12.89	12.89
54 Surface Tension (dyne/cm)	135.9	84.01
55 Molecular Weight	—	202.3
56 Z Factor	0.8563	2.12e-002
57 Overall		
<b>Properties : Alimentacion</b>		
Overall		
58 VapourPhase Fraction	0.0189	0.0189
59 Temperature: (C)	386.0	386.0
60 Pressure: (kg/cm2_g)	5.949	5.949
61 Overall		



TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorenz\Mfa_documents\11-CO1 TTESIS\Spec Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006	
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>			
<b>Properties : 18 Vapor Azo</b>			
11	Sid Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	965.0	980.0
12	Liq. Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	1015	1015
13	Molar Heat Capacity (kJ/(kg-mole-C))	38.58	38.58
14	Mass Heat Capacity (kJ/(kg-C))	2.142	2.142
15	Thermal Conductivity (W/m-K)	4.825e-002	4.825e-002
16	Viscosity (cP)	2.131e-002	2.131e-002
17	Surface Tension (dyne/cm)	---	---
18	Molecular Weight	18.02	18.02
19	Z Factor	0.9547	0.9547
<b>Properties : Naita</b>			
21	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000
22	Temperature: (C)	57.98	57.98
23	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> ,a)	0.5168	0.5168
24	Molar Flow (kg-mole/h)	144.0	144.0
25	Mass Flow (kg/h)	1.835e+004	1.835e+004
26	Sid Ideal Liq. Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	24.51	24.51
27	Molar Enthalpy (kJ/kg-mole)	-6.435e+004	-6.435e+004
28	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-504.8	-504.8
29	Molar Entropy (kJ/(kg-C))	180.2	180.2
30	Heat Flow (kJ/h)	1.257	1.257
31	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	0.0000	0.0000
32	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	5.701	5.701
33	Sid Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	5.627e-002	5.701
34	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	728.6	728.6
35	Sid Ideal Liq. Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	749.0	749.0
36	Liq. Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	762.8	762.8
37	Molar Heat Capacity (kJ/(kg-C))	267.7	267.7
38	Mass Heat Capacity (kJ/(kg-C))	2.100	2.100
39	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1201	2.436e-002
40	Viscosity (cP)	0.1709	9.852e-003
41	Surface Tension (dyne/cm)	---	---
42	Molecular Weight	127.5	127.5
43	Z Factor	9.694e-003	9.694e-003
<b>Properties : Fondos Atm</b>			
45	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000
46	Temperature: (C)	384.3	384.3
47	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> ,a)	2.285	2.285
48	Molar Flow (kg-mole/h)	745.8	745.8
49	Mass Flow (kg/h)	3.742e+005	3.742e+005
50	Sid Ideal Liq. Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	377.9	377.9
51	Molar Enthalpy (kJ/kg-mole)	-1.548e+005	-1.548e+005
52	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-308.4	-308.4
53	Molar Entropy (kJ/(kg-C))	1865	1865
54	Mass Entropy (kJ/(kg-C))	3.379	3.379
55	Heat Flow (kJ/h)	-1.154e+006	-1.154e+006
56	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	1.463	1.463
57	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	749.2	749.2
58	Sid Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	960.1	942.8
59	Liq. Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	989.5	1046
60	Molar Heat Capacity (kJ/(kg-C))	1633	1161.5
61	Mass Heat Capacity (kJ/(kg-C))	3.058	2.528
62	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1188	4.738e-002
63	Viscosity (cP)	0.1188	0.1188

Page 5 of 19  
\* Specified by user.  
Licensed to: TEAM LND  
HYSYS v3.2 (Build 5029)

TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorenz\Mfa_documents\11-CO1 TTESIS\Spec Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006	
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>			
<b>Properties : 20 Vapor Keroseno</b>			
11	Sid Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	172.2	172.2
12	Liq. Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	9.501	9.501
13	Molar Heat Capacity (kJ/(kg-mole-C))	-1.454e+008	-1.454e+008
14	Mass Heat Capacity (kJ/(kg-C))	0.4208	0.4208
15	Thermal Conductivity (W/m-K)	7.577	7.577
16	Viscosity (cP)	968.0	968.0
17	Sid Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	1015	1015
18	Liq. Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	38.58	38.58
19	Molar Heat Capacity (kJ/(kg-mole-C))	2.142	2.142
20	Mass Heat Capacity (kJ/(kg-C))	4.825e-002	4.825e-002
21	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.131e-002	2.131e-002
22	Viscosity (cP)	---	---
23	Surface Tension (dyne/cm)	18.02	18.02
24	Molecular Weight	0.9547	0.9547
25	Z Factor	---	---
<b>Properties : 19 Vapor Diesel</b>			
31	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000
32	Temperature: (C)	325.0	325.0
33	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> ,a)	19.33	19.33
34	Molar Flow (kg-mole/h)	37.84	37.84
35	Mass Flow (kg/h)	678.1	678.1
36	Sid Ideal Liq. Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	0.0795	0.0795
37	Molar Enthalpy (kJ/kg-mole)	-5.527e+004	-5.527e+004
38	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-3088	-3088
39	Molar Entropy (kJ/(kg-C))	172.2	172.2
40	Heat Flow (kJ/h)	9.581	9.581
41	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	-2.060e+008	-2.060e+008
42	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	0.4208	0.4208
43	Sid Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	7.577	7.577
44	Liq. Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	968.0	968.0
45	Molar Heat Capacity (kJ/(kg-mole-C))	1015	1015
46	Mass Heat Capacity (kJ/(kg-C))	38.58	38.58
47	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.142	2.142
48	Viscosity (cP)	4.825e-002	4.825e-002
49	Surface Tension (dyne/cm)	2.131e-002	2.131e-002
50	Z Factor	18.02	18.02
<b>Properties : 18 Vapor Azo</b>			
51	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000
52	Temperature: (C)	325.0	325.0
53	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> ,a)	19.33	19.33
54	Molar Flow (kg-mole/h)	28.45	28.45
55	Mass Flow (kg/h)	512.6	512.6
56	Sid Ideal Liq. Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	0.5138	0.5138
57	Molar Enthalpy (kJ/kg-mole)	-5.527e+004	-5.527e+004
58	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-3088	-3088
59	Molar Entropy (kJ/(kg-C))	172.2	172.2
60	Heat Flow (kJ/h)	9.581	9.581
61	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	-1.573e+006	-1.573e+006
62	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	0.4208	0.4208
63	Thermal Conductivity (W/m-K)	7.577	7.577

Page 7 of 19  
\* Specified by user.  
Licensed to: TEAM LND  
HYSYS v3.2 (Build 5029)



TEAM LTD HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My documents\H-Oil TTESIS.doc Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 28 15:58:01 2006	
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>			
Overall		Properties : AGO	
11	Vapour/Phase Fraction	0.0000	Liquid Phase
12	Temperature: (C)	286.6	1.0000
13	Pressure: (kg/cm2.g)	1.867	286.6
14	Molar Flow (kgmole/h)	72.46	1.867
15	Mass Flow (kg/h)	0.0000	1.867
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.876e+004	1.876e+004
17	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	0.0000	21.12
18	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-9.408e+004	-9.408e+004
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	654.3	654.3
20	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.409	2.409
21	Heat Flow (kcal/h)	-8.819e+008	-8.819e+008
22	Molar Density (kgmole/m3)	2.650	8.145e+002
23	Mass Density (kg/m3)	688.8	688.8
24	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	889.1	900.0
25	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	863.9	1003
26	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	745.8	187.0
27	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.877	2.441
28	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1053	3.550e-002
29	Viscosity (cP)	3.984	1.656e-002
30	Surface Tension (g/m-cm)	11.32	11.32
31	Molecular Weight	259.2	78.62
32	Z Factor	2.273e-002	0.9603
Overall		Properties : Vapor	
35	Vapour/Phase Fraction	1.0000	Vapour Phase
36	Temperature: (C)	57.96	57.96
37	Pressure: (kg/cm2.g)	0.5166	0.5166
38	Molar Flow (kgmole/h)	173.7	173.7
39	Mass Flow (kg/h)	7854	7854
40	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	13.37	13.37
41	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-2.865e+004	-2.865e+004
42	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-607.0	-607.0
43	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	183.2	183.2
44	Mass Entropy (kJ/kg-C)	4.142	4.142
45	Heat Flow (kcal/h)	-4.864e+006	-4.864e+006
46	Molar Density (kgmole/m3)	5.621e-002	5.621e-002
47	Mass Density (kg/m3)	2.487	2.487
48	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	574.7	574.7
49	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	579.9	579.9
50	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	79.51	79.51
51	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.797	1.797
52	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.430e-002	2.430e-002
53	Viscosity (cP)	8.892e-003	8.892e-003
54	Surface Tension (g/m-cm)	44.24	44.24
55	Molecular Weight	0.9822	0.9822
Overall		Properties : Agua	
58	Vapour/Phase Fraction	0.0000	Aqueous Phase
59	Temperature: (C)	57.96	57.96
60	Pressure: (kg/cm2.g)	0.5166	0.5166
61	Molar Flow (kgmole/h)	1.021e+004	1.021e+004
62	Mass Flow (kg/h)	1.021e+004	1.021e+004
63	Z Factor	1.689e-002	0.8930

TEAM LTD HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My documents\H-Oil TTESIS.doc Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 28 15:58:01 2006	
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>			
Overall		Properties : Fondes Atm	
11	Vapour/Phase Fraction	2.516	Liquid Phase
12	Temperature: (C)	12.68	12.68
13	Pressure: (kg/cm2.g)	501.8	501.8
14	Molar Flow (kgmole/h)	3.997e-002	3.997e-002
15	Mass Flow (kg/h)	0.9925	0.9925
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.531e+004	1.531e+004
17	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	0.0000	1.0000
18	Mass Enthalpy (kcal/kg)	186.9	186.9
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	1.091	1.091
20	Mass Entropy (kJ/kg-C)	86.09	86.09
21	Heat Flow (kcal/h)	1.531e+004	1.531e+004
22	Molar Density (kgmole/m3)	18.81	18.81
23	Mass Density (kg/m3)	-7.532e+004	-7.532e+004
24	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	-433.4	-433.4
25	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	321.2	241.5
26	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.472	1.848
27	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	0.0000	-6.634e+006
28	Thermal Conductivity (W/m-K)	3.663	3.663
29	Viscosity (cP)	686.9	686.9
30	Surface Tension (g/m-cm)	813.6	813.6
31	Molecular Weight	935.5	935.5
32	Z Factor	462.8	462.8
33	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.165	2.668
34	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	0.1118	0.1118
35	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.276e-002	1.052
36	Viscosity (cP)	14.14	14.14
37	Surface Tension (g/m-cm)	54.01	173.8
38	Molecular Weight	1.378e-002	0.9925
Overall		Properties : Diesel	
41	Vapour/Phase Fraction	0.0000	Liquid Phase
42	Temperature: (C)	230.1	230.1
43	Pressure: (kg/cm2.g)	1.489	1.489
44	Molar Flow (kgmole/h)	102.9	102.9
45	Mass Flow (kg/h)	2.063e+004	2.063e+004
46	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	24.10	24.10
47	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-5.806e+004	-8.232e+004
48	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-410.3	-410.3
49	Molar Density (kgmole/m3)	355.2	355.2
50	Mass Density (kg/m3)	1.820	1.820
51	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	-8.467e+006	-8.467e+006
52	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	3.502	3.502
53	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	703.6	703.6
54	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	656.0	656.0
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	861.7	861.7
56	Viscosity (cP)	540.2	540.2
57	Surface Tension (g/m-cm)	2.683	2.683
58	Molecular Weight	0.1116	0.1116
59	Z Factor	1.426e-002	2.371
60	Surface Tension (g/m-cm)	13.80	13.80
61	Molecular Weight	200.6	200.6
62	Z Factor	1.689e-002	0.8930



TEAM LTD CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-Oil TTESIS.doc
HYPROTECH HYDROCARBON SOLUTIONS CANADA		Unit Set: Impresión
		Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>		
<b>SUMMARY</b>		
1	Acetic acid	0.0000
2	Acetic acid	0.0000
3	Acetic acid	0.0000
4	Acetic acid	0.0000
5	Acetic acid	0.0000
6	Acetic acid	0.0000
7	Acetic acid	0.0000
8	Acetic acid	0.0000
9	Acetic acid	0.0000
10	Acetic acid	0.0000
11	Acetic acid	0.0000
12	Acetic acid	0.0000
13	Acetic acid	0.0000
14	Acetic acid	0.0000
15	Acetic acid	0.0000
16	Acetic acid	0.0000
17	Acetic acid	0.0000
18	Acetic acid	0.0000
19	Acetic acid	0.0000
20	Acetic acid	0.0000
21	Acetic acid	0.0000
22	Acetic acid	0.0000
23	Acetic acid	0.0000
24	Acetic acid	0.0000
25	Acetic acid	0.0000
26	Acetic acid	0.0000
27	Acetic acid	0.0000
28	Acetic acid	0.0000
29	Acetic acid	0.0000
30	Acetic acid	0.0000
31	Acetic acid	0.0000
32	Acetic acid	0.0000
33	Acetic acid	0.0000
34	Acetic acid	0.0000
35	Acetic acid	0.0000
36	Acetic acid	0.0000
37	Acetic acid	0.0000
38	Acetic acid	0.0000
39	Acetic acid	0.0000
40	Acetic acid	0.0000
41	Acetic acid	0.0000
42	Acetic acid	0.0000
43	Acetic acid	0.0000
44	Acetic acid	0.0000
45	Acetic acid	0.0000
46	Acetic acid	0.0000
47	Acetic acid	0.0000
48	Acetic acid	0.0000
49	Acetic acid	0.0000
50	Acetic acid	0.0000
51	Acetic acid	0.0000
52	Acetic acid	0.0000
53	Acetic acid	0.0000
54	Acetic acid	0.0000
55	Acetic acid	0.0000
56	Acetic acid	0.0000
57	Acetic acid	0.0000
58	Acetic acid	0.0000
59	Acetic acid	0.0000
60	Acetic acid	0.0000
61	Acetic acid	0.0000
62	Acetic acid	0.0000
63	Acetic acid	0.0000
64	Acetic acid	0.0000

TEAM LTD CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-Oil TTESIS.doc
HYPROTECH HYDROCARBON SOLUTIONS CANADA		Unit Set: Impresión
		Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>		
<b>Properties - Agua</b>		
1	Overall	10.24
2	Overall	10.24
3	Molar Entropy (kJ/kmol-K)	-6.759e+004
4	Molar Enthalpy (kJ/kmol)	-3750
5	Molar Entropy (kJ/kmol-K)	81.97
6	Molar Enthalpy (kJ/kmol)	3.439
7	Heat Flow (kJ/hr)	-3.830e+007
8	Molar Density (g/mol-m <sup>3</sup> )	54.46
9	Molar Density (g/mol-m <sup>3</sup> )	891.7
10	SG Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	997.6
11	SG Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	1014
12	Molar Heat Capacity (kJ/kmol-K)	77.97
13	Molar Heat Capacity (kJ/kmol-K)	4.328
14	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.0815
15	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.4778
16	Surface Tension (N/m)	66.28
17	Molecular Weight	18.02
18	Z Factor	1.013e-003
<b>SUMMARY</b>		
19	Flow Rate (kg/h)	512.9600
20	Flow Rate (kg/h)	512.9600
21	Flow Rate (kg/h)	0.0000
22	Flow Rate (kg/h)	0.0000
23	Flow Rate (kg/h)	0.0000
24	Flow Rate (kg/h)	0.0000
25	Flow Rate (kg/h)	0.0000
26	Flow Rate (kg/h)	0.0000
27	Flow Rate (kg/h)	0.0000
28	Flow Rate (kg/h)	0.0000
29	Flow Rate (kg/h)	0.0000
30	Flow Rate (kg/h)	0.0000
31	Flow Rate (kg/h)	0.0000
32	Flow Rate (kg/h)	0.0000
33	Flow Rate (kg/h)	0.0000
34	Flow Rate (kg/h)	0.0000
35	Flow Rate (kg/h)	0.0000
36	Flow Rate (kg/h)	0.0000
37	Flow Rate (kg/h)	0.0000
38	Flow Rate (kg/h)	0.0000
39	Flow Rate (kg/h)	0.0000
40	Flow Rate (kg/h)	0.0000
41	Flow Rate (kg/h)	0.0000
42	Flow Rate (kg/h)	0.0000
43	Flow Rate (kg/h)	0.0000
44	Flow Rate (kg/h)	0.0000
45	Flow Rate (kg/h)	0.0000
46	Flow Rate (kg/h)	0.0000
47	Flow Rate (kg/h)	0.0000
48	Flow Rate (kg/h)	0.0000
49	Flow Rate (kg/h)	0.0000
50	Flow Rate (kg/h)	0.0000
51	Flow Rate (kg/h)	0.0000
52	Flow Rate (kg/h)	0.0000
53	Flow Rate (kg/h)	0.0000
54	Flow Rate (kg/h)	0.0000
55	Flow Rate (kg/h)	0.0000
56	Flow Rate (kg/h)	0.0000
57	Flow Rate (kg/h)	0.0000
58	Flow Rate (kg/h)	0.0000
59	Flow Rate (kg/h)	0.0000
60	Flow Rate (kg/h)	0.0000
61	Flow Rate (kg/h)	0.0000
62	Flow Rate (kg/h)	0.0000
63	Flow Rate (kg/h)	0.0000
64	Flow Rate (kg/h)	0.0000



TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS\es
HYPROTECH ANALYTICAL TECHNOLOGIES		Unit Set: Impresión
Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)		Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006
<b>SUMMARY</b>		
11	19 Vapor Diesel	18 Vapor Apg
12	NBP10365* (kg/h)	0.0000
13	NBP10375* (kg/h)	0.0000
14	NBP10400* (kg/h)	0.0000
15	NBP10455* (kg/h)	0.0000
16	NBP10500* (kg/h)	0.0000
17	NBP10550* (kg/h)	0.0000
18	NBP10600* (kg/h)	0.0000
19	NBP10650* (kg/h)	0.0000
20	NBP10700* (kg/h)	0.0000
21	NBP10775* (kg/h)	0.0000
22	NBP10850* (kg/h)	0.0000
23	NBP10925* (kg/h)	0.0000
24	NBP11000* (kg/h)	0.0000
25	NBP11075* (kg/h)	0.0000
26	NBP11150* (kg/h)	0.0000
27	NBP11225* (kg/h)	0.0000
28	NBP11300* (kg/h)	0.0000
29	NBP11422* (kg/h)	0.0000
<b>Products</b>		
Mass		
30	Flow Basis:	The composition option is selected
31	Vapor	7.8940E+03
32	Netta	1.89542E+04
33	Agua	1.02131E+04
34	Flow Rate (kg/h)	1.89542E+04
35	Hydrogen	0.0000
36	Nitrogen	0.0000
37	H2S	0.0013
38	Airmonia	0.0005
39	CO2	0.0000
40	Methane	0.0124
41	Ethane	0.0656
42	Propane	0.0443
43	n-Butane	0.2410
44	i-Butane	0.0674
45	n-Pentane	0.1210
46	H2O	0.0484
47	NBP10150*	0.0125
48	NBP10200*	0.0693
49	NBP10250*	0.1410
50	NBP10300*	0.2119
51	NBP10350*	0.2870
52	NBP10400*	0.3759
53	NBP10450*	0.0001
54	NBP10500*	0.0000
55	NBP10550*	0.0000
56	NBP10600*	0.0000
57	NBP10650*	0.0000
58	NBP10700*	0.0000
59	NBP10750*	0.0000
60	NBP10800*	0.0000
61	NBP10850*	0.0000
62	NBP10900*	0.0000
63	NBP10950*	0.0000
64	NBP11000*	0.0000
65	NBP11050*	0.0000
66	NBP11100*	0.0000
67	NBP11150*	0.0000
68	NBP11200*	0.0000
69	NBP11250*	0.0000
70	NBP11300*	0.0000
71	NBP11350*	0.0000
72	NBP11400*	0.0000
73	NBP11450*	0.0000
74	NBP11500*	0.0000
75	NBP11550*	0.0000
76	NBP11600*	0.0000
77	NBP11650*	0.0000
78	NBP11700*	0.0000
79	NBP11750*	0.0000
80	NBP11800*	0.0000
81	NBP11850*	0.0000
82	NBP11900*	0.0000
83	NBP11950*	0.0000
84	NBP12000*	0.0000
* Specified by user.		

TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS\es
HYPROTECH ANALYTICAL TECHNOLOGIES		Unit Set: Impresión
Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)		Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006
<b>SUMMARY</b>		
11	Acetilato espontáneo	17 Vapor Principal
12	Ammonia (kg/h)	4.0800
13	CO2 (kg/h)	0.0000
14	Methane (kg/h)	42.2700
15	Ethane (kg/h)	145.1500
16	Propane (kg/h)	181.6900
17	i-Butane (kg/h)	38.3300
18	n-Butane (kg/h)	185.1100
19	i-Pentane (kg/h)	84.9100
20	n-Pentane (kg/h)	94.5300
21	H2O (kg/h)	9.11721E+03
22	NBP10150* (kg/h)	25.7800
23	NBP10200* (kg/h)	120.7000
24	NBP10250* (kg/h)	259.3200
25	NBP10300* (kg/h)	480.0400
26	NBP10350* (kg/h)	835.0200
27	NBP10400* (kg/h)	815.5300
28	NBP10450* (kg/h)	788.8400
29	NBP10500* (kg/h)	2.85290E+03
30	NBP10550* (kg/h)	3.17230E+03
31	NBP10600* (kg/h)	5.83740E+03
32	NBP10650* (kg/h)	9.37480E+03
33	NBP10700* (kg/h)	1.04330E+04
34	NBP10750* (kg/h)	1.22890E+04
35	NBP10800* (kg/h)	2.28092E+04
36	NBP10850* (kg/h)	2.84852E+04
37	NBP10900* (kg/h)	3.42056E+04
38	NBP10950* (kg/h)	3.79646E+04
39	NBP11000* (kg/h)	4.28120E+04
40	NBP11050* (kg/h)	4.23838E+04
41	NBP11100* (kg/h)	4.31100
42	NBP11150* (kg/h)	4.23288E+04
43	NBP11200* (kg/h)	5.64388E+04
44	NBP11250* (kg/h)	5.64388E+04
45	NBP11300* (kg/h)	5.64388E+04
46	NBP11350* (kg/h)	5.64388E+04
47	NBP11400* (kg/h)	5.64388E+04
48	NBP11450* (kg/h)	5.64388E+04
49	NBP11500* (kg/h)	5.64388E+04
50	NBP11550* (kg/h)	5.64388E+04
51	NBP11600* (kg/h)	5.64388E+04
52	NBP11650* (kg/h)	5.64388E+04
53	NBP11700* (kg/h)	5.64388E+04
54	NBP11750* (kg/h)	5.64388E+04
55	NBP11800* (kg/h)	5.64388E+04
56	NBP11850* (kg/h)	5.64388E+04
57	NBP11900* (kg/h)	5.64388E+04
58	NBP11950* (kg/h)	5.64388E+04
59	NBP12000* (kg/h)	5.64388E+04
60	NBP12050* (kg/h)	5.64388E+04
61	NBP12100* (kg/h)	5.64388E+04
62	NBP12150* (kg/h)	5.64388E+04
63	NBP12200* (kg/h)	5.64388E+04
64	NBP12250* (kg/h)	5.64388E+04
65	NBP12300* (kg/h)	5.64388E+04
66	NBP12350* (kg/h)	5.64388E+04
67	NBP12400* (kg/h)	5.64388E+04
68	NBP12450* (kg/h)	5.64388E+04
69	NBP12500* (kg/h)	5.64388E+04
70	NBP12550* (kg/h)	5.64388E+04
71	NBP12600* (kg/h)	5.64388E+04
72	NBP12650* (kg/h)	5.64388E+04
73	NBP12700* (kg/h)	5.64388E+04
74	NBP12750* (kg/h)	5.64388E+04
75	NBP12800* (kg/h)	5.64388E+04
76	NBP12850* (kg/h)	5.64388E+04
77	NBP12900* (kg/h)	5.64388E+04
78	NBP12950* (kg/h)	5.64388E+04
79	NBP13000* (kg/h)	5.64388E+04
80	NBP13050* (kg/h)	5.64388E+04
81	NBP13100* (kg/h)	5.64388E+04
82	NBP13150* (kg/h)	5.64388E+04
83	NBP13200* (kg/h)	5.64388E+04
84	NBP13250* (kg/h)	5.64388E+04
85	NBP13300* (kg/h)	5.64388E+04
86	NBP13350* (kg/h)	5.64388E+04
87	NBP13400* (kg/h)	5.64388E+04
88	NBP13450* (kg/h)	5.64388E+04
89	NBP13500* (kg/h)	5.64388E+04
90	NBP13550* (kg/h)	5.64388E+04
91	NBP13600* (kg/h)	5.64388E+04
92	NBP13650* (kg/h)	5.64388E+04
93	NBP13700* (kg/h)	5.64388E+04
94	NBP13750* (kg/h)	5.64388E+04
95	NBP13800* (kg/h)	5.64388E+04
96	NBP13850* (kg/h)	5.64388E+04
97	NBP13900* (kg/h)	5.64388E+04
98	NBP13950* (kg/h)	5.64388E+04
99	NBP14000* (kg/h)	5.64388E+04
100	NBP14050* (kg/h)	5.64388E+04
101	NBP14100* (kg/h)	5.64388E+04
102	NBP14150* (kg/h)	5.64388E+04
103	NBP14200* (kg/h)	5.64388E+04
104	NBP14250* (kg/h)	5.64388E+04
105	NBP14300* (kg/h)	5.64388E+04
106	NBP14350* (kg/h)	5.64388E+04
107	NBP14400* (kg/h)	5.64388E+04
108	NBP14450* (kg/h)	5.64388E+04
109	NBP14500* (kg/h)	5.64388E+04
110	NBP14550* (kg/h)	5.64388E+04
111	NBP14600* (kg/h)	5.64388E+04
112	NBP14650* (kg/h)	5.64388E+04
113	NBP14700* (kg/h)	5.64388E+04
114	NBP14750* (kg/h)	5.64388E+04
115	NBP14800* (kg/h)	5.64388E+04
116	NBP14850* (kg/h)	5.64388E+04
117	NBP14900* (kg/h)	5.64388E+04
118	NBP14950* (kg/h)	5.64388E+04
119	NBP15000* (kg/h)	5.64388E+04
120	NBP15050* (kg/h)	5.64388E+04
121	NBP15100* (kg/h)	5.64388E+04
122	NBP15150* (kg/h)	5.64388E+04
123	NBP15200* (kg/h)	5.64388E+04
124	NBP15250* (kg/h)	5.64388E+04
125	NBP15300* (kg/h)	5.64388E+04
126	NBP15350* (kg/h)	5.64388E+04
127	NBP15400* (kg/h)	5.64388E+04
128	NBP15450* (kg/h)	5.64388E+04
129	NBP15500* (kg/h)	5.64388E+04
130	NBP15550* (kg/h)	5.64388E+04
131	NBP15600* (kg/h)	5.64388E+04
132	NBP15650* (kg/h)	5.64388E+04
133	NBP15700* (kg/h)	5.64388E+04
134	NBP15750* (kg/h)	5.64388E+04
135	NBP15800* (kg/h)	5.64388E+04
136	NBP15850* (kg/h)	5.64388E+04
137	NBP15900* (kg/h)	5.64388E+04
138	NBP15950* (kg/h)	5.64388E+04
139	NBP16000* (kg/h)	5.64388E+04
140	NBP16050* (kg/h)	5.64388E+04
141	NBP16100* (kg/h)	5.64388E+04
142	NBP16150* (kg/h)	5.64388E+04
143	NBP16200* (kg/h)	5.64388E+04
144	NBP16250* (kg/h)	5.64388E+04
145	NBP16300* (kg/h)	5.64388E+04
146	NBP16350* (kg/h)	5.64388E+04
147	NBP16400* (kg/h)	5.64388E+04
148	NBP16450* (kg/h)	5.64388E+04
149	NBP16500* (kg/h)	5.64388E+04
150	NBP16550* (kg/h)	5.64388E+04
151	NBP16600* (kg/h)	5.64388E+04
152	NBP16650* (kg/h)	5.64388E+04
153	NBP16700* (kg/h)	5.64388E+04
154	NBP16750* (kg/h)	5.64388E+04
155	NBP16800* (kg/h)	5.64388E+04
156	NBP16850* (kg/h)	5.64388E+04
157	NBP16900* (kg/h)	5.64388E+04
158	NBP16950* (kg/h)	5.64388E+04
159	NBP17000* (kg/h)	5.64388E+04
160	NBP17050* (kg/h)	5.64388E+04
161	NBP17100* (kg/h)	5.64388E+04
162	NBP17150* (kg/h)	5.64388E+04
163	NBP17200* (kg/h)	5.64388E+04
164	NBP17250* (kg/h)	5.64388E+04
165	NBP17300* (kg/h)	5.64388E+04
166	NBP17350* (kg/h)	5.64388E+04
167	NBP17400* (kg/h)	5.64388E+04
168	NBP17450* (kg/h)	5.64388E+04
169	NBP17500* (kg/h)	5.64388E+04
170	NBP17550* (kg/h)	5.64388E+04
171	NBP17600* (kg/h)	5.64388E+04
172	NBP17650* (kg/h)	5.64388E+04
173	NBP17700* (kg/h)	5.64388E+04
174	NBP17750* (kg/h)	5.64388E+04
175	NBP17800* (kg/h)	5.64388E+04
176	NBP17850* (kg/h)	5.64388E+04
177	NBP17900* (kg/h)	5.64388E+04
178	NBP17950* (kg/h)	5.64388E+04
179	NBP18000* (kg/h)	5.64388E+04
180	NBP18050* (kg/h)	5.64388E+04
181	NBP18100* (kg/h)	5.64388E+04
182	NBP18150* (kg/h)	5.64388E+04
183	NBP18200* (kg/h)	5.64388E+04
184	NBP18250* (kg/h)	5.64388E+04
185	NBP18300* (kg/h)	5.64388E+04
186	NBP18350* (kg/h)	5.64388E+04
187	NBP18400* (kg/h)	5.64388E+04
188	NBP18450* (kg/h)	5.64388E+04
189	NBP18500* (kg/h)	5.64388E+04
190	NBP18550* (kg/h)	5.64388E+04
191	NBP18600* (kg/h)	5.64388E+04
192	NBP18650* (kg/h)	5.64388E+04
193	NBP18700* (kg/h)	5.64388E+04
194	NBP18750* (kg/h)	5.64388E+04
195	NBP18800* (kg/h)	



TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\lorerna.Mills\documents\H-COITTESIS\sec
HYPROTECH HYDROCARBON ANALYSIS		Unit Sct: Impression
DA-3501 @Main (continued)		Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006
<b>SUMMARY</b>		
1	Flow Rate (kg/h)	1.878100e+04
2	Hydrogen (kg/h)	0.0000
3	Nitrogen (kg/h)	0.0000
4	Ammonia (kg/h)	0.0000
5	CO2 (kg/h)	0.0000
6	Methane (kg/h)	0.0000
7	Ethane (kg/h)	0.0000
8	Propane (kg/h)	0.0000
9	n-Butane (kg/h)	0.0000
10	i-Butane (kg/h)	0.0000
11	n-Pentane (kg/h)	0.0000
12	i-Pentane (kg/h)	0.0000
13	n-Hexane (kg/h)	0.0000
14	i-Hexane (kg/h)	0.0000
15	n-Heptane (kg/h)	0.0000
16	i-Heptane (kg/h)	0.0000
17	n-Octane (kg/h)	0.0000
18	i-Octane (kg/h)	0.0000
19	n-Nonane (kg/h)	0.0000
20	i-Nonane (kg/h)	0.0000
21	n-Decane (kg/h)	0.0000
22	i-Decane (kg/h)	0.0000
23	n-Undecane (kg/h)	0.0000
24	i-Undecane (kg/h)	0.0000
25	n-Dodecane (kg/h)	0.0000
26	i-Dodecane (kg/h)	0.0000
27	n-Tridecane (kg/h)	0.0000
28	i-Tridecane (kg/h)	0.0000
29	n-Tetradecane (kg/h)	0.0000
30	i-Tetradecane (kg/h)	0.0000
31	n-Pentadecane (kg/h)	0.0000
32	i-Pentadecane (kg/h)	0.0000
33	n-Hexadecane (kg/h)	0.0000
34	i-Hexadecane (kg/h)	0.0000
35	n-Heptadecane (kg/h)	0.0000
36	i-Heptadecane (kg/h)	0.0000
37	n-Octadecane (kg/h)	0.0000
38	i-Octadecane (kg/h)	0.0000
39	n-Nonadecane (kg/h)	0.0000
40	i-Nonadecane (kg/h)	0.0000
41	n-Eicosane (kg/h)	0.0000
42	i-Eicosane (kg/h)	0.0000
43	n-Hydrocarbons (kg/h)	0.0000
44	Flow Rate (kg/h)	2.063424e+04
45	Hydrogen (kg/h)	0.0000
46	Nitrogen (kg/h)	0.0000
47	Ammonia (kg/h)	0.0000
48	CO2 (kg/h)	0.0000
49	Methane (kg/h)	0.0000
50	Ethane (kg/h)	0.0000
51	Propane (kg/h)	0.0000
52	n-Butane (kg/h)	0.0000
53	i-Butane (kg/h)	0.0000
54	n-Pentane (kg/h)	0.0000
55	i-Pentane (kg/h)	0.0000
56	n-Hexane (kg/h)	0.0000
57	i-Hexane (kg/h)	0.0000
58	n-Heptane (kg/h)	0.0000
59	i-Heptane (kg/h)	0.0000
60	n-Octane (kg/h)	0.0000
61	i-Octane (kg/h)	0.0000
62	n-Nonane (kg/h)	0.0000
63	i-Nonane (kg/h)	0.0000
64	n-Decane (kg/h)	0.0000
65	i-Decane (kg/h)	0.0000
66	n-Undecane (kg/h)	0.0000
67	i-Undecane (kg/h)	0.0000
68	n-Dodecane (kg/h)	0.0000
69	i-Dodecane (kg/h)	0.0000
70	n-Tridecane (kg/h)	0.0000
71	i-Tridecane (kg/h)	0.0000
72	n-Tetradecane (kg/h)	0.0000
73	i-Tetradecane (kg/h)	0.0000
74	n-Pentadecane (kg/h)	0.0000
75	i-Pentadecane (kg/h)	0.0000
76	n-Hexadecane (kg/h)	0.0000
77	i-Hexadecane (kg/h)	0.0000
78	n-Heptadecane (kg/h)	0.0000
79	i-Heptadecane (kg/h)	0.0000
80	n-Octadecane (kg/h)	0.0000
81	i-Octadecane (kg/h)	0.0000
82	n-Nonadecane (kg/h)	0.0000
83	i-Nonadecane (kg/h)	0.0000
84	n-Eicosane (kg/h)	0.0000
85	i-Eicosane (kg/h)	0.0000
86	n-Hydrocarbons (kg/h)	0.0000
87	Flow Rate (kg/h)	1.878100e+04
88	Hydrogen (kg/h)	0.0000
89	Nitrogen (kg/h)	0.0000
90	Ammonia (kg/h)	0.0000
91	CO2 (kg/h)	0.0000
92	Methane (kg/h)	0.0000
93	Ethane (kg/h)	0.0000
94	Propane (kg/h)	0.0000
95	n-Butane (kg/h)	0.0000
96	i-Butane (kg/h)	0.0000
97	n-Pentane (kg/h)	0.0000
98	i-Pentane (kg/h)	0.0000
99	n-Hexane (kg/h)	0.0000
100	i-Hexane (kg/h)	0.0000
101	n-Heptane (kg/h)	0.0000
102	i-Heptane (kg/h)	0.0000
103	n-Octane (kg/h)	0.0000
104	i-Octane (kg/h)	0.0000
105	n-Nonane (kg/h)	0.0000
106	i-Nonane (kg/h)	0.0000
107	n-Decane (kg/h)	0.0000
108	i-Decane (kg/h)	0.0000
109	n-Undecane (kg/h)	0.0000
110	i-Undecane (kg/h)	0.0000
111	n-Dodecane (kg/h)	0.0000
112	i-Dodecane (kg/h)	0.0000
113	n-Tridecane (kg/h)	0.0000
114	i-Tridecane (kg/h)	0.0000
115	n-Tetradecane (kg/h)	0.0000
116	i-Tetradecane (kg/h)	0.0000
117	n-Pentadecane (kg/h)	0.0000
118	i-Pentadecane (kg/h)	0.0000
119	n-Hexadecane (kg/h)	0.0000
120	i-Hexadecane (kg/h)	0.0000
121	n-Heptadecane (kg/h)	0.0000
122	i-Heptadecane (kg/h)	0.0000
123	n-Octadecane (kg/h)	0.0000
124	i-Octadecane (kg/h)	0.0000
125	n-Nonadecane (kg/h)	0.0000
126	i-Nonadecane (kg/h)	0.0000
127	n-Eicosane (kg/h)	0.0000
128	i-Eicosane (kg/h)	0.0000
129	n-Hydrocarbons (kg/h)	0.0000
130	Flow Rate (kg/h)	1.878100e+04
131	Hydrogen (kg/h)	0.0000
132	Nitrogen (kg/h)	0.0000
133	Ammonia (kg/h)	0.0000
134	CO2 (kg/h)	0.0000
135	Methane (kg/h)	0.0000
136	Ethane (kg/h)	0.0000
137	Propane (kg/h)	0.0000
138	n-Butane (kg/h)	0.0000
139	i-Butane (kg/h)	0.0000
140	n-Pentane (kg/h)	0.0000
141	i-Pentane (kg/h)	0.0000
142	n-Hexane (kg/h)	0.0000
143	i-Hexane (kg/h)	0.0000
144	n-Heptane (kg/h)	0.0000
145	i-Heptane (kg/h)	0.0000
146	n-Octane (kg/h)	0.0000
147	i-Octane (kg/h)	0.0000
148	n-Nonane (kg/h)	0.0000
149	i-Nonane (kg/h)	0.0000
150	n-Decane (kg/h)	0.0000
151	i-Decane (kg/h)	0.0000
152	n-Undecane (kg/h)	0.0000
153	i-Undecane (kg/h)	0.0000
154	n-Dodecane (kg/h)	0.0000
155	i-Dodecane (kg/h)	0.0000
156	n-Tridecane (kg/h)	0.0000
157	i-Tridecane (kg/h)	0.0000
158	n-Tetradecane (kg/h)	0.0000
159	i-Tetradecane (kg/h)	0.0000
160	n-Pentadecane (kg/h)	0.0000
161	i-Pentadecane (kg/h)	0.0000
162	n-Hexadecane (kg/h)	0.0000
163	i-Hexadecane (kg/h)	0.0000
164	n-Heptadecane (kg/h)	0.0000
165	i-Heptadecane (kg/h)	0.0000
166	n-Octadecane (kg/h)	0.0000
167	i-Octadecane (kg/h)	0.0000
168	n-Nonadecane (kg/h)	0.0000
169	i-Nonadecane (kg/h)	0.0000
170	n-Eicosane (kg/h)	0.0000
171	i-Eicosane (kg/h)	0.0000
172	n-Hydrocarbons (kg/h)	0.0000

TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\lorerna.Mills\documents\H-COITTESIS\sec
HYPROTECH HYDROCARBON ANALYSIS		Unit Sct: Impression
DA-3501 @Main (continued)		Date/Time: Mon May 29 15:58:01 2006
<b>SUMMARY</b>		
1	Flow Rate (kg/h)	1.878100e+04
2	Hydrogen (kg/h)	0.0000
3	Nitrogen (kg/h)	0.0000
4	Ammonia (kg/h)	0.0000
5	CO2 (kg/h)	0.0000
6	Methane (kg/h)	0.0000
7	Ethane (kg/h)	0.0000
8	Propane (kg/h)	0.0000
9	n-Butane (kg/h)	0.0000
10	i-Butane (kg/h)	0.0000
11	n-Pentane (kg/h)	0.0000
12	i-Pentane (kg/h)	0.0000
13	n-Hexane (kg/h)	0.0000
14	i-Hexane (kg/h)	0.0000
15	n-Heptane (kg/h)	0.0000
16	i-Heptane (kg/h)	0.0000
17	n-Octane (kg/h)	0.0000
18	i-Octane (kg/h)	0.0000
19	n-Nonane (kg/h)	0.0000
20	i-Nonane (kg/h)	0.0000
21	n-Decane (kg/h)	0.0000
22	i-Decane (kg/h)	0.0000
23	n-Undecane (kg/h)	0.0000
24	i-Undecane (kg/h)	0.0000
25	n-Dodecane (kg/h)	0.0000
26	i-Dodecane (kg/h)	0.0000
27	n-Tridecane (kg/h)	0.0000
28	i-Tridecane (kg/h)	0.0000
29	n-Tetradecane (kg/h)	0.0000
30	i-Tetradecane (kg/h)	0.0000
31	n-Pentadecane (kg/h)	0.0000
32	i-Pentadecane (kg/h)	0.0000
33	n-Hexadecane (kg/h)	0.0000
34	i-Hexadecane (kg/h)	0.0000
35	n-Heptadecane (kg/h)	0.0000
36	i-Heptadecane (kg/h)	0.0000
37	n-Octadecane (kg/h)	0.0000
38	i-Octadecane (kg/h)	0.0000
39	n-Nonadecane (kg/h)	0.0000
40	i-Nonadecane (kg/h)	0.0000
41	n-Eicosane (kg/h)	0.0000
42	i-Eicosane (kg/h)	0.0000
43	n-Hydrocarbons (kg/h)	0.0000
44	Flow Rate (kg/h)	2.063424e+04
45	Hydrogen (kg/h)	0.0000
46	Nitrogen (kg/h)	0.0000
47	Ammonia (kg/h)	0.0000
48	CO2 (kg/h)	0.0000
49	Methane (kg/h)	0.0000
50	Ethane (kg/h)	0.0000
51	Propane (kg/h)	0.0000
52	n-Butane (kg/h)	0.0000
53	i-Butane (kg/h)	0.0000
54	n-Pentane (kg/h)	0.0000
55	i-Pentane (kg/h)	0.0000
56	n-Hexane (kg/h)	0.0000
57	i-Hexane (kg/h)	0.0000
58	n-Heptane (kg/h)	0.0000
59	i-Heptane (kg/h)	0.0000
60	n-Octane (kg/h)	0.0000
61	i-Octane (kg/h)	0.0000
62	n-Nonane (kg/h)	0.0000
63	i-Nonane (kg/h)	0.0000
64	n-Decane (kg/h)	0.0000
65	i-Decane (kg/h)	0.0000
66	n-Undecane (kg/h)	0.0000
67	i-Undecane (kg/h)	0.0000
68	n-Dodecane (kg/h)	0.0000
69	i-Dodecane (kg/h)	0.0000
70	n-Tridecane (kg/h)	0.0000
71	i-Tridecane (kg/h)	0.0000
72	n-Tetradecane (kg/h)	0.0000
73	i-Tetradecane (kg/h)	0.0000
74	n-Pentadecane (kg/h)	0.0000
75	i-Pentadecane (kg/h)	0.0000
76	n-Hexadecane (kg/h)	0.0000
77	i-Hexadecane (kg/h)	0.0000
78	n-Heptadecane (kg/h)	0.0000
79	i-Heptadecane (kg/h)	0.0000
80	n-Octadecane (kg/h)	0.0000
81	i-Octadecane (kg/h)	0.0000
82	n-Nonadecane (kg/h)	0.0000
83	i-Nonadecane (kg/h)	0.0000
84	n-Eicosane (kg/h)	0.0000
85	i-Eicosane (kg/h)	0.0000
86	n-Hydrocarbons (kg/h)	0.0000
87	Flow Rate (kg/h)	1.878100e+04
88	Hydrogen (kg/h)	0.0000
89	Nitrogen (kg/h)	0.0000
90	Ammonia (kg/h)	0.0000
91	CO2 (kg/h)	0.0000
92	Methane (kg/h)	0.0000
93	Ethane (kg/h)	0.0000
94	Propane (kg/h)	0.0000
95	n-Butane (kg/h)	0.0000
96	i-Butane (kg/h)	0.0000
97	n-Pentane (kg/h)	0.0000
98	i-Pentane (kg/h)	0.0000
99	n-Hexane (kg/h)	0.0000
100	i-Hexane (kg/h)	0.0000
101	n-Heptane (kg/h)	0.0000
102	i-Heptane (kg/h)	0.0000
103	n-Octane (kg/h)	0.0000
104	i-Octane (kg/h)	0.0000
105	n-Nonane (kg/h)	0.0000
106	i-Nonane (kg/h)	0.0000
107	n-Decane (kg/h)	0.0000
108	i-Decane (kg/h)	0.0000
109	n-Undecane (kg/h)	0.0000
110	i-Undecane (kg/h)	0.0000
111	n-Dodecane (kg/h)	0.0000
112	i-Dodecane (kg/h)	0.0000
113	n-Tridecane (kg/h)	0.0000
114	i-Tridecane (kg/h)	0.0000
115	n-Tetradecane (kg/h)	0.0000
116	i-Tetradecane (kg/h)	0.0000
117	n-Pentadecane (kg/h)	0.0000
118	i-Pentadecane (kg/h)	0.0000
119	n-Hexadecane (kg/h)	0.0000
120	i-Hexadecane (kg/h)	0.0000
121	n-Heptadecane (kg/h)	0.0000
122	i-Heptadecane (kg/h)	0.0000
123	n-Octadecane (kg/h)	0.0000
124	i-Octadecane (kg/h)	0.0000
125	n-Nonadecane (kg	



TEAM LTD Energy Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TTESIS\sec Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 28 15:58:01 2008	
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>			
SUMMARY			
11	Flow Rate (kg/h)	2.053424e+04	1.878100e+04
12	Hydrogen (%)	0.0000	0.0000
13	Nitrogen (%)	0.0000	0.0000
14	H2S (%)	0.0000	0.0000
15	Ammonia (%)	0.0000	0.0000
16	CO2 (%)	0.0000	0.0000
17	Methane (%)	0.0000	0.0000
18	Ethane (%)	0.0000	0.0000
19	Propane (%)	0.0000	0.0000
20	i-Butane (%)	0.0000	0.0000
21	n-Butane (%)	0.0000	0.0000
22	i-Pentane (%)	0.0000	0.0000
23	n-Pentane (%)	0.0000	0.0000
24	H2O (%)	0.1549	0.1121
25	NBPI01500* (%)	0.0001	0.0001
26	NBPI0200* (%)	0.0013	0.0001
27	NBPI0250* (%)	0.0014	0.0004
28	NBPI0300* (%)	0.2718	0.0024
29	NBPI0350* (%)	1.6047	0.0195
30	NBPI0400* (%)	3.6160	0.0445
31	NBPI0450* (%)	5.2533	0.0819
32	NBPI0500* (%)	19.8238	0.4070
33	NBPI0550* (%)	94.7817	3.3248
34	NBPI0600* (%)	78.4366	18.1289
35	NBPI0650* (%)	3.6334	81.6882
36	NBPI0700* (%)	0.0019	42.3719
37	NBPI0750* (%)	0.0000	5.5338
38	NBPI0800* (%)	0.0000	1.4090
39	NBPI0850* (%)	0.0000	0.5371
40	NBPI0900* (%)	0.0000	0.2165
41	NBPI0950* (%)	0.0000	0.0849
42	NBPI1000* (%)	0.0000	0.0289
43	NBPI1050* (%)	0.0000	0.0080
44	NBPI1100* (%)	0.0000	0.0024
45	NBPI1150* (%)	0.0000	0.0006
46	NBPI1200* (%)	0.0000	0.0001
SETUP			
56	Total Theor. Stages:	65.1	Total Tray Sections:
57	Strip Strippers:	3	Skid Rectifiers:
58		0	Condenser + Reboiler:
59		0	Vapour Bypasses:
60		0	1. Pump Arounds:
61		0	2.
Column Flowsheet Topology			
HYDROTECH LTD			
Lorena@TEAM.LTD			
Page 18 of 19 * Specified by user.			

TEAM LTD Energy Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TTESIS\sec Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 28 15:58:01 2008	
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3501 @Main (continued)</b>			
SUMMARY			
11	Flow Rate (kg/h)	7.684016e+03	1.825420e+04
12	Hydrogen (%)	0.0040	0.0000
13	Nitrogen (%)	0.0000	0.0000
14	H2S (%)	3.0287	0.0000
15	Ammonia (%)	42.6770	0.0000
16	CO2 (%)	0.0000	0.0000
17	Methane (%)	99.4945	0.0000
18	Ethane (%)	97.7704	0.0000
19	Propane (%)	93.4802	0.0000
20	i-Butane (%)	88.4241	0.0000
21	n-Butane (%)	82.4905	0.0000
22	i-Pentane (%)	67.8448	0.0000
23	n-Pentane (%)	62.1127	0.0000
24	H2O (%)	3.4435	0.0458
25	NBPI0150* (%)	39.8400	79.8360
26	NBPI0200* (%)	21.1068	40.6113
27	NBPI0250* (%)	9.0613	18.4255
28	NBPI0300* (%)	93.7038	0.0001
29	NBPI0350* (%)	1.0149	0.0004
30	NBPI0400* (%)	0.4757	0.0000
31	NBPI0450* (%)	0.0945	0.0000
32	NBPI0500* (%)	0.0000	0.0000
33	NBPI0550* (%)	0.0000	0.0000
34	NBPI0600* (%)	0.0000	0.0000
35	NBPI0650* (%)	0.0000	0.0000
36	NBPI0700* (%)	0.0000	0.0000
37	NBPI0750* (%)	0.0000	0.0000
38	NBPI0800* (%)	0.0000	0.0000
Product Recoveries			
39	Flow Rate (kg/h)	1.825420e+04	3.742121e+05
40	Hydrogen (%)	0.0040	0.0000
41	Nitrogen (%)	0.0000	0.0000
42	H2S (%)	3.0287	0.0000
43	Ammonia (%)	42.6770	0.0000
44	CO2 (%)	0.0000	0.0000
45	Methane (%)	99.4945	0.0000
46	Ethane (%)	97.7704	0.0000
47	Propane (%)	93.4802	0.0000
48	i-Butane (%)	88.4241	0.0000
49	n-Butane (%)	82.4905	0.0000
50	i-Pentane (%)	67.8448	0.0000
51	n-Pentane (%)	62.1127	0.0000
52	H2O (%)	3.4435	0.0458
53	NBPI0150* (%)	39.8400	79.8360
54	NBPI0200* (%)	21.1068	40.6113
55	NBPI0250* (%)	9.0613	18.4255
56	NBPI0300* (%)	93.7038	0.0001
57	NBPI0350* (%)	1.0149	0.0004
58	NBPI0400* (%)	0.4757	0.0000
59	NBPI0450* (%)	0.0945	0.0000
60	NBPI0500* (%)	0.0000	0.0000
61	NBPI0550* (%)	0.0000	0.0000
62	NBPI0600* (%)	0.0000	0.0000
63	NBPI0650* (%)	0.0000	0.0000
64	NBPI0700* (%)	0.0000	0.0000
65	NBPI0750* (%)	0.0000	0.0000
66	NBPI0800* (%)	0.0000	0.0000
The composition option is selected			
Mass			
67	Flow Rate (kg/h)	1.825420e+04	1.536031e+04
68	Hydrogen (%)	0.0040	0.0000
69	Nitrogen (%)	0.0000	0.0000
70	H2S (%)	3.0287	0.0000
71	Ammonia (%)	42.6770	0.0000
72	CO2 (%)	0.0000	0.0000
73	Methane (%)	99.4945	0.0000
74	Ethane (%)	97.7704	0.0000
75	Propane (%)	93.4802	0.0000
76	i-Butane (%)	88.4241	0.0000
77	n-Butane (%)	82.4905	0.0000
78	i-Pentane (%)	67.8448	0.0000
79	n-Pentane (%)	62.1127	0.0000
80	H2O (%)	3.4435	0.0458
81	NBPI0150* (%)	39.8400	79.8360
82	NBPI0200* (%)	21.1068	40.6113
83	NBPI0250* (%)	9.0613	18.4255
84	NBPI0300* (%)	93.7038	0.0001
85	NBPI0350* (%)	1.0149	0.0004
86	NBPI0400* (%)	0.4757	0.0000
87	NBPI0450* (%)	0.0945	0.0000
88	NBPI0500* (%)	0.0000	0.0000
89	NBPI0550* (%)	0.0000	0.0000
90	NBPI0600* (%)	0.0000	0.0000
91	NBPI0650* (%)	0.0000	0.0000
92	NBPI0700* (%)	0.0000	0.0000
93	NBPI0750* (%)	0.0000	0.0000
94	NBPI0800* (%)	0.0000	0.0000
HYDROTECH LTD			
Lorena@TEAM.LTD			
Page 17 of 19 * Specified by user.			





TEAM LUD Calgary, Alberta CANADA		HYPROTECH HYDROCARBON REFINING		
Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\tr-COII TTESIS\asc				
Unit Set: Impresión				
Date/Time: Mon May 28 16:00:22 2008				
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)</b>				
<b>Profile Estimates</b>				
Stream Name	Stage	Temperature (C)	Net Liquid (kgmol/h)	Net Vapour (kgmol/h)
16	TS-1	283.1	285.6	2152
17	TS-1	283.8	286.2	2165
18	TS-1	284.6	286.2	2172
19	TS-1	285.0	286.6	2171
20	TS-1	285.9	286.9	2155
21	TS-1	285.8	246.2	2103
22	TS-1	313.2	856.4	1871
23	TS-1	348.1	1003	1777
24	TS-1	384.8	1086	1816
25	TS-1	370.8	1123	1801
26	TS-1	373.1	1136	1836
27	TS-1	374.2	1140	1891
28	TS-1	374.9	1140	1895
29	TS-1	375.4	1140	1895
30	TS-1	375.8	1139	1958
31	TS-1	376.3	1138	1854
32	TS-1	376.8	1131	1852
33	TS-1	377.5	1114	1846
34	TS-1	378.0	985.0	1829
35	TS-1	386.7	1527	1816
36	TS-1	394.7	1570	1598
37	TS-1	401.7	1540	1840
38	TS-1	412.8	1420	1909
39	TS-1	434.9	542.4	1489
40	TS-1	369.0	378.6	801.6
<b>PUMP AROUND SUMMARY</b>				
Draw Stage	Return Stage	Product Flow (kgmol/h)	Condenser Duty (kcal/h)	
10 TS-1	1 TS-1	436.9	-1.222e+007	
40 TS-1	39 TS-1	10.28	3.797e+007	
22 TS-1	11 TS-1	1060	-3.439e+007	
22 TS-1	23 TS-1	106.7	0.0000	
<b>RATING</b>				
Tray Sections				
46	Tray Section	TS-1		
51	Tray Diameter (m)	8.200		
52	Weir Height (m)			
53	Weir Length (m)			
54	Tray Space (m)	13.37		
55	Tray Volume (m3)	705.8		
56	Disable Heat Loss Calculations	No		
57	Heat Miscel	No		
58	Rating Calculations	No		
59	Tray Hood Up	8.636e-002		
<b>Pressure Profile</b>				
61	Pressure (kg/cm2.g)			
62	Pressure Drop (kg/cm2.g)			
63	Pressure Drop (kg/cm2.g)			
64	Pressure Drop (kg/cm2.g)			
HYSYS v3.2 (Build 5029) HYPROTECH LUD LOANED TO: TEAM LUD Page 2 of 11 * Specified by user.				

TEAM LUD Calgary, Alberta CANADA		HYPROTECH HYDROCARBON REFINING	
Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\tr-COII TTESIS\asc			
Unit Set: Impresión			
Date/Time: Mon May 29 16:00:22 2008			
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
Stream Name	Stage	Inlet Stream	FROM UNIT OPERATION
16	TS-1		
17	TS-1		
18	TS-1		
19	TS-1		
20	TS-1		
21	TS-1		
22	TS-1		
23	TS-1		
24	TS-1		
25	TS-1		
26	TS-1		
27	TS-1		
28	TS-1		
29	TS-1		
30	TS-1		
31	TS-1		
32	TS-1		
33	TS-1		
34	TS-1		
35	TS-1		
36	TS-1		
37	TS-1		
38	TS-1		
39	TS-1		
40	TS-1		
41	TS-1		
42	TS-1		
43	TS-1		
44	TS-1		
45	TS-1		
46	TS-1		
47	TS-1		
48	TS-1		
49	TS-1		
50	TS-1		
51	TS-1		
52	TS-1		
53	TS-1		
54	TS-1		
55	TS-1		
56	TS-1		
57	TS-1		
58	TS-1		
59	TS-1		
60	TS-1		
61	TS-1		
62	TS-1		
63	TS-1		
64	TS-1		
HYSYS v3.2 (Build 5029) HYPROTECH LUD LOANED TO: TEAM LUD Page 1 of 11 * Specified by user.			

TEAM LUD Calgary, Alberta CANADA		HYPROTECH HYDROCARBON REFINING						
Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\tr-COII TTESIS\asc								
Unit Set: Impresión								
Date/Time: Mon May 29 16:00:22 2008								
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main</b>								
<b>MONITOR</b>								
Stream Name	Stage	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol	Ass. Tol	Active	Estimate	Used
16	TS-1	1.407e+005 kg/h	-2.873e-028	1.000e-002	1.000 kg/h	On	On	On
17	TS-1	52.00 C	-1.035e-028	1.000e-002	1.000 C	On	On	On
18	TS-1	81.13 kg/h	6.075e-007	1.000e-002	1.000 kg/h	On	On	On
19	TS-1	3.428e+004 kg/h	-2.877e-028	1.000e-002	1.000 kg/h	On	On	On
20	TS-1	8285 kg/h	-2.709e-025	1.000e-002	1.000 kg/h	On	On	On
21	TS-1	232.0 C	0.2684	1.000e-002	1.000 C	Off	On	Off
22	TS-1	1.855e+004 kg/h	9.271e-025	1.000e-002	1.000 kg/h	On	On	On
23	TS-1	4.601e+005 kg/h	4.320e-025	1.000e-002	1.000 kg/h	On	On	On
24	TS-1	165.0 C	1.100e-025	1.000e-002	1.000 C	On	On	On
25	TS-1	1.088e+005 kg/h	4.321e-025	1.000e-002	1.000 kg/h	On	On	On
26	TS-1	4.597e+004 kg/h	4.320e-025	1.000e-002	1.000 kg/h	On	On	On
27	TS-1	0.0000 kcal/h	0.0000	1.000e-002	0.2300 kcal/h	On	On	On
<b>PROFILES</b>								
General Parameters		Number of Stages						
40	DA-3505 (COL2)		40					
<b>Profile Estimates</b>								
Stream Name	Stage	Temperature (C)	Net Liquid (kgmol/h)	Net Vapour (kgmol/h)				
1	TS-1	58.00	572.5	462.5				
2	TS-1	165.9	641.7	568.0				
3	TS-1	182.8	866.5	667.3				
4	TS-1	186.7	988.3	985.0				
5	TS-1	188.6	995.2	1014				
6	TS-1	190.5	996.0	1021				
7	TS-1	193.3	994.3	1022				
8	TS-1	197.7	990.4	1020				
9	TS-1	204.5	974.5	1019				
10	TS-1	216.8	342.6	1000				
11	TS-1	251.8	2062	911.6				
12	TS-1	271.3	2414	1572				
13	TS-1	278.3	2559	1923				
14	TS-1	281.1	2818	2068				
15	TS-1	282.3	2843	2127				
HYSYS v3.2 (Build 5029) HYPROTECH LUD LOANED TO: TEAM LUD Page 1 of 11 * Specified by user.								



1	TEAM LIND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\Documents and Settings\lornamills\documents\h-011\TTESIS\doc
2	HYPROTECH	Unit Sol: Impression
3		Date/Time: Mon May 28 16:00:22 2008

Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)

Properties : Allm Vacio		Properties : Fondos vacio	
Overall	Vapour Phase	Overall	Liquid Phase
10	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.438	3.433
11	Heat Flow (kcal/h)	-1.174e+008	-1.065e+008
12	Molar Density (kg/mole/m <sup>3</sup> )	2.294e+002	3.346e+003
13	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	11.45	754.3
14	SID Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	889.3	928.9
15	Liq. Mass Density @Std Cond. (kg/m <sup>3</sup> )	889.3	928.4
16	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1517	835.1
17	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.027	2.784
18	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.932e+002
19	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	0.189
20	Surface Tension (dyne/cm)	15.12	7.731e+003
21	Surface Tension (dyne/cm)	501.3	320.9
22	Molecular Weight	---	15.12
23	Z Factor	---	591.8
24	Z Factor	---	2.352e+003
25	Z Factor	---	0.8485
26	Z Factor	---	0.8485
27	Z Factor	---	0.8485
28	Z Factor	---	0.8485
29	Z Factor	---	0.8485
30	Z Factor	---	0.8485
31	Z Factor	---	0.8485
32	Z Factor	---	0.8485
33	Z Factor	---	0.8485
34	Z Factor	---	0.8485
35	Z Factor	---	0.8485
36	Z Factor	---	0.8485
37	Z Factor	---	0.8485
38	Z Factor	---	0.8485
39	Z Factor	---	0.8485
40	Z Factor	---	0.8485
41	Z Factor	---	0.8485
42	Z Factor	---	0.8485
43	Z Factor	---	0.8485
44	Z Factor	---	0.8485
45	Z Factor	---	0.8485
46	Z Factor	---	0.8485
47	Z Factor	---	0.8485
48	Z Factor	---	0.8485
49	Z Factor	---	0.8485
50	Z Factor	---	0.8485
51	Z Factor	---	0.8485
52	Z Factor	---	0.8485
53	Z Factor	---	0.8485
54	Z Factor	---	0.8485
55	Z Factor	---	0.8485
56	Z Factor	---	0.8485
57	Z Factor	---	0.8485
58	Z Factor	---	0.8485
59	Z Factor	---	0.8485
60	Z Factor	---	0.8485
61	Z Factor	---	0.8485
62	Z Factor	---	0.8485
63	Z Factor	---	0.8485
64	Z Factor	---	0.8485

Properties : Allm Vacio		Properties : Fondos vacio	
Overall	Vapour Phase	Overall	Liquid Phase
10	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.438	3.433
11	Heat Flow (kcal/h)	-1.174e+008	-1.065e+008
12	Molar Density (kg/mole/m <sup>3</sup> )	2.294e+002	3.346e+003
13	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	11.45	754.3
14	SID Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	889.3	928.9
15	Liq. Mass Density @Std Cond. (kg/m <sup>3</sup> )	889.3	928.4
16	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1517	835.1
17	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.027	2.784
18	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.932e+002
19	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	0.189
20	Surface Tension (dyne/cm)	15.12	7.731e+003
21	Surface Tension (dyne/cm)	501.3	320.9
22	Molecular Weight	---	15.12
23	Z Factor	---	591.8
24	Z Factor	---	2.352e+003
25	Z Factor	---	0.8485
26	Z Factor	---	0.8485
27	Z Factor	---	0.8485
28	Z Factor	---	0.8485
29	Z Factor	---	0.8485
30	Z Factor	---	0.8485
31	Z Factor	---	0.8485
32	Z Factor	---	0.8485
33	Z Factor	---	0.8485
34	Z Factor	---	0.8485
35	Z Factor	---	0.8485
36	Z Factor	---	0.8485
37	Z Factor	---	0.8485
38	Z Factor	---	0.8485
39	Z Factor	---	0.8485
40	Z Factor	---	0.8485
41	Z Factor	---	0.8485
42	Z Factor	---	0.8485
43	Z Factor	---	0.8485
44	Z Factor	---	0.8485
45	Z Factor	---	0.8485
46	Z Factor	---	0.8485
47	Z Factor	---	0.8485
48	Z Factor	---	0.8485
49	Z Factor	---	0.8485
50	Z Factor	---	0.8485
51	Z Factor	---	0.8485
52	Z Factor	---	0.8485
53	Z Factor	---	0.8485
54	Z Factor	---	0.8485
55	Z Factor	---	0.8485
56	Z Factor	---	0.8485
57	Z Factor	---	0.8485
58	Z Factor	---	0.8485
59	Z Factor	---	0.8485
60	Z Factor	---	0.8485
61	Z Factor	---	0.8485
62	Z Factor	---	0.8485
63	Z Factor	---	0.8485
64	Z Factor	---	0.8485

1	TEAM LIND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\Documents and Settings\lornamills\documents\h-011\TTESIS\doc
2	HYPROTECH	Unit Sol: Impression
3		Date/Time: Mon May 28 16:00:22 2008

Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)

Properties : Allm Vacio		Properties : Fondos vacio	
Overall	Vapour Phase	Overall	Liquid Phase
10	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.438	3.433
11	Heat Flow (kcal/h)	-1.174e+008	-1.065e+008
12	Molar Density (kg/mole/m <sup>3</sup> )	2.294e+002	3.346e+003
13	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	11.45	754.3
14	SID Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	889.3	928.9
15	Liq. Mass Density @Std Cond. (kg/m <sup>3</sup> )	889.3	928.4
16	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1517	835.1
17	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.027	2.784
18	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.932e+002
19	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	0.189
20	Surface Tension (dyne/cm)	15.12	7.731e+003
21	Surface Tension (dyne/cm)	501.3	320.9
22	Molecular Weight	---	15.12
23	Z Factor	---	591.8
24	Z Factor	---	2.352e+003
25	Z Factor	---	0.8485
26	Z Factor	---	0.8485
27	Z Factor	---	0.8485
28	Z Factor	---	0.8485
29	Z Factor	---	0.8485
30	Z Factor	---	0.8485
31	Z Factor	---	0.8485
32	Z Factor	---	0.8485
33	Z Factor	---	0.8485
34	Z Factor	---	0.8485
35	Z Factor	---	0.8485
36	Z Factor	---	0.8485
37	Z Factor	---	0.8485
38	Z Factor	---	0.8485
39	Z Factor	---	0.8485
40	Z Factor	---	0.8485
41	Z Factor	---	0.8485
42	Z Factor	---	0.8485
43	Z Factor	---	0.8485
44	Z Factor	---	0.8485
45	Z Factor	---	0.8485
46	Z Factor	---	0.8485
47	Z Factor	---	0.8485
48	Z Factor	---	0.8485
49	Z Factor	---	0.8485
50	Z Factor	---	0.8485
51	Z Factor	---	0.8485
52	Z Factor	---	0.8485
53	Z Factor	---	0.8485
54	Z Factor	---	0.8485
55	Z Factor	---	0.8485
56	Z Factor	---	0.8485
57	Z Factor	---	0.8485
58	Z Factor	---	0.8485
59	Z Factor	---	0.8485
60	Z Factor	---	0.8485
61	Z Factor	---	0.8485
62	Z Factor	---	0.8485
63	Z Factor	---	0.8485
64	Z Factor	---	0.8485

Properties : Allm Vacio		Properties : Fondos vacio	
Overall	Vapour Phase	Overall	Liquid Phase
10	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.438	3.433
11	Heat Flow (kcal/h)	-1.174e+008	-1.065e+008
12	Molar Density (kg/mole/m <sup>3</sup> )	2.294e+002	3.346e+003
13	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	11.45	754.3
14	SID Ideal Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	889.3	928.9
15	Liq. Mass Density @Std Cond. (kg/m <sup>3</sup> )	889.3	928.4
16	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1517	835.1
17	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.027	2.784
18	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.932e+002
19	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	0.189
20	Surface Tension (dyne/cm)	15.12	7.731e+003
21	Surface Tension (dyne/cm)	501.3	320.9
22	Molecular Weight	---	15.12
23	Z Factor	---	591.8
24	Z Factor	---	2.352e+003
25	Z Factor	---	0.8485
26	Z Factor	---	0.8485
27	Z Factor	---	0.8485
28	Z Factor	---	0.8485
29	Z Factor	---	0.8485
30	Z Factor	---	0.8485
31	Z Factor	---	0.8485
32	Z Factor	---	0.8485
33	Z Factor	---	0.8485
34	Z Factor	---	0.8485
35	Z Factor	---	0.8485
36	Z Factor	---	0.8485
37	Z Factor	---	0.8485
38	Z Factor	---	0.8485
39	Z Factor	---	0.8485
40	Z Factor	---	0.8485
41	Z Factor	---	0.8485
42	Z Factor	---	0.8485
43	Z Factor	---	0.8485
44	Z Factor	---	0.8485
45	Z Factor	---	0.8485
46	Z Factor	---	0.8485
47	Z Factor	---	0.8485
48	Z Factor	---	0.8485
49	Z Factor	---	0.8485
50	Z Factor	---	0.8485
51	Z Factor	---	0.8485
52	Z Factor	---	0.8485
53	Z Factor	---	0.8485
54	Z Factor	---	0.8485
55	Z Factor	---	0.8485
56	Z Factor	---	0.8485
57	Z Factor	---	0.8485
58	Z Factor	---	0.8485
59	Z Factor	---	0.8485
60	Z Factor	---	0.8485
61	Z Factor	---	0.8485
62	Z Factor	---	0.8485
63	Z Factor	---	0.8485
64	Z Factor	---	0.8485




TEAM LTD HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-Oil TTESIS\sec Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 29 16:00:22 2006	
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)</b>			
Overall		Properties : HVG0	
11	Surface Tension (dyne/cm)	15.53	15.53
12	Molecular Weight	434.1	434.1
13	Z Factor	4.318e-004	4.318e-004
Overall		Properties : Rectificac Vapour	
14	Vapour Phase Fraction	0.0000	0.0000
15	Temperature (C)	378.0	378.0
16	Pressure (kg/cm2, g)	-0.9880	-0.9880
17	Molar Flow (kgmol/h)	37.88	37.88
18	Mass Flow (kg/h)	1.658e+004	1.658e+004
19	Std Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	19.08	19.08
20	Molar Entropy (kJ/kgmol)	-1.517e+005	-1.517e+005
21	Mass Entropy (kJ/kg)	-308.1	-308.1
22	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1623	1623
23	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.296	3.296
24	Molar Density (kg/m3)	5.718e+008	5.718e+008
25	Mass Density (kg/m3)	1.481	1.481
26	Std Ideal Lq Mass Density (kg/m3)	734.0	734.0
27	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	972.6	972.6
28	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1699	1699
29	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.044	3.044
30	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1175	0.1175
31	Viscosity (cP)	0.2384	0.2384
32	Surface Tension (dyne/cm)	13.22	13.22
33	Molecular Weight	462.4	462.4
34	Z Factor	5.387e-004	5.387e-004
Overall		Properties : gas Vapour	
35	Vapour Phase Fraction	1.0000	1.0000
36	Temperature (C)	106.2	106.2
37	Pressure (kg/cm2, g)	-1.007	-1.007
38	Molar Flow (kgmol/h)	462.5	462.5
39	Mass Flow (kg/h)	9113	9113
40	Std Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	9.242	9.242
41	Molar Entropy (kJ/kgmol)	-5.726e+004	-5.726e+004
42	Mass Entropy (kJ/kg)	-2806	-2806
43	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	215.0	215.0
44	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	10.91	10.91
45	Molar Density (kg/m3)	2.646e+007	2.646e+007
46	Mass Density (kg/m3)	8.032e-004	8.032e-004
47	Std Ideal Lq Mass Density (kg/m3)	1.593e-002	1.593e-002
48	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	966.1	966.1
49	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1021	1021
50	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	37.16	37.16
51	Molar Density (kg/m3)	1.699	1.699
52	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.423e-002	2.423e-002
53	Viscosity (cP)	9.634e-003	9.634e-003
54	Surface Tension (dyne/cm)	18.70	18.70
55	Z Factor	0.9998	0.9998


Page 6 of 11  
\* Specified by user.  
HYPROTECH LTD.  
Lorena to: TEAM LTD  
HYSYS v3.2 (Build 5028)

TEAM LTD HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-Oil TTESIS\sec Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 29 16:00:22 2006	
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)</b>			
Overall		Properties : LVG0	
11	Lq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	1026	1026
12	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1890	1890
13	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.103	3.103
14	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1259	0.1259
15	Viscosity (cP)	1.578e-002	1.578e-002
16	Surface Tension (dyne/cm)	13.89	13.89
17	Molecular Weight	450.0	450.0
18	Z Factor	6.452e-004	6.452e-004
Overall		Properties : LVG0	
19	Vapour Phase Fraction	0.0000	0.0000
20	Temperature (C)	216.8	216.8
21	Pressure (kg/cm2, g)	-1.002	-1.002
22	Molar Flow (kgmol/h)	106.5	106.5
23	Mass Flow (kg/h)	3.479e+004	3.479e+004
24	Std Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	37.54	37.54
25	Molar Entropy (kJ/kgmol)	-1.332e+005	-1.332e+005
26	Mass Entropy (kJ/kg)	-413.7	-413.7
27	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	684.6	684.6
28	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.105	3.105
29	Molar Density (kg/m3)	0.0000	0.0000
30	Heat Flow (kJ/h)	-1.418e+007	-1.418e+007
31	Molar Density (kg/m3)	2.424	2.424
32	Mass Density (kg/m3)	780.4	780.4
33	Std Ideal Lq Mass Density (kg/m3)	904.8	904.8
34	Lq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	917.2	917.2
35	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	817.8	817.8
36	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.540	2.540
37	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1285	0.1285
38	Viscosity (cP)	3.355	3.355
39	Surface Tension (dyne/cm)	18.78	18.78
40	Molecular Weight	322.0	322.0
41	Z Factor	3.094e-004	3.094e-004
Overall		Properties : HVG0	
42	Vapour Phase Fraction	0.0000	0.0000
43	Temperature (C)	313.2	313.2
44	Pressure (kg/cm2, g)	-0.9887	-0.9887
45	Molar Flow (kgmol/h)	246.2	246.2
46	Mass Flow (kg/h)	1.028e+005	1.028e+005
47	Std Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	111.9	111.9
48	Molar Entropy (kJ/kgmol)	-1.553e+005	-1.553e+005
49	Mass Entropy (kJ/kg)	-393.0	-393.0
50	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	1249	1249
51	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.877	2.877
52	Molar Density (kg/m3)	3.175e+007	3.175e+007
53	Mass Density (kg/m3)	1.749	1.749
54	Std Ideal Lq Mass Density (kg/m3)	759.3	759.3
55	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	857.8	857.8
56	Molar Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	951.5	951.5
57	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1285	1285
58	Molar Density (kg/m3)	2.844	2.844
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1233	0.1233
60	Viscosity (cP)	7.287e-003	7.287e-003
61	Z Factor	0.8041	0.8041


Page 5 of 11  
\* Specified by user.  
HYPROTECH LTD.  
Lorena to: TEAM LTD  
HYSYS v3.2 (Build 5028)




 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Loraine\Mis documentos\H-Oil\TTESIS\esc Unit Suf: Impresión Date/Time: Mon May 28 18:00:22 2006																																																																																																																																																																																																																																																																																			
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																					
<b>SUMMARY</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																					
The composition option is selected																																																																																																																																																																																																																																																																																					
<table border="1"> <thead> <tr> <th>Flow Basis</th> <th>Mass</th> <th>Feed Composition</th> <th>Mass</th> <th>Product Composition</th> </tr> <tr> <th></th> <th></th> <th>Alim Vaso</th> <th></th> <th>Recirculas vaso</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>12</td> <td>Flow Rate (kg/h)</td> <td>3.827713e+05</td> <td>8.088006e+03</td> <td>1.855974e+04</td> </tr> <tr> <td>13</td> <td>Hydrogen (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>14</td> <td>Nitrogen (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>15</td> <td>H2S (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>16</td> <td>Ammonia (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>17</td> <td>CO2 (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>18</td> <td>Methane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>19</td> <td>Ethane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>20</td> <td>Propane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>21</td> <td>i-Butane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>22</td> <td>n-Butane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>23</td> <td>i-Pentane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>24</td> <td>n-Pentane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>25</td> <td>H2O (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>26</td> <td>NP101150*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>27</td> <td>NP101200*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>28</td> <td>NP101250*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>29</td> <td>NP101300*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>30</td> <td>NP101350*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>31</td> <td>NP101400*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>32</td> <td>NP101450*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>33</td> <td>NP101500*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>34</td> <td>NP101550*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>35</td> <td>NP101600*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>36</td> <td>NP101650*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>37</td> <td>NP101700*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>38</td> <td>NP101750*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>39</td> <td>NP101800*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>40</td> <td>NP101850*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>41</td> <td>NP101900*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>42</td> <td>NP101950*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>43</td> <td>NP102000*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>44</td> <td>NP102050*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>45</td> <td>NP102100*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>46</td> <td>NP102150*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>47</td> <td>NP102200*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>48</td> <td>NP102250*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>49</td> <td>NP102300*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>50</td> <td>NP102350*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>51</td> <td>NP102400*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>52</td> <td>NP102450*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>53</td> <td>NP102500*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>54</td> <td>NP102550*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>55</td> <td>NP102600*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>56</td> <td>NP102650*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>57</td> <td>NP102700*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>58</td> <td>NP102750*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>59</td> <td>NP102800*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>60</td> <td>NP102850*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>61</td> <td>NP102900*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>62</td> <td>NP102950*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>63</td> <td>NP103000*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>64</td> <td>NP103050*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> </tbody> </table>			Flow Basis	Mass	Feed Composition	Mass	Product Composition			Alim Vaso		Recirculas vaso	12	Flow Rate (kg/h)	3.827713e+05	8.088006e+03	1.855974e+04	13	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	14	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	15	H2S (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	16	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	17	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	18	Methane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	19	Ethane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	20	Propane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	21	i-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	22	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	23	i-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	24	n-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	25	H2O (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	26	NP101150*	0.0000	0.0000	0.0000	27	NP101200*	0.0000	0.0000	0.0000	28	NP101250*	0.0000	0.0000	0.0000	29	NP101300*	0.0000	0.0000	0.0000	30	NP101350*	0.0000	0.0000	0.0000	31	NP101400*	0.0000	0.0000	0.0000	32	NP101450*	0.0000	0.0000	0.0000	33	NP101500*	0.0000	0.0000	0.0000	34	NP101550*	0.0000	0.0000	0.0000	35	NP101600*	0.0000	0.0000	0.0000	36	NP101650*	0.0000	0.0000	0.0000	37	NP101700*	0.0000	0.0000	0.0000	38	NP101750*	0.0000	0.0000	0.0000	39	NP101800*	0.0000	0.0000	0.0000	40	NP101850*	0.0000	0.0000	0.0000	41	NP101900*	0.0000	0.0000	0.0000	42	NP101950*	0.0000	0.0000	0.0000	43	NP102000*	0.0000	0.0000	0.0000	44	NP102050*	0.0000	0.0000	0.0000	45	NP102100*	0.0000	0.0000	0.0000	46	NP102150*	0.0000	0.0000	0.0000	47	NP102200*	0.0000	0.0000	0.0000	48	NP102250*	0.0000	0.0000	0.0000	49	NP102300*	0.0000	0.0000	0.0000	50	NP102350*	0.0000	0.0000	0.0000	51	NP102400*	0.0000	0.0000	0.0000	52	NP102450*	0.0000	0.0000	0.0000	53	NP102500*	0.0000	0.0000	0.0000	54	NP102550*	0.0000	0.0000	0.0000	55	NP102600*	0.0000	0.0000	0.0000	56	NP102650*	0.0000	0.0000	0.0000	57	NP102700*	0.0000	0.0000	0.0000	58	NP102750*	0.0000	0.0000	0.0000	59	NP102800*	0.0000	0.0000	0.0000	60	NP102850*	0.0000	0.0000	0.0000	61	NP102900*	0.0000	0.0000	0.0000	62	NP102950*	0.0000	0.0000	0.0000	63	NP103000*	0.0000	0.0000	0.0000	64	NP103050*	0.0000	0.0000	0.0000
Flow Basis	Mass	Feed Composition	Mass	Product Composition																																																																																																																																																																																																																																																																																	
		Alim Vaso		Recirculas vaso																																																																																																																																																																																																																																																																																	
12	Flow Rate (kg/h)	3.827713e+05	8.088006e+03	1.855974e+04																																																																																																																																																																																																																																																																																	
13	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
14	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
15	H2S (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
16	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
17	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
18	Methane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
19	Ethane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
20	Propane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
21	i-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
22	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
23	i-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
24	n-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
25	H2O (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
26	NP101150*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
27	NP101200*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
28	NP101250*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
29	NP101300*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
30	NP101350*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
31	NP101400*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
32	NP101450*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
33	NP101500*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
34	NP101550*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
35	NP101600*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
36	NP101650*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
37	NP101700*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
38	NP101750*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
39	NP101800*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
40	NP101850*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
41	NP101900*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
42	NP101950*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
43	NP102000*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
44	NP102050*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
45	NP102100*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
46	NP102150*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
47	NP102200*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
48	NP102250*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
49	NP102300*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
50	NP102350*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
51	NP102400*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
52	NP102450*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
53	NP102500*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
54	NP102550*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
55	NP102600*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
56	NP102650*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
57	NP102700*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
58	NP102750*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
59	NP102800*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
60	NP102850*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
61	NP102900*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
62	NP102950*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
63	NP103000*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
64	NP103050*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
The composition option is selected																																																																																																																																																																																																																																																																																					
<table border="1"> <thead> <tr> <th>Flow Basis</th> <th>Mass</th> <th>Feed Flows</th> <th>Mass</th> <th>Product Flows</th> </tr> <tr> <th></th> <th></th> <th>Alim Vaso</th> <th></th> <th>Recirculas vaso</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>54</td> <td>Flow Rate (kg/h)</td> <td>3.827713e+05</td> <td>8.088006e+03</td> <td>1.855974e+04</td> </tr> <tr> <td>55</td> <td>Hydrogen (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>56</td> <td>Nitrogen (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>57</td> <td>H2S (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>58</td> <td>Ammonia (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>59</td> <td>CO2 (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>60</td> <td>Methane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>61</td> <td>Ethane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>62</td> <td>Propane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>63</td> <td>i-Butane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>64</td> <td>n-Butane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> </tbody> </table>			Flow Basis	Mass	Feed Flows	Mass	Product Flows			Alim Vaso		Recirculas vaso	54	Flow Rate (kg/h)	3.827713e+05	8.088006e+03	1.855974e+04	55	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	56	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	57	H2S (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	58	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	59	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	60	Methane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	61	Ethane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	62	Propane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	63	i-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	64	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																		
Flow Basis	Mass	Feed Flows	Mass	Product Flows																																																																																																																																																																																																																																																																																	
		Alim Vaso		Recirculas vaso																																																																																																																																																																																																																																																																																	
54	Flow Rate (kg/h)	3.827713e+05	8.088006e+03	1.855974e+04																																																																																																																																																																																																																																																																																	
55	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
56	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
57	H2S (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
58	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
59	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
60	Methane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
61	Ethane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
62	Propane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
63	i-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
64	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	

 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Loraine\Mis documentos\H-Oil\TTESIS\esc Unit Suf: Impresión Date/Time: Mon May 28 18:00:22 2006																																																																																																																																																																																																																																																																																			
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																					
<b>SUMMARY</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																					
The composition option is selected																																																																																																																																																																																																																																																																																					
<table border="1"> <thead> <tr> <th>Flow Basis</th> <th>Mass</th> <th>Feed Composition</th> <th>Mass</th> <th>Product Composition</th> </tr> <tr> <th></th> <th></th> <th>Alim Vaso</th> <th></th> <th>Recirculas vaso</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>12</td> <td>Flow Rate (kg/h)</td> <td>3.827713e+05</td> <td>8.088006e+03</td> <td>1.855974e+04</td> </tr> <tr> <td>13</td> <td>Hydrogen (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>14</td> <td>Nitrogen (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>15</td> <td>H2S (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>16</td> <td>Ammonia (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>17</td> <td>CO2 (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>18</td> <td>Methane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>19</td> <td>Ethane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>20</td> <td>Propane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>21</td> <td>i-Butane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>22</td> <td>n-Butane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>23</td> <td>i-Pentane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>24</td> <td>n-Pentane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>25</td> <td>H2O (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>26</td> <td>NP101150*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>27</td> <td>NP101200*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>28</td> <td>NP101250*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>29</td> <td>NP101300*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>30</td> <td>NP101350*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>31</td> <td>NP101400*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>32</td> <td>NP101450*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>33</td> <td>NP101500*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>34</td> <td>NP101550*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>35</td> <td>NP101600*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>36</td> <td>NP101650*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>37</td> <td>NP101700*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>38</td> <td>NP101750*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>39</td> <td>NP101800*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>40</td> <td>NP101850*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>41</td> <td>NP101900*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>42</td> <td>NP101950*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>43</td> <td>NP102000*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>44</td> <td>NP102050*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>45</td> <td>NP102100*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>46</td> <td>NP102150*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>47</td> <td>NP102200*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>48</td> <td>NP102250*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>49</td> <td>NP102300*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>50</td> <td>NP102350*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>51</td> <td>NP102400*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>52</td> <td>NP102450*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>53</td> <td>NP102500*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>54</td> <td>NP102550*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>55</td> <td>NP102600*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>56</td> <td>NP102650*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>57</td> <td>NP102700*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>58</td> <td>NP102750*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>59</td> <td>NP102800*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>60</td> <td>NP102850*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>61</td> <td>NP102900*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>62</td> <td>NP102950*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>63</td> <td>NP103000*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>64</td> <td>NP103050*</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> </tbody> </table>			Flow Basis	Mass	Feed Composition	Mass	Product Composition			Alim Vaso		Recirculas vaso	12	Flow Rate (kg/h)	3.827713e+05	8.088006e+03	1.855974e+04	13	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	14	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	15	H2S (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	16	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	17	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	18	Methane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	19	Ethane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	20	Propane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	21	i-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	22	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	23	i-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	24	n-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	25	H2O (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	26	NP101150*	0.0000	0.0000	0.0000	27	NP101200*	0.0000	0.0000	0.0000	28	NP101250*	0.0000	0.0000	0.0000	29	NP101300*	0.0000	0.0000	0.0000	30	NP101350*	0.0000	0.0000	0.0000	31	NP101400*	0.0000	0.0000	0.0000	32	NP101450*	0.0000	0.0000	0.0000	33	NP101500*	0.0000	0.0000	0.0000	34	NP101550*	0.0000	0.0000	0.0000	35	NP101600*	0.0000	0.0000	0.0000	36	NP101650*	0.0000	0.0000	0.0000	37	NP101700*	0.0000	0.0000	0.0000	38	NP101750*	0.0000	0.0000	0.0000	39	NP101800*	0.0000	0.0000	0.0000	40	NP101850*	0.0000	0.0000	0.0000	41	NP101900*	0.0000	0.0000	0.0000	42	NP101950*	0.0000	0.0000	0.0000	43	NP102000*	0.0000	0.0000	0.0000	44	NP102050*	0.0000	0.0000	0.0000	45	NP102100*	0.0000	0.0000	0.0000	46	NP102150*	0.0000	0.0000	0.0000	47	NP102200*	0.0000	0.0000	0.0000	48	NP102250*	0.0000	0.0000	0.0000	49	NP102300*	0.0000	0.0000	0.0000	50	NP102350*	0.0000	0.0000	0.0000	51	NP102400*	0.0000	0.0000	0.0000	52	NP102450*	0.0000	0.0000	0.0000	53	NP102500*	0.0000	0.0000	0.0000	54	NP102550*	0.0000	0.0000	0.0000	55	NP102600*	0.0000	0.0000	0.0000	56	NP102650*	0.0000	0.0000	0.0000	57	NP102700*	0.0000	0.0000	0.0000	58	NP102750*	0.0000	0.0000	0.0000	59	NP102800*	0.0000	0.0000	0.0000	60	NP102850*	0.0000	0.0000	0.0000	61	NP102900*	0.0000	0.0000	0.0000	62	NP102950*	0.0000	0.0000	0.0000	63	NP103000*	0.0000	0.0000	0.0000	64	NP103050*	0.0000	0.0000	0.0000
Flow Basis	Mass	Feed Composition	Mass	Product Composition																																																																																																																																																																																																																																																																																	
		Alim Vaso		Recirculas vaso																																																																																																																																																																																																																																																																																	
12	Flow Rate (kg/h)	3.827713e+05	8.088006e+03	1.855974e+04																																																																																																																																																																																																																																																																																	
13	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
14	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
15	H2S (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
16	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
17	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
18	Methane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
19	Ethane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
20	Propane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
21	i-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
22	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
23	i-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
24	n-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
25	H2O (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
26	NP101150*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
27	NP101200*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
28	NP101250*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
29	NP101300*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
30	NP101350*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
31	NP101400*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
32	NP101450*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
33	NP101500*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
34	NP101550*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
35	NP101600*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
36	NP101650*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
37	NP101700*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
38	NP101750*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
39	NP101800*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
40	NP101850*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
41	NP101900*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
42	NP101950*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
43	NP102000*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
44	NP102050*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
45	NP102100*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
46	NP102150*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
47	NP102200*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
48	NP102250*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
49	NP102300*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
50	NP102350*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
51	NP102400*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
52	NP102450*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
53	NP102500*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
54	NP102550*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
55	NP102600*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
56	NP102650*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
57	NP102700*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
58	NP102750*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
59	NP102800*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
60	NP102850*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
61	NP102900*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
62	NP102950*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
63	NP103000*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
64	NP103050*	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
The composition option is selected																																																																																																																																																																																																																																																																																					
<table border="1"> <thead> <tr> <th>Flow Basis</th> <th>Mass</th> <th>Feed Flows</th> <th>Mass</th> <th>Product Flows</th> </tr> <tr> <th></th> <th></th> <th>Alim Vaso</th> <th></th> <th>Recirculas vaso</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>54</td> <td>Flow Rate (kg/h)</td> <td>3.827713e+05</td> <td>8.088006e+03</td> <td>1.855974e+04</td> </tr> <tr> <td>55</td> <td>Hydrogen (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>56</td> <td>Nitrogen (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>57</td> <td>H2S (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>58</td> <td>Ammonia (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>59</td> <td>CO2 (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>60</td> <td>Methane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>61</td> <td>Ethane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>62</td> <td>Propane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>63</td> <td>i-Butane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> <tr> <td>64</td> <td>n-Butane (kg/h)</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> <td>0.0000</td> </tr> </tbody> </table>			Flow Basis	Mass	Feed Flows	Mass	Product Flows			Alim Vaso		Recirculas vaso	54	Flow Rate (kg/h)	3.827713e+05	8.088006e+03	1.855974e+04	55	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	56	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	57	H2S (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	58	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	59	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	60	Methane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	61	Ethane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	62	Propane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	63	i-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	64	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																		
Flow Basis	Mass	Feed Flows	Mass	Product Flows																																																																																																																																																																																																																																																																																	
		Alim Vaso		Recirculas vaso																																																																																																																																																																																																																																																																																	
54	Flow Rate (kg/h)	3.827713e+05	8.088006e+03	1.855974e+04																																																																																																																																																																																																																																																																																	
55	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
56	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
57	H2S (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
58	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
59	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
60	Methane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
61	Ethane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
62	Propane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
63	i-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	
64	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000																																																																																																																																																																																																																																																																																	



 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS\sec
		Unit Set:	Impresión
		Date/Time:	Mon May 29 16:00:22 2006
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)</b>			
<b>SUMMARY</b>			
11	gas: vacio	LVGO	Fondos: vacio
12	160.2603	0.0000	4.240906e+04
13	51.6001	0.0000	4.233744e+04
14	14.4895	0.0000	4.232998e+04
15	3.4232	0.0000	5.613914e+04
Flow Basis: The composition option is selected			
<b>Product Recoveries</b>			
16	gas: vacio	LVGO	Fondos: vacio
17	9.113006e+03	3.426891e+04	1.655577e+04
18	1.068906e+05	2.320100e+05	
19	Hydrogen (%)	0.0004	0.0002
20	Nitrogen (%)	0.0000	0.0000
21	H2S (%)	0.0024	0.0005
22	Ammonia (%)	0.0027	0.0005
23	CO2 (%)	0.0008	0.0000
24	Methane (%)	0.0013	0.0003
25	Ethane (%)	0.0022	0.0004
26	Propane (%)	0.0032	0.0006
27	i-Butane (%)	0.0049	0.0007
28	n-Butane (%)	0.0057	0.0008
29	i-Pentane (%)	0.0069	0.0010
30	n-Pentane (%)	0.0070	0.0010
31	n-Hexane (%)	0.0087	0.0014
32	Heptane (%)	0.0102	0.0016
33	Octane (%)	0.0137	0.0021
34	Nonane (%)	0.0155	0.0023
35	Decane (%)	0.0160	0.0023
36	Undecane (%)	0.0163	0.0023
37	Dodecane (%)	0.0165	0.0023
38	Tridecane (%)	0.0166	0.0023
39	Tetradecane (%)	0.0167	0.0023
40	Pentadecane (%)	0.0167	0.0023
41	Hexadecane (%)	0.0167	0.0023
42	Heptadecane (%)	0.0167	0.0023
43	Octadecane (%)	0.0167	0.0023
44	Nonadecane (%)	0.0167	0.0023
45	Eicosane (%)	0.0167	0.0023
46	Hydrocarbon (%)	0.0167	0.0023
47	Water (%)	0.0000	0.0000
48	Acid (%)	0.0000	0.0000
49	Alcohol (%)	0.0000	0.0000
50	Aldehyde (%)	0.0000	0.0000
51	Ketone (%)	0.0000	0.0000
52	Amine (%)	0.0000	0.0000
53	Nitrile (%)	0.0000	0.0000
54	Other (%)	0.0000	0.0000
55	Loss (%)	0.0000	0.0000
<b>SETUP</b>			
56	Column Flowchart Topology	1 - Condenser - Reboiler:	0 - Pump Around:
57	40 - Total Tray Sections:	0 - Vapour Bypasses:	0 -
58	0 - Side Strippers:	0 -	0 -
<b>Feed Streams</b>			
59	Internal Stream	Transfer Basis	Internal Stream
60	External Stream	Transfer Basis	External Stream
<b>Product Streams</b>			
61	Internal Stream	Transfer Basis	Internal Stream
62	External Stream	Transfer Basis	External Stream
HYPROTECH LTD (Build 5029)			
Licensed to: TEAM LTD			

 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS\sec
		Unit Set:	Impresión
		Date/Time:	Mon May 29 16:00:22 2006
<b>Column Sub-Flowsheet: DA-3505 @Main (continued)</b>			
<b>SUMMARY</b>			
11	gas: vacio	LVGO	Fondos: vacio
12	0.0000	0.0000	0.0000
13	0.0000	0.0000	0.0000
14	0.0000	0.0000	0.0000
15	0.0000	0.0000	0.0000
16	0.0000	0.0000	0.0000
17	0.0000	0.0000	0.0000
18	0.0000	0.0000	0.0000
19	0.0000	0.0000	0.0000
20	0.0000	0.0000	0.0000
21	0.0000	0.0000	0.0000
22	0.0000	0.0000	0.0000
23	0.0000	0.0000	0.0000
24	0.0000	0.0000	0.0000
25	0.0000	0.0000	0.0000
26	0.0000	0.0000	0.0000
27	0.0000	0.0000	0.0000
Flow Basis: The composition option is selected			
<b>Product Flows</b>			
28	gas: vacio	LVGO	Fondos: vacio
29	3.113006e+03	3.426891e+04	1.655577e+04
30	1.068906e+05	2.320100e+05	
31	Hydrogen (%)	0.0000	0.0000
32	Nitrogen (%)	0.0000	0.0000
33	H2S (%)	0.0000	0.0000
34	Ammonia (%)	0.0000	0.0000
35	CO2 (%)	0.0000	0.0000
36	Methane (%)	0.0000	0.0000
37	Ethane (%)	0.0000	0.0000
38	Propane (%)	0.0000	0.0000
39	i-Butane (%)	0.0000	0.0000
40	n-Butane (%)	0.0000	0.0000
41	i-Pentane (%)	0.0000	0.0000
42	n-Pentane (%)	0.0000	0.0000
43	n-Hexane (%)	0.0000	0.0000
44	Heptane (%)	0.0000	0.0000
45	Octane (%)	0.0000	0.0000
46	Nonane (%)	0.0000	0.0000
47	Decane (%)	0.0000	0.0000
48	Undecane (%)	0.0000	0.0000
49	Dodecane (%)	0.0000	0.0000
50	Tridecane (%)	0.0000	0.0000
51	Tetradecane (%)	0.0000	0.0000
52	Pentadecane (%)	0.0000	0.0000
53	Hexadecane (%)	0.0000	0.0000
54	Heptadecane (%)	0.0000	0.0000
55	Octadecane (%)	0.0000	0.0000
56	Nonadecane (%)	0.0000	0.0000
57	Eicosane (%)	0.0000	0.0000
58	Hydrocarbon (%)	0.0000	0.0000
59	Water (%)	0.0000	0.0000
60	Acid (%)	0.0000	0.0000
61	Alcohol (%)	0.0000	0.0000
62	Aldehyde (%)	0.0000	0.0000
63	Ketone (%)	0.0000	0.0000
64	Amine (%)	0.0000	0.0000
65	Nitrile (%)	0.0000	0.0000
66	Other (%)	0.0000	0.0000
67	Loss (%)	0.0000	0.0000
<b>SETUP</b>			
68	Column Flowchart Topology	1 - Condenser - Reboiler:	0 - Pump Around:
69	40 - Total Tray Sections:	0 - Vapour Bypasses:	0 -
70	0 - Side Strippers:	0 -	0 -
<b>Feed Streams</b>			
71	Internal Stream	Transfer Basis	Internal Stream
72	External Stream	Transfer Basis	External Stream
HYPROTECH LTD (Build 5029)			
Licensed to: TEAM LTD			






TEAM LND Cambridge, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TTESIS\asec	
HYPROTECH A Division of INVTech		Unit Set: Impression	
		Date/Time: Mon, May 29 16:09:04 2006	
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b>			
Properties : c126			
1	Overall	86.64	
2	Molar Flow (kgmole/h)	69.64	
3	Mass Flow (kg/h)	4499	
4	Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	8.048	
5	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.121e+004	
6	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-801.0	
7	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	88.16	
8	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.717	
9	Heat Flow (kJ/h)	-2.704e+006	
10	Molar Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	10.11	
11	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	525.1	
12	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	559.0	
13	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	563.7	
14	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	140.7	
15	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.709	
16	Thermal Conductivity (W/m-K)	8.695e-002	
17	Viscosity (cP)	0.1183	
18	Surface Tension (dyn/cm)	7.746	
19	Molecular Weight	51.83	
20	Z Factor	4.352e-002	
Properties : c132			
21	Overall	0.0000	
22	VapourPhase Fraction	0.0000	
23	Temperature: (C)	-5.158	
24	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> , g)	22.50	
25	Molar Flow (kgmole/h)	789.2	
26	Mass Flow (kg/h)	1.655e+004	
27	Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	18.19	
28	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-7.080e+004	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-566.7	
30	Molar Entropy (kJ/kg-C)	1.974	
31	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.035	
32	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	
33	Molar Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	43.45	
34	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	1022	
35	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	1021	
36	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	1005	
37	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	41.85	
38	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	0.7824	
39	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.5562	
40	Viscosity (cP)	5.640	
41	Surface Tension (dyn/cm)	79.07	
42	Molecular Weight	23.92	
43	Z Factor	2.394e-002	
Properties : 1023			
44	Overall	1.0000	
45	VapourPhase Fraction	1.0000	
46	Temperature: (C)	7.102	
47	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> , g)	21.20	
48	Molar Flow (kgmole/h)	82.99	
49	Mass Flow (kg/h)	4378	
50	Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	7.891	
51	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-2.968e+004	
52	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-568.8	


TEAM LND Cambridge, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TTESIS\asec	
HYPROTECH A Division of INVTech		Unit Set: Impression	
		Date/Time: Mon, May 29 16:09:04 2006	
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main</b>			
Connections			
1	Inlet Stream	FROM UNIT OPERATION	TEE-110
2	Stage	Distillation	Sour, DA-3553
3	1 TS-1		
4	5 TS-1		
5	Outlet Stream	TO UNIT OPERATION	FA-3559
6	Stage	3 Phase Separator	MIX-109
7	1 TS-1		
8	5 TS-1		
RATING			
9	Tray Section	TS-1	
10	Tray Diameter (m)	1.500	
11	Tray Height (m)	5.000e-002	
12	Molar Length (m)	1.300	
13	Tray Spacing (m)	0.5000	
14	Tray Volume (m <sup>3</sup> )	0.8935	
15	Disable Heat Loss Calculations	No	
16	Heat Model	None	
17	Rating Calculations	No	
18	Tray Head Up	8.695e-002	
Properties : c130			
19	Overall	0.0000	
20	VapourPhase Fraction	0.0746	
21	Temperature: (C)	49.00	
22	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> , g)	21.10	
23	Molar Flow (kgmole/h)	58.56	
24	Mass Flow (kg/h)	1.310e+004	
25	Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	4.898	
26	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-1.078e+005	
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-3765	
28	Molar Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	-1183	
29	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	51.81	
30	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	-3.248	
31	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m <sup>3</sup> )	3.234	
32	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	-5.564e+007	
33	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	11.08	
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	89.42	
35	Viscosity (cP)	1026	
36	Surface Tension (dyn/cm)	1060	
37	Molecular Weight	1053	
38	Z Factor	89.78	
39	VapourPhase Fraction	1015	
40	Temperature: (C)	186.5	
41	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> , g)	7.771	
42	Molar Flow (kgmole/h)	2.047	
43	Mass Flow (kg/h)	0.6332	
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	0.2111	
45	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	99.51	
46	Mass Enthalpy (kJ/kg)	92.34	
47	Surface Tension (dyn/cm)	88.95	
48	Molecular Weight	18.02	
49	Z Factor	7.234e-002	
50	Overall	1.497e-002	
Properties : c126			
51	Overall	0.0000	
52	VapourPhase Fraction	1.0000	
53	Temperature: (C)	44.00	
54	Pressure: (kg/cm <sup>2</sup> , g)	10.80	




TEAM LND HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS\exc
Unit Set: Impresión		Date/Time: Mon May 28 16:06:04 2008
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b>		
SUMMARY		
11	NBP011225*	c126
12	NBP011300*	0.0000
13	NBP011402*	0.0000
14	DEAmine	0.2768
15	Flow Basis:	Mass
16	Flow Rate (kg/h)	1.842890e+04
17	Flow Rate (kg/h)	4.489258e+03
18	Hydrogen (kg/h)	0.0000
19	Nitrogen (kg/h)	0.0000
20	H2S (kg/h)	133.9381
21	Ammonia (kg/h)	1.7241
22	CO2 (kg/h)	0.0000
23	Methane (kg/h)	0.0000
24	Ethane (kg/h)	0.8987
25	Propane (kg/h)	1.468572e+03
26	i-Butane (kg/h)	487.0440
27	n-Butane (kg/h)	133.6955
28	i-Pentane (kg/h)	0.0000
29	n-Pentane (kg/h)	19.4284
30	H2O (kg/h)	0.0000
31	n-Pentane (kg/h)	1.325168e+04
32	NBP011500*	0.0000
33	NBP012000*	0.0000
34	NBP012500*	0.0000
35	NBP013000*	0.0000
36	NBP013500*	0.0000
37	NBP014000*	0.0000
38	NBP014500*	0.0000
39	NBP015000*	0.0000
40	NBP015500*	0.0000
41	NBP016000*	0.0000
42	NBP016500*	0.0000
43	NBP017000*	0.0000
44	NBP017500*	0.0000
45	NBP018000*	0.0000
46	NBP018500*	0.0000
47	NBP019000*	0.0000
48	NBP019500*	0.0000
49	NBP020000*	0.0000
50	NBP020500*	0.0000
51	NBP021000*	0.0000
52	NBP021500*	0.0000
53	NBP022000*	0.0000
54	NBP022500*	0.0000
55	NBP023000*	0.0000
56	NBP023500*	0.0000
57	NBP024000*	0.0000
58	NBP024500*	0.0000
59	NBP025000*	0.0000
60	NBP025500*	0.0000
61	NBP026000*	0.0000
62	NBP026500*	0.0000
63	NBP027000*	0.0000
64	NBP027500*	0.0000
65	NBP028000*	0.0000
66	NBP028500*	0.0000
67	NBP029000*	0.0000
68	NBP029500*	0.0000
69	NBP030000*	0.0000
70	NBP030500*	0.0000
71	NBP031000*	0.0000
72	NBP031500*	0.0000
73	NBP032000*	0.0000
74	NBP032500*	0.0000
75	NBP033000*	0.0000
76	NBP033500*	0.0000
77	NBP034000*	0.0000
78	NBP034500*	0.0000
79	NBP035000*	0.0000
80	NBP035500*	0.0000
81	NBP036000*	0.0000
82	NBP036500*	0.0000
83	NBP037000*	0.0000
84	NBP037500*	0.0000
85	NBP038000*	0.0000
86	NBP038500*	0.0000
87	NBP039000*	0.0000
88	NBP039500*	0.0000
89	NBP040000*	0.0000
90	NBP040500*	0.0000
91	NBP041000*	0.0000
92	NBP041500*	0.0000
93	NBP042000*	0.0000
94	NBP042500*	0.0000
95	NBP043000*	0.0000
96	NBP043500*	0.0000
97	NBP044000*	0.0000
98	NBP044500*	0.0000
99	NBP045000*	0.0000
100	NBP045500*	0.0000
101	NBP046000*	0.0000
102	NBP046500*	0.0000
103	NBP047000*	0.0000
104	NBP047500*	0.0000
105	NBP048000*	0.0000
106	NBP048500*	0.0000
107	NBP049000*	0.0000
108	NBP049500*	0.0000
109	NBP050000*	0.0000
110	NBP050500*	0.0000
111	NBP051000*	0.0000
112	NBP051500*	0.0000
113	NBP052000*	0.0000
114	NBP052500*	0.0000
115	NBP053000*	0.0000
116	NBP053500*	0.0000
117	NBP054000*	0.0000
118	NBP054500*	0.0000
119	NBP055000*	0.0000
120	NBP055500*	0.0000
121	NBP056000*	0.0000
122	NBP056500*	0.0000
123	NBP057000*	0.0000
124	NBP057500*	0.0000
125	NBP058000*	0.0000
126	NBP058500*	0.0000
127	NBP059000*	0.0000
128	NBP059500*	0.0000
129	NBP060000*	0.0000
130	NBP060500*	0.0000
131	NBP061000*	0.0000
132	NBP061500*	0.0000
133	NBP062000*	0.0000
134	NBP062500*	0.0000
135	NBP063000*	0.0000
136	NBP063500*	0.0000
137	NBP064000*	0.0000
138	NBP064500*	0.0000
139	NBP065000*	0.0000
140	NBP065500*	0.0000
141	NBP066000*	0.0000
142	NBP066500*	0.0000
143	NBP067000*	0.0000
144	NBP067500*	0.0000
145	NBP068000*	0.0000
146	NBP068500*	0.0000
147	NBP069000*	0.0000
148	NBP069500*	0.0000
149	NBP070000*	0.0000
150	NBP070500*	0.0000
151	NBP071000*	0.0000
152	NBP071500*	0.0000
153	NBP072000*	0.0000
154	NBP072500*	0.0000
155	NBP073000*	0.0000
156	NBP073500*	0.0000
157	NBP074000*	0.0000
158	NBP074500*	0.0000
159	NBP075000*	0.0000
160	NBP075500*	0.0000
161	NBP076000*	0.0000
162	NBP076500*	0.0000
163	NBP077000*	0.0000
164	NBP077500*	0.0000
165	NBP078000*	0.0000
166	NBP078500*	0.0000
167	NBP079000*	0.0000
168	NBP079500*	0.0000
169	NBP080000*	0.0000
170	NBP080500*	0.0000
171	NBP081000*	0.0000
172	NBP081500*	0.0000
173	NBP082000*	0.0000
174	NBP082500*	0.0000
175	NBP083000*	0.0000
176	NBP083500*	0.0000
177	NBP084000*	0.0000
178	NBP084500*	0.0000
179	NBP085000*	0.0000
180	NBP085500*	0.0000
181	NBP086000*	0.0000
182	NBP086500*	0.0000
183	NBP087000*	0.0000
184	NBP087500*	0.0000
185	NBP088000*	0.0000
186	NBP088500*	0.0000
187	NBP089000*	0.0000
188	NBP089500*	0.0000
189	NBP090000*	0.0000
190	NBP090500*	0.0000
191	NBP091000*	0.0000
192	NBP091500*	0.0000
193	NBP092000*	0.0000
194	NBP092500*	0.0000
195	NBP093000*	0.0000
196	NBP093500*	0.0000
197	NBP094000*	0.0000
198	NBP094500*	0.0000
199	NBP095000*	0.0000
200	NBP095500*	0.0000
201	NBP096000*	0.0000
202	NBP096500*	0.0000
203	NBP097000*	0.0000
204	NBP097500*	0.0000
205	NBP098000*	0.0000
206	NBP098500*	0.0000
207	NBP099000*	0.0000
208	NBP099500*	0.0000
209	NBP100000*	0.0000
210	NBP100500*	0.0000
211	NBP101000*	0.0000
212	NBP101500*	0.0000
213	NBP102000*	0.0000
214	NBP102500*	0.0000
215	NBP103000*	0.0000
216	NBP103500*	0.0000
217	NBP104000*	0.0000
218	NBP104500*	0.0000
219	NBP105000*	0.0000
220	NBP105500*	0.0000
221	NBP106000*	0.0000
222	NBP106500*	0.0000
223	NBP107000*	0.0000
224	NBP107500*	0.0000
225	NBP108000*	0.0000
226	NBP108500*	0.0000
227	NBP109000*	0.0000
228	NBP109500*	0.0000
229	NBP110000*	0.0000
230	NBP110500*	0.0000
231	NBP111000*	0.0000
232	NBP111500*	0.0000
233	NBP112000*	0.0000
234	NBP112500*	0.0000
235	NBP113000*	0.0000
236	NBP113500*	0.0000
237	NBP114000*	0.0000
238	NBP114500*	0.0000
239	NBP115000*	0.0000
240	NBP115500*	0.0000
241	NBP116000*	0.0000
242	NBP116500*	0.0000
243	NBP117000*	0.0000
244	NBP117500*	0.0000
245	NBP118000*	0.0000
246	NBP118500*	0.0000
247	NBP119000*	0.0000
248	NBP119500*	0.0000
249	NBP120000*	0.0000
250	NBP120500*	0.0000
251	NBP121000*	0.0000
252	NBP121500*	0.0000
253	NBP122000*	0.0000
254	NBP122500*	0.0000
255	NBP123000*	0.0000
256	NBP123500*	0.0000
257	NBP124000*	0.0000
258	NBP124500*	0.0000
259	NBP125000*	0.0000
260	NBP125500*	0.0000
261	NBP126000*	0.0000
262	NBP126500*	0.0000
263	NBP127000*	0.0000
264	NBP127500*	0.0000
265	NBP128000*	0.0000
266	NBP128500*	0.0000
267	NBP129000*	0.0000
268	NBP129500*	0.0000
269	NBP130000*	0.0000
270	NBP130500*	0.0000
271	NBP131000*	0.0000
272	NBP131500*	0.0000
273	NBP132000*	0.0000
274	NBP132500*	0.0000
275	NBP133000*	0.0000
276	NBP133500*	0.0000
277	NBP134000*	0.0000
278	NBP134500*	0.0000
279	NBP135000*	0.0000
280	NBP135500*	0.0000
281	NBP136000*	0.0000
282	NBP136500*	0.0000
283	NBP137000*	0.0000
284	NBP137500*	0.0000
285	NBP138000*	0.0000
286	NBP138500*	0.0000
287	NBP139000*	0.0000
288	NBP139500*	0.0000
289	NBP140000*	0.0000
290	NBP140500*	0.0000
291	NBP141000*	0.0000
292	NBP141500*	0.0000
293	NBP142000*	0.0000
294	NBP142500*	0.0000
295	NBP143000*	0.0000
296	NBP143500*	0.0000
297	NBP144000*	0.0000
298	NBP144500*	0.0000
299	NBP145000*	0.0000
300	NBP145500*	0.0000
301	NBP146000*	0.0000
302	NBP146500*	0.0000
303	NBP147000*	0.0000
304	NBP147500*	0.0000
305	NBP148000*	0.0000
306	NBP148500*	0.0000
307	NBP149000*	0.0000



 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\Oil TTESIS.doc Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 28 16:09:04 2006
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b>		
<b>SUMMARY</b>		
1	1023	c132
2	H2O (kg/h)	0.6241
3	NP(0)160* (kg/h)	1.325568e+04
4	NP(0)200* (kg/h)	0.0000
5	NP(0)250* (kg/h)	0.0000
6	NP(0)300* (kg/h)	0.0000
7	NP(0)350* (kg/h)	0.0000
8	NP(0)375* (kg/h)	0.0000
9	NP(0)400* (kg/h)	0.0000
10	NP(0)450* (kg/h)	0.0000
11	NP(0)500* (kg/h)	0.0000
12	NP(0)550* (kg/h)	0.0000
13	NP(0)600* (kg/h)	0.0000
14	NP(0)650* (kg/h)	0.0000
15	NP(0)700* (kg/h)	0.0000
16	NP(0)775* (kg/h)	0.0000
17	NP(0)850* (kg/h)	0.0000
18	NP(0)925* (kg/h)	0.0000
19	NP(0)1000* (kg/h)	0.0000
20	NP(0)1075* (kg/h)	0.0000
21	NP(0)1150* (kg/h)	0.0000
22	NP(0)1225* (kg/h)	0.0000
23	NP(0)1300* (kg/h)	0.0000
24	NP(0)1402* (kg/h)	0.0000
25	DEAmine (kg/h)	0.2625
26	Flow Basis:	5.145650e+03
The composition option is selected		
<b>Product Recoveries</b>		
27	1023	c132
28	Flow Rate (kg/h)	4.375845e+03
29	Hydrogen (%)	94.2211
30	Nitrogen (%)	0.0000
31	H2S (%)	8.7784
32	Ammonia (%)	0.0000
33	CO2 (%)	0.0000
34	Methane (%)	98.9893
35	Ethane (%)	100.0000
36	Propane (%)	100.0000
37	i-Butane (%)	100.0000
38	n-Butane (%)	100.0000
39	i-Pentane (%)	100.0000
40	n-Pentane (%)	100.0000
41	H2O (%)	0.0062
42	NP(0)150* (%)	98.9898
43	NP(0)200* (%)	100.0000
44	NP(0)250* (%)	100.0000
45	NP(0)300* (%)	100.0000
46	NP(0)350* (%)	100.0000
47	NP(0)400* (%)	0.0132
48	NP(0)450* (%)	99.9998
49	NP(0)500* (%)	0.0012
50	NP(0)550* (%)	99.9998
51	NP(0)600* (%)	0.0012
52	NP(0)650* (%)	99.9998
53	NP(0)700* (%)	0.0012
54	NP(0)775* (%)	99.9998
55	NP(0)850* (%)	0.0012
56	NP(0)925* (%)	99.9998
57	NP(0)1000* (%)	0.0012
58	NP(0)1075* (%)	99.9998
59	NP(0)1150* (%)	0.0012
60	NP(0)1225* (%)	99.9998
61	NP(0)1300* (%)	0.0012
62	NP(0)1402* (%)	99.9998
63	NP(0)1500* (%)	0.0012
64	NP(0)1550* (%)	99.9998
Learmed to: TEAM LTD		
HYSYS v3.2 (Build 5029)		
Page 6 of 7		
* Specified by user.		

 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\Oil TTESIS.doc Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 28 16:09:04 2006
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b>		
<b>SUMMARY</b>		
1	1023	c132
2	Nitrogen	0.0050
3	H2S	0.0028
4	Ammonia	0.0001
5	CO2	0.0000
6	Methane	0.0000
7	Ethane	0.0002
8	Propane	0.3358
9	i-Butane	0.1044
10	n-Butane	0.5920
11	i-Pentane	0.0055
12	n-Pentane	0.0044
13	H2O	0.7138
14	NP(0)150*	0.0000
15	NP(0)200*	0.0000
16	NP(0)250*	0.0000
17	NP(0)300*	0.0000
18	NP(0)350*	0.0000
19	NP(0)400*	0.0000
20	NP(0)450*	0.0000
21	NP(0)500*	0.0000
22	NP(0)550*	0.0000
23	NP(0)600*	0.0000
24	NP(0)650*	0.0000
25	NP(0)700*	0.0000
26	NP(0)775*	0.0000
27	NP(0)850*	0.0000
28	NP(0)925*	0.0000
29	NP(0)1000*	0.0000
30	NP(0)1075*	0.0000
31	NP(0)1150*	0.0000
32	NP(0)1225*	0.0000
33	NP(0)1300*	0.0000
34	NP(0)1402*	0.0000
35	DEAmine	0.2777
36	Flow Basis:	0.2777
The composition option is selected		
<b>Product Flows</b>		
37	1023	c132
38	Flow Rate (kg/h)	4.375845e+03
39	Hydrogen (kg/h)	0.0000
40	Nitrogen (kg/h)	0.0000
41	H2S (kg/h)	11.3981
42	Ammonia (kg/h)	1.7241
43	CO2 (kg/h)	0.0000
44	Methane (kg/h)	0.0000
45	Ethane (kg/h)	0.8897
46	Propane (kg/h)	1.46572e+03
47	i-Butane (kg/h)	467.0439
48	n-Butane (kg/h)	2.284025e+03
49	i-Pentane (kg/h)	133.8695
50	n-Pentane (kg/h)	18.4284
Learmed to: TEAM LTD		
HYSYS v3.2 (Build 5029)		
Page 5 of 7		
* Specified by user.		

 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\lorena\My Documents\H-Oil TYESIS.wsc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:08:04 2006																								
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b>																										
SUMMARY																										
11	1023	c132																								
12	NBP(0.000* (%)	0.0000																								
13	NBP(0.050* (%)	0.0000																								
14	NBP(0.100* (%)	0.0000																								
15	NBP(0.150* (%)	0.0000																								
16	NBP(0.200* (%)	0.0000																								
17	NBP(0.250* (%)	0.0000																								
18	NBP(0.300* (%)	0.0000																								
19	NBP(0.350* (%)	0.0000																								
20	NBP(0.400* (%)	0.0000																								
21	NBP(0.450* (%)	0.0000																								
22	NBP(0.500* (%)	0.0000																								
23	NBP(0.550* (%)	0.0000																								
24	NBP(0.600* (%)	0.0000																								
25	DEAmine (%)	0.0051																								
26		99.9949																								
SETUP																										
Sub-Flowsheet																										
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="2">Feed Streams</th> <th colspan="2">Transfer Basis</th> <th colspan="2">Product Streams</th> </tr> <tr> <th>Internal Stream</th> <th>External Stream</th> <th>T-P Flash</th> <th>T-P Flash</th> <th>Internal Stream</th> <th>Transfer Basis</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>c130</td> <td>c130 @Main</td> <td>T-P Flash</td> <td>T-P Flash</td> <td>1023</td> <td>1023 @Main</td> </tr> <tr> <td>c132</td> <td>c132 @Main</td> <td>T-P Flash</td> <td>T-P Flash</td> <td>c132</td> <td>c132 @Main</td> </tr> </tbody> </table>			Feed Streams		Transfer Basis		Product Streams		Internal Stream	External Stream	T-P Flash	T-P Flash	Internal Stream	Transfer Basis	c130	c130 @Main	T-P Flash	T-P Flash	1023	1023 @Main	c132	c132 @Main	T-P Flash	T-P Flash	c132	c132 @Main
Feed Streams		Transfer Basis		Product Streams																						
Internal Stream	External Stream	T-P Flash	T-P Flash	Internal Stream	Transfer Basis																					
c130	c130 @Main	T-P Flash	T-P Flash	1023	1023 @Main																					
c132	c132 @Main	T-P Flash	T-P Flash	c132	c132 @Main																					
27																										
28																										
29																										
30																										
31																										
32																										
33																										
34																										
35																										
36																										
37																										
38																										
39																										
40																										
41																										
42																										
43																										
44																										
45																										
46																										
47																										
48																										
49																										
50																										
51																										
52																										
53																										
54																										
55																										
56																										
57																										
58																										
59																										
60																										
61																										
62																										
63																										
64	HYPROTECH LTD License to: TEAM LTD		HYSYS v2.2 (Build 5023)	Page 7 of 7 *Sorted by user.																						



HYPROTECH		TEAM LMD Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\Documents and Settings\ Lorena.Mila \Documents\H-Oil TITERIS\sec
HYPROTECH		TEAM LMD Calgary, Alberta CANADA	Unit Set: Impression
HYPROTECH		TEAM LMD Calgary, Alberta CANADA	Date/Time: Mon May 29 16:09:49 2006
1	Overall	12.95	Properties: c64+
2	Molar Flow	(kmol/h)	Vapour Phase
3	Mass Flow	(kg/h)	12.95
4	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	588.3
5	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	0.5109
6	Molar Entropy	(kJ/kmol-C)	-1.158e+004
7	Molar Entropy	(kJ/kmol-C)	-407.3
8	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	211.4
9	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	7459
10	Heat Flow	(kW)	-1.503e+005
11	Heat Flow	(kW)	2.022e+003
12	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	5.746e+002
13	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	720.9
14	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	853.7
15	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	34.15
16	Molar Heat Capacity	(kJ/kmol-C)	1.201
17	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-C)	2.371e+002
18	Thermal Conductivity	(W/m-K)	1.193e+002
19	Thermal Conductivity	(W/m-K)	28.45
20	Surface Tension	(dyne/cm)	0.8597
21	Surface Tension	(dyne/cm)	28.45
22	Z Factor		0.8597
23	Z Factor		0.8597
24	Overall	0.0000	Properties: c67
25	Vapour Phase Fraction	(C)	0.0000
26	Temperature:	(C)	26.44
27	Pressure:	(kg/cm <sup>2</sup> _a)	0.3600
28	Molar Flow	(kmol/h)	0.3600
29	Molar Flow	(kmol/h)	0.3600
30	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	2.402e+004
31	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	21.65
32	Molar Entropy	(kJ/kmol-C)	-8.207e+004
33	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	-246.7
34	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	176.4
35	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	54.15
36	Heat Flow	(kW)	-7.140e+007
37	Heat Flow	(kW)	0.0000
38	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	5.521e+003
39	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	1.469
40	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	844.1
41	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	371.1
42	Molar Heat Capacity	(kJ/kmol-C)	34.41
43	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-C)	3.636
44	Thermal Conductivity	(W/m-K)	3.157e+002
45	Thermal Conductivity	(W/m-K)	1.244e+002
46	Surface Tension	(dyne/cm)	73.13
47	Surface Tension	(dyne/cm)	23.59
48	Z Factor		0.8835
49	Z Factor		1.238e+003
50	Overall	1.0000	Properties: c65
51	Vapour Phase Fraction	(C)	1.0000
52	Temperature:	(C)	24.57
53	Pressure:	(kg/cm <sup>2</sup> _a)	0.3900
54	Molar Flow	(kmol/h)	2.081
55	Molar Flow	(kmol/h)	22.31
56	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	8.002e+002
57	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	59.86
58	Molar Entropy	(kJ/kmol-C)	-620.1
59	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	-620.1
60	Heat Flow	(kW)	
61	Heat Flow	(kW)	
62	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	
63	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	
64	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	
65	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	
66	Molar Heat Capacity	(kJ/kmol-C)	
67	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-C)	
68	Thermal Conductivity	(W/m-K)	
69	Thermal Conductivity	(W/m-K)	
70	Surface Tension	(dyne/cm)	
71	Surface Tension	(dyne/cm)	
72	Z Factor		
73	Z Factor		

HYPROTECH		TEAM LMD Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\Documents and Settings\ Lorena.Mila \Documents\H-Oil TITERIS\sec
HYPROTECH		TEAM LMD Calgary, Alberta CANADA	Unit Set: Impression
HYPROTECH		TEAM LMD Calgary, Alberta CANADA	Date/Time: Mon May 29 16:09:49 2006
1	Overall	12.95	Properties: c64+
2	Molar Flow	(kmol/h)	Vapour Phase
3	Mass Flow	(kg/h)	12.95
4	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	588.3
5	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	0.5109
6	Molar Entropy	(kJ/kmol-C)	-1.158e+004
7	Molar Entropy	(kJ/kmol-C)	-407.3
8	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	211.4
9	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	7459
10	Heat Flow	(kW)	-1.503e+005
11	Heat Flow	(kW)	2.022e+003
12	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	5.746e+002
13	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	720.9
14	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	853.7
15	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	34.15
16	Molar Heat Capacity	(kJ/kmol-C)	1.201
17	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-C)	2.371e+002
18	Thermal Conductivity	(W/m-K)	1.193e+002
19	Thermal Conductivity	(W/m-K)	28.45
20	Surface Tension	(dyne/cm)	0.8597
21	Surface Tension	(dyne/cm)	28.45
22	Z Factor		0.8597
23	Z Factor		0.8597
24	Overall	0.0000	Properties: c68
25	Vapour Phase Fraction	(C)	0.0000
26	Temperature:	(C)	26.44
27	Pressure:	(kg/cm <sup>2</sup> _a)	0.3600
28	Molar Flow	(kmol/h)	0.3600
29	Molar Flow	(kmol/h)	0.3600
30	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	2.402e+004
31	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	21.65
32	Molar Entropy	(kJ/kmol-C)	-8.207e+004
33	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	-246.7
34	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	176.4
35	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	54.15
36	Heat Flow	(kW)	-7.140e+007
37	Heat Flow	(kW)	0.0000
38	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	5.521e+003
39	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	1.469
40	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	844.1
41	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	371.1
42	Molar Heat Capacity	(kJ/kmol-C)	34.41
43	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-C)	3.636
44	Thermal Conductivity	(W/m-K)	3.157e+002
45	Thermal Conductivity	(W/m-K)	1.244e+002
46	Surface Tension	(dyne/cm)	73.13
47	Surface Tension	(dyne/cm)	23.59
48	Z Factor		0.8835
49	Z Factor		1.238e+003
50	Overall	1.0000	Properties: c65
51	Vapour Phase Fraction	(C)	1.0000
52	Temperature:	(C)	24.57
53	Pressure:	(kg/cm <sup>2</sup> _a)	0.3900
54	Molar Flow	(kmol/h)	2.081
55	Molar Flow	(kmol/h)	22.31
56	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	8.002e+002
57	SI Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	59.86
58	Molar Entropy	(kJ/kmol-C)	-620.1
59	Molar Entropy	(kJ/kg-C)	-620.1
60	Heat Flow	(kW)	
61	Heat Flow	(kW)	
62	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	
63	Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	
64	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	
65	SI Ideal Liq Heat Density	(kW/m <sup>3</sup> )	
66	Molar Heat Capacity	(kJ/kmol-C)	
67	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-C)	
68	Thermal Conductivity	(W/m-K)	
69	Thermal Conductivity	(W/m-K)	
70	Surface Tension	(dyne/cm)	
71	Surface Tension	(dyne/cm)	
72	Z Factor		
73	Z Factor		

		TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\Documents and Settings\Coronel\My Documents\H-Oil\TTESIS\res Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 29 16:05:48 2006
<b>Absorber: DA-3506-2 @Main (continued)</b>			
<b>SUMMARY</b>			
11	Molar Entropy (kJ/mole-C)	151.6	151.6
12	Mass Entropy (kJ/kg-C)	13.89	13.89
13	Heat Flow (heat/h)	-1.415e+004	-1.415e+004
14	Molar Density (g/mol-m3)	5.247e-002	5.247e-002
15	Mass Density (g/cm3)	0.5659	0.5659
16	Sat Ideal Lq Mass Density (g/m3)	285.1	285.1
17	Lq Mass Density @Stc Cond (g/m3)	34.05	34.05
18	Molar Heat Capacity (kJ/mole-C)	3.075	3.075
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	8.811e-002	8.811e-002
20	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.137e-002	1.137e-002
21	Viscosity (cP)	11.07	11.07
22	Surface Tension (dyn/cm)	0.8992	0.8992
23	Z Factor	0.8992	0.8992
<b>SUMMARY</b>			
The composition option is selected			
<b>Flow Basis:</b>			
26	Flow Rate (kg/h)	2.373014e+04	368.3800
27	Hydrogen (kg/h)	0.0000	0.0000
28	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000
29	H2S (kg/h)	42.7270	323.4900
30	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.4100
31	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000
32	Methane (kg/h)	0.0000	4.6700
33	Ethane (kg/h)	0.0000	2.3800
34	Propane (kg/h)	0.0000	3.8900
35	n-Butane (kg/h)	0.0000	0.2300
36	i-Butane (kg/h)	0.0000	1.0400
37	Pentane (kg/h)	0.0000	0.3300
38	n-Pentane (kg/h)	1.76587e+04	28.3800
39	H2O (kg/h)	0.0000	0.0000
40	NP(0)150 (kg/h)	0.0000	0.0000
41	NP(0)150* (kg/h)	0.0000	0.0000
42	NP(0)150** (kg/h)	0.0000	0.0000
43	NP(0)150*** (kg/h)	0.0000	0.0000
44	NP(0)150**** (kg/h)	0.0000	0.0000
45	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
46	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
47	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
48	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
49	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
50	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
51	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
52	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
53	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
54	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
55	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
56	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
57	DEAmine (kg/h)	6.63594e+03	0.0000
<b>Products</b>			
The composition option is selected			
<b>Flow Basis:</b>			
58	Flow Rate (kg/h)	22.9147	2.40790e+04
59	Hydrogen	0.1172	0.0000
<b>Product Compositions</b>			
60	Flow Rate (kg/h)	---	---
61	Hydrogen	---	---
<b>Flow Basis:</b>			
62	Flow Rate (kg/h)	---	---
63	Hydrogen	---	---
64	Hyprotech Ltd.	HNSYS v3.2 (Build 5028)	
Page 4 of 7 Specified by user.			

		TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\Documents and Settings\Coronel\My Documents\H-Oil\TTESIS\res Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 29 16:05:48 2006
<b>Absorber: DA-3506-2 @Main (continued)</b>			
<b>ProPERTIES: c65</b>			
<b>Vapour Phase</b>			
11	Molar Entropy (kJ/mole-C)	151.6	151.6
12	Mass Entropy (kJ/kg-C)	13.89	13.89
13	Heat Flow (heat/h)	-1.415e+004	-1.415e+004
14	Molar Density (g/mol-m3)	5.247e-002	5.247e-002
15	Mass Density (g/cm3)	0.5659	0.5659
16	Sat Ideal Lq Mass Density (g/m3)	285.1	285.1
17	Lq Mass Density @Stc Cond (g/m3)	34.05	34.05
18	Molar Heat Capacity (kJ/mole-C)	3.075	3.075
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	8.811e-002	8.811e-002
20	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.137e-002	1.137e-002
21	Viscosity (cP)	11.07	11.07
22	Surface Tension (dyn/cm)	0.8992	0.8992
23	Z Factor	0.8992	0.8992
<b>SUMMARY</b>			
The composition option is selected			
<b>Flow Basis:</b>			
26	Flow Rate (kg/h)	2.373014e+04	368.2800
27	Hydrogen	0.0073	0.0000
28	Nitrogen	0.0018	0.0000
29	H2S	0.0011	0.0000
30	Ammonia	0.0011	0.0000
31	CO2	0.0011	0.0000
32	Methane	0.0127	0.0000
33	Ethane	0.0064	0.0000
34	Propane	0.0081	0.0000
35	n-Butane	0.0028	0.0000
36	i-Butane	0.0028	0.0000
37	Pentane	0.0029	0.0000
38	n-Pentane	0.0029	0.0000
39	H2O	0.7188	0.0768
40	NP(0)150 (kg/h)	0.0000	0.0000
41	NP(0)150* (kg/h)	0.0000	0.0000
42	NP(0)150** (kg/h)	0.0000	0.0000
43	NP(0)150*** (kg/h)	0.0000	0.0000
44	NP(0)150**** (kg/h)	0.0000	0.0000
45	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
46	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
47	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
48	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
49	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
50	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
51	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
52	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
53	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
54	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
55	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
56	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
57	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
58	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
59	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
60	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
61	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
62	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
63	NP(0)150***** (kg/h)	0.0000	0.0000
64	Hyprotech Ltd.	HNSYS v3.2 (Build 5028)	
Page 3 of 7 Specified by user.			



TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		HYPROTECH HERNAN TORRES		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena.Mis\Documents\H-Oil\TTYESIS\es
1	2	3	4	5
6	7	8	9	10
11	12	13	14	15
16	17	18	19	20
21	22	23	24	25
26	27	28	29	30
31	32	33	34	35
36	37	38	39	40
41	42	43	44	45
46	47	48	49	50
51	52	53	54	55
56	57	58	59	60
61	62	63	64	65
66	67	68	69	70
71	72	73	74	75
76	77	78	79	80
81	82	83	84	85
86	87	88	89	90
91	92	93	94	95
96	97	98	99	100
Absorber: DA-3506-2 @Main (continued)				
SUMMARY				
11	12	13	14	15
16	17	18	19	20
21	22	23	24	25
26	27	28	29	30
31	32	33	34	35
36	37	38	39	40
41	42	43	44	45
46	47	48	49	50
51	52	53	54	55
56	57	58	59	60
61	62	63	64	65
66	67	68	69	70
71	72	73	74	75
76	77	78	79	80
81	82	83	84	85
86	87	88	89	90
91	92	93	94	95
96	97	98	99	100
Product Flows				
51	52	53	54	55
56	57	58	59	60
61	62	63	64	65
66	67	68	69	70
71	72	73	74	75
76	77	78	79	80
81	82	83	84	85
86	87	88	89	90
91	92	93	94	95
96	97	98	99	100
Product Recoveries				
36	37	38	39	40
41	42	43	44	45
46	47	48	49	50
51	52	53	54	55
56	57	58	59	60
61	62	63	64	65
66	67	68	69	70
71	72	73	74	75
76	77	78	79	80
81	82	83	84	85
86	87	88	89	90
91	92	93	94	95
96	97	98	99	100

TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		HYPROTECH HERNAN TORRES		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena.Mis\Documents\H-Oil\TTYESIS\es
1	2	3	4	5
6	7	8	9	10
11	12	13	14	15
16	17	18	19	20
21	22	23	24	25
26	27	28	29	30
31	32	33	34	35
36	37	38	39	40
41	42	43	44	45
46	47	48	49	50
51	52	53	54	55
56	57	58	59	60
61	62	63	64	65
66	67	68	69	70
71	72	73	74	75
76	77	78	79	80
81	82	83	84	85
86	87	88	89	90
91	92	93	94	95
96	97	98	99	100
Absorber: DA-3506-2 @Main (continued)				
SUMMARY				
11	12	13	14	15
16	17	18	19	20
21	22	23	24	25
26	27	28	29	30
31	32	33	34	35
36	37	38	39	40
41	42	43	44	45
46	47	48	49	50
51	52	53	54	55
56	57	58	59	60
61	62	63	64	65
66	67	68	69	70
71	72	73	74	75
76	77	78	79	80
81	82	83	84	85
86	87	88	89	90
91	92	93	94	95
96	97	98	99	100
Product Recoveries				
36	37	38	39	40
41	42	43	44	45
46	47	48	49	50
51	52	53	54	55
56	57	58	59	60
61	62	63	64	65
66	67	68	69	70
71	72	73	74	75
76	77	78	79	80
81	82	83	84	85
86	87	88	89	90
91	92	93	94	95
96	97	98	99	100

**Absorber: DA-3506-2 @Main (continued)**

SUMMARY	
11	c65
12	c67
13	
14	
15	
16	
17	
18	
19	
20	
21	
22	
23	
24	89.8689

**SETUP**

Sub-Flowsheet

Feed Streams		Transfer Basis		Product Streams	
Internal Stream	External Stream	Internal Stream	External Stream	Internal Stream	External Stream
c65	c65 @Main	c65	c65 @Main	c65	c65 @Main
c64	c64 @Main	c67	c67 @Main	c67	c67 @Main


25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					




TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TITES19.doc	
HYPROTECH		Unit Set: Impresión	Date/Time: Mon May 29 16:07:07 2006
<b>Absorber: DA-3551 Abs @Main (continued)</b>			
Properties : c112			
11	Thermal Conductivity (W/m-K)	3.822e-002	3.822e-002
12	Viscosity (cP)	1.243e-002	1.243e-002
13	Surface Tension (dyne/cm)	---	---
14	Molecular Weight	27.43	27.43
15	Z Factor	0.6303	0.6303
Properties : c110*			
17	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000
18	Temperature: (C)	57.44	57.44
19	Pressure: (kg/cm2_g)	13.80	13.80
20	Molar Flow (kgmole/h)	270.8	270.8
21	Mass Flow (kg/h)	2.765e+004	2.765e+004
22	Sid Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	38.80	38.80
23	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-5.224e+004	-5.224e+004
24	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-507.8	-507.8
25	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	164.8	164.8
26	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.481	1.481
27	Heat Flow (kcal/h)	-1.415e+007	-1.415e+007
28	Molar Density (kg/m3)	6.866	6.866
29	Mass Density (kg/m3)	15.20	15.20
30	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	717.8	717.8
31	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	749.8	749.8
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	230.7	230.7
33	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.146	2.146
34	Viscosity (cP)	0.1692	0.1692
35	Surface Tension (dyne/cm)	15.12	15.12
36	Molecular Weight	102.9	102.9
37	Z Factor	7.675e-002	7.675e-002
Properties : c117			
42	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000
43	Temperature: (C)	52.32	52.32
44	Pressure: (kg/cm2_g)	13.50	13.50
45	Molar Flow (kgmole/h)	144.4	144.4
46	Mass Flow (kg/h)	3.153	3.153
47	Sid Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	7.690	7.690
48	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-1.071e+004	-1.071e+004
49	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-490.2	-490.2
50	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	159.5	159.5
51	Mass Entropy (kJ/kg-C)	7.303	7.303
52	Heat Flow (kcal/h)	-1.546e+006	-1.546e+006
53	Molar Density (kg/m3)	0.5462	0.5462
54	Mass Density (kg/m3)	11.93	11.93
55	Sid Ideal Lq Mass Density (kg/m3)	410.0	410.0
56	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	44.68	44.68
57	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	2.046	2.046
58	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	5.172e-002	5.172e-002
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.326e-002	1.326e-002
60	Viscosity (cP)	---	---
61	Surface Tension (dyne/cm)	21.84	21.84
62	Molecular Weight	0.8642	0.8642
63	Z Factor	0.8642	0.8642

TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TITES19.doc	
HYPROTECH		Unit Set: Impresión	Date/Time: Mon May 29 16:07:07 2006
<b>Absorber: DA-3551 Abs @Main</b>			
CONNECTIONS			
1	Stream Name	1_TS-1	FROM UNIT OPERATION
2	Stage	32_TS-1	3 Phase Separator
3	Stream Name	1_TS-1	TO UNIT OPERATION
4	Stage	32_TS-1	Absorber Recycle
PROPERTIES			
Properties : c116aup			
22	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000
23	Temperature: (C)	43.00	43.00
24	Pressure: (kg/cm2_g)	13.50	13.50
25	Molar Flow (kgmole/h)	189.9	189.9
26	Mass Flow (kg/h)	2.510e+004	2.510e+004
27	Sid Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	33.66	33.66
28	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-6.433e+004	-6.433e+004
29	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-512.2	-512.2
30	Molar Density (kg/m3)	145.2	145.2
31	Mass Density (kg/m3)	1.199	1.199
32	Heat Flow (kcal/h)	-1.268e+007	-1.268e+007
33	Molar Density (kg/m3)	5.979	5.979
34	Mass Density (kg/m3)	758.3	758.3
35	Sid Ideal Lq Mass Density (kg/m3)	745.7	745.7
36	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	254.9	254.9
37	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	2.050	2.050
38	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	0.1227	0.1227
39	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1476	0.1476
40	Viscosity (cP)	20.19	20.19
41	Surface Tension (dyne/cm)	125.6	125.6
42	Molecular Weight	9.222e-002	9.222e-002
43	Z Factor	9.222e-002	9.222e-002
Properties : c112			
47	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000
48	Temperature: (C)	43.00	43.00
49	Pressure: (kg/cm2_g)	14.00	14.00
50	Molar Flow (kgmole/h)	215.3	215.3
51	Mass Flow (kg/h)	5008	5008
52	Sid Ideal Lq Vol Flow (m3/h)	12.83	12.83
53	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-1.316e+004	-1.316e+004
54	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-479.8	-479.8
55	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	162.0	162.0
56	Mass Entropy (kJ/kg-C)	5.905	5.905
57	Heat Flow (kcal/h)	-2.633e+006	-2.633e+006
58	Molar Density (kg/m3)	0.6009	0.6009
59	Mass Density (kg/m3)	16.54	16.54
60	Sid Ideal Lq Mass Density (kg/m3)	460.2	460.2
61	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	51.67	51.67
62	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	1.893	1.893
63	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.893	1.893



 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-ON TTESIS\sec Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 28 18:01:07 2008
<b>Absorber: DA-3551 Abs @Main (continued)</b>		
SUMMARY		
11	Flow Basis:	Mass
12	c118sup	c112
13	Flow Rate (kg/h)	5.905733e+03
14	Hydrogen	0.0164
15	Nitrogen	0.0000
16	H2S	0.3172
17	Ammonia	0.0004
18	CO2	0.0000
19	Methane	0.0828
20	Ethane	0.2260
21	Propane	0.0037
22	n-Butane	0.0027
23	i-Butane	0.0197
24	n-Pentane	0.0194
25	i-Pentane	0.0231
26	n-Hexane	0.0042
27	i-Hexane	0.0043
28	n-Heptane	0.0023
29	i-Heptane	0.0039
30	n-Octane	0.0028
31	i-Octane	0.0013
32	n-Nonane	0.0009
33	i-Nonane	0.0002
34	n-Decane	0.0000
35	i-Decane	0.0000
36	n-Undecane	0.0000
37	i-Undecane	0.0000
38	n-Dodecane	0.0000
39	i-Dodecane	0.0000
40	n-Tridecane	0.0000
41	i-Tridecane	0.0000
42	n-Tetradecane	0.0000
43	i-Tetradecane	0.0000
44	n-Pentadecane	0.0000
45	i-Pentadecane	0.0000
46	n-Hexadecane	0.0000
47	i-Hexadecane	0.0000
48	n-Heptadecane	0.0000
49	i-Heptadecane	0.0000
50	n-Octadecane	0.0000
51	i-Octadecane	0.0000
52	n-Nonadecane	0.0000
53	i-Nonadecane	0.0000
54	n-Eicosane	0.0000
55	i-Eicosane	0.0000
56	n-Hydrocarbons	0.0000
57	Flow Rate (kg/h)	2.510050e+04
58	Hydrogen	98.9046
59	Nitrogen	0.0000
60	H2S	1.875520e+03
61	Ammonia	2.3380
62	CO2	0.0000
63	Methane	389.4887
64	Ethane	1.304557e+03
65	Propane	87.9000
66	n-Butane	1.231317e+03
67	i-Butane	0.0000
68	n-Pentane	0.0000
69	i-Pentane	0.0000
70	n-Hexane	0.0000
71	i-Hexane	0.0000
72	n-Heptane	0.0000
73	i-Heptane	0.0000
74	n-Octane	0.0000
75	i-Octane	0.0000
76	n-Nonane	0.0000
77	i-Nonane	0.0000
78	n-Decane	0.0000
79	i-Decane	0.0000
80	n-Undecane	0.0000
81	i-Undecane	0.0000
82	n-Dodecane	0.0000
83	i-Dodecane	0.0000
84	n-Tridecane	0.0000
85	i-Tridecane	0.0000
86	n-Tetradecane	0.0000
87	i-Tetradecane	0.0000
88	n-Pentadecane	0.0000
89	i-Pentadecane	0.0000
90	n-Hexadecane	0.0000
91	i-Hexadecane	0.0000
92	n-Heptadecane	0.0000
93	i-Heptadecane	0.0000
94	n-Octadecane	0.0000
95	i-Octadecane	0.0000
96	n-Nonadecane	0.0000
97	i-Nonadecane	0.0000
98	n-Eicosane	0.0000
99	i-Eicosane	0.0000
100	n-Hydrocarbons	0.0000

Page 3 of 13  
\* Specified by user.

 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-ON TTESIS\sec Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 28 18:01:07 2008
<b>Absorber: DA-3551 Abs @Main (continued)</b>		
SUMMARY		
11	Flow Basis:	Mass
12	c118sup	c112
13	Flow Rate (kg/h)	5.905733e+03
14	Hydrogen	0.0164
15	Nitrogen	0.0000
16	H2S	0.3172
17	Ammonia	0.0004
18	CO2	0.0000
19	Methane	0.0828
20	Ethane	0.2260
21	Propane	0.0037
22	n-Butane	0.0027
23	i-Butane	0.0197
24	n-Pentane	0.0194
25	i-Pentane	0.0231
26	n-Hexane	0.0042
27	i-Hexane	0.0043
28	n-Heptane	0.0023
29	i-Heptane	0.0039
30	n-Octane	0.0028
31	i-Octane	0.0013
32	n-Nonane	0.0009
33	i-Nonane	0.0002
34	n-Decane	0.0000
35	i-Decane	0.0000
36	n-Undecane	0.0000
37	i-Undecane	0.0000
38	n-Dodecane	0.0000
39	i-Dodecane	0.0000
40	n-Tridecane	0.0000
41	i-Tridecane	0.0000
42	n-Tetradecane	0.0000
43	i-Tetradecane	0.0000
44	n-Pentadecane	0.0000
45	i-Pentadecane	0.0000
46	n-Hexadecane	0.0000
47	i-Hexadecane	0.0000
48	n-Heptadecane	0.0000
49	i-Heptadecane	0.0000
50	n-Octadecane	0.0000
51	i-Octadecane	0.0000
52	n-Nonadecane	0.0000
53	i-Nonadecane	0.0000
54	n-Eicosane	0.0000
55	i-Eicosane	0.0000
56	n-Hydrocarbons	0.0000
57	Flow Rate (kg/h)	2.785314e+04
58	Hydrogen	0.0001
59	Nitrogen	0.0000
60	H2S	0.3473
61	Ammonia	0.0003
62	CO2	0.0000
63	Methane	0.1084
64	Ethane	0.2959
65	Propane	0.0794
66	n-Butane	0.0089
67	i-Butane	0.0453
68	n-Pentane	0.0254
69	i-Pentane	0.0334
70	n-Hexane	0.0063
71	i-Hexane	0.0043
72	n-Heptane	0.0043
73	i-Heptane	0.0027
74	n-Octane	0.0065
75	i-Octane	0.0037
76	n-Nonane	0.0065
77	i-Nonane	0.0037
78	n-Decane	0.0065
79	i-Decane	0.0037
80	n-Undecane	0.0065
81	i-Undecane	0.0037
82	n-Dodecane	0.0065
83	i-Dodecane	0.0037
84	n-Tridecane	0.0065
85	i-Tridecane	0.0037
86	n-Tetradecane	0.0065
87	i-Tetradecane	0.0037
88	n-Pentadecane	0.0065
89	i-Pentadecane	0.0037
90	n-Hexadecane	0.0065
91	i-Hexadecane	0.0037
92	n-Heptadecane	0.0065
93	i-Heptadecane	0.0037
94	n-Octadecane	0.0065
95	i-Octadecane	0.0037
96	n-Nonadecane	0.0065
97	i-Nonadecane	0.0037
98	n-Eicosane	0.0065
99	i-Eicosane	0.0037
100	n-Hydrocarbons	0.0000

Page 4 of 13  
\* Specified by user.



1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11		12		13		14		15		16		17		18		19		20		21		22		23		24		25		26		27		28		29		30		31		32		33		34		35		36		37		38		39		40		41		42		43		44		45		46		47		48		49		50		51		52		53		54		55		56		57		58		59		60		61		62		63		64	
Case Name: C:\Documents and Settings\Loirena\My Documents\H-CO1 TTESIS\sec																																TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA				HYPROTECH A CANTON INDUSTRIES				Case Name: C:\Documents and Settings\Loirena\My Documents\H-CO1 TTESIS\sec				Unit Set: Impression				Date/Time: Mon May 29 18:01:07 2006				<b>Absorber: DA-3551 Abs @Main (continued)</b>																																																																											
SUMMARY																																																																																																																															
Flow Rate (kg/h)																																3.153095e+03								c117								c110**								2.785314e+04																																																																							
Hydrogen (%)																																98.4689								0.0000								0.0000								1.5311																																																																							
Nitrogen (%)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
H2S (%)																																57.5188								0.0000								42.4812								0.0000																																																																							
Ammonia (%)																																40.1866								0.0000								58.9002								0.0000																																																																							
CO2 (%)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
Methane (%)																																92.3592								0.0000								7.6468								0.0000																																																																							
Ethane (%)																																88.7886								0.0000								31.2104								0.0000																																																																							
Propane (%)																																17.5821								0.0000								82.0379								0.0000																																																																							
i-Butane (%)																																13.4883								0.0000								88.5137								0.0000																																																																							
n-Butane (%)																																14.0798								0.0000								85.9204								0.0000																																																																							
i-Pentane (%)																																10.5253								0.0000								89.4747								0.0000																																																																							
n-Pentane (%)																																8.5203								0.0000								91.4891								0.0000																																																																							
H2O (%)																																79.8302								0.0000								20.1688								0.0000																																																																							
NB-P10150* (%)																																3.6783								0.0000								96.3237								0.0000																																																																							
NB-P10250* (%)																																1.5473								0.0000								98.4527								0.0000																																																																							
NB-P10300* (%)																																0.5851								0.0000								99.4048								0.0000																																																																							
NB-P10350* (%)																																0.2132								0.0000								99.7888								0.0000																																																																							
NB-P10375* (%)																																0.0718								0.0000								99.9282								0.0000																																																																							
NB-P10400* (%)																																0.0385								0.0000								99.9605								0.0000																																																																							
NB-P10450* (%)																																0.0222								0.0000								99.9778								0.0000																																																																							
NB-P10500* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P10550* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P10600* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P10700* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P10775* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P10850* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P101000* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P101150* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P101235* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P101300* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
NB-P101402* (%)																																0.0000								0.0000								100.0000								0.0000																																																																							
SETUP																																																																																																																															
Sub-Flowfeed																																																																																																																															
Internal Stream																																c112 @Main				c112 @Main				c112 @Main				c112 @Main				c112 @Main																																																																															
External Stream																																c112 @Main				c112 @Main				c112 @Main				c112 @Main				c112 @Main																																																																															
Internal Stream																																c117				c117				c117				c117				c117																																																																															
External Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																															
Internal Stream																																c110**				c110**				c110**				c110**				c110**																																																																															
External Stream																																c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main																																																																															
Internal Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																															
External Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																															
Internal Stream																																c110**				c110**				c110**				c110**				c110**																																																																															
External Stream																																c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main																																																																															
Internal Stream																																c117				c117				c117				c117				c117																																																																															
External Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																															
Internal Stream																																c110**				c110**				c110**				c110**				c110**																																																																															
External Stream																																c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main																																																																															
Internal Stream																																c117				c117				c117				c117				c117																																																																															
External Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																															
Internal Stream																																c110**				c110**				c110**				c110**				c110**																																																																															
External Stream																																c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main																																																																															

Page 6 of 13

\* Specified by user.

HYPROTECH LTD. HYSYS v3.2 (Build 5023)

Loirena@ TEAM LTD

1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11		12		13		14		15		16		17		18		19		20		21		22		23		24		25		26		27		28		29		30		31		32		33		34		35		36		37		38		39		40		41		42		43		44		45		46		47		48		49		50		51		52		53		54		55		56		57		58		59		60		61		62		63		64	
Case Name: C:\Documents and Settings\Loirena\My Documents\H-CO1 TTESIS\sec																																TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA				HYPROTECH A CANTON INDUSTRIES				Case Name: C:\Documents and Settings\Loirena\My Documents\H-CO1 TTESIS\sec				Unit Set: Impression				Date/Time: Mon May 29 18:01:07 2006				<b>Absorber: DA-3551 Abs @Main (continued)</b>																																																																											
SUMMARY																																																																																																																															
Flow Rate (kg/h)																																3.153095e+03								c117								c110**								2.785314e+04																																																																							
Hydrogen (kg/h)																																95.3227								0.0000								1.4821								0.0000																																																																							
Nitrogen (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
H2S (kg/h)																																1.09511e+03								888.8591								1.5775								0.0000																																																																							
Ammonia (kg/h)																																1.0695								0.0000								15.7175								0.0000																																																																							
CO2 (kg/h)																																0.0000								0.0000								28.2762								0.0000																																																																							
Methane (kg/h)																																341.7835								0.0000								420.5159								0.0000																																																																							
Ethane (kg/h)																																826.8412								0.0000								1.085539e+03								0.0000																																																																							
Propane (kg/h)																																237.6780								0.0000								177.8522								0.0000																																																																							
i-Butane (kg/h)																																142.8373								0.0000								871.8834								0.0000																																																																							
n-Butane (kg/h)																																80.0483								0.0000								690.8220								0.0000																																																																							
i-Pentane (kg/h)																																105.2902								0.0000								1.124600e+03								0.0000																																																																							
n-Pentane (kg/h)																																19.7900								0.0000								4.9878								0.0000																																																																							
H2O (kg/h)																																13.8543								0.0000								337.7800								0.0000																																																																							
NB-P10150* (kg/h)																																27.4275								0.0000								1.745153e+03								0.0000																																																																							
NB-P10200* (kg/h)																																20.8225								0.0000								3.444477e+03								0.0000																																																																							
NB-P10250* (kg/h)																																11.1068								0.0000								5.186001e+03								0.0000																																																																							
NB-P10300* (kg/h)																																4.6688								0.0000								6.916652e+03								0.0000																																																																							
NB-P10375* (kg/h)																																1.8171								0.0000								4.088248e+03								0.0000																																																																							
NB-P10400* (kg/h)																																0.1889								0.0000								856.8312								0.0000																																																																							
NB-P10450* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P10500* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P10550* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P10600* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P10700* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P10775* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P10850* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P101000* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P101150* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P101235* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P101300* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
NB-P101402* (kg/h)																																0.0000								0.0000								0.0000								0.0000																																																																							
SETUP																																																																																																																															
Sub-Flowfeed																																																																																																																															
Internal Stream																																c112				c112				c112				c112																																																																																			
External Stream																																c112 @Main				c112 @Main				c112 @Main				c112 @Main																																																																																			
Internal Stream																																c117				c117				c117				c117																																																																																			
External Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																																			
Internal Stream																																c110**				c110**				c110**				c110**																																																																																			
External Stream																																c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main																																																																																			
Internal Stream																																c117				c117				c117				c117																																																																																			
External Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																																			
Internal Stream																																c110**				c110**				c110**				c110**																																																																																			
External Stream																																c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main																																																																																			
Internal Stream																																c117				c117				c117				c117																																																																																			
External Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																																			
Internal Stream																																c110**				c110**				c110**				c110**																																																																																			
External Stream																																c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main				c110** @Main																																																																																			
Internal Stream																																c117				c117				c117				c117																																																																																			
External Stream																																c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main				c117 @Main																																																																																			

Page 5 of 13

\* Specified by user.

HYPROTECH LTD. HYSYS v3.2 (Build 5023)

Loirena@ TEAM LTD



TEAM LIND Calgary, Alberta CANADA <b>HYPROTECH</b> SPECIALTY DISTILLATION		Case Name: C:\Documents and Settings\LorralMills\Documents\Hy-Chil\TTESIS.doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:01:07 2006
<b>Distillation: DA-3551 dis Sour_PR @Main (continued)</b>		
Overall Properties : 1005 @COL7		
1	Vapour/Phase Fraction	0.0000
2	Temperature (C)	49.04
3	Pressure (kg/cm2.g)	14.70
4	Molar Flow (kgmole/h)	392.7
5	Mass Flow (kg/h)	3,457e+004
6	Sid Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	50.17
7	Sid Ideal Liq Molar Density (kg/m3)	-4.616e+004
8	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-524.3
9	Mass Enthalpy (kJ/kg-C)	132.0
10	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	1.500
11	Heat Flow (kJ/h)	-1,813e+007
12	Molar Density (kgmole/m3)	7,394
13	Mass Density (kg/m3)	664.9
14	Sid Ideal Liq Molar Density (kg/m3)	689.0
15	Sid Ideal Liq Molar Density @Sid Cond (kg/m3)	723.2
16	Liq Molar Density @Sid Cond (kg/m3)	723.2
17	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	189.0
18	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2,138
19	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	2,138
20	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1053
21	Viscosity (cP)	0.4739
22	Surface Tension (dyne/cm)	14.28
23	Molecular Weight	89.03
24	Z Factor	7,435e-002
25	Z Factor	7,435e-002
Overall Properties : 118** @COL7		
26	Vapour/Phase Fraction	0.0000
27	Temperature (C)	146.6
28	Pressure (kg/cm2.g)	15.20
29	Molar Flow (kgmole/h)	304.0
30	Mass Flow (kg/h)	3,137e+004
31	Sid Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	44.22
32	Sid Ideal Liq Molar Density (kg/m3)	-4,811e+004
33	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-468.2
34	Mass Enthalpy (kJ/kg-C)	181.5
35	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	1,625
36	Heat Flow (kJ/h)	-1,463e+007
37	Molar Density (kgmole/m3)	5,722
38	Mass Density (kg/m3)	560.4
39	Sid Ideal Liq Molar Density (kg/m3)	709.5
40	Sid Ideal Liq Molar Density @Sid Cond (kg/m3)	730.1
41	Liq Molar Density @Sid Cond (kg/m3)	730.1
42	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	278.7
43	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2,321
44	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	2,321
45	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.854e-002
46	Viscosity (cP)	0.2501
47	Surface Tension (dyne/cm)	7,480
48	Molecular Weight	103.2
49	Z Factor	7,934e-002
50	Z Factor	7,934e-002
Overall Properties : 111** @COL7		
51	Vapour/Phase Fraction	1.0000
52	Temperature (C)	51.49
53	Pressure (kg/cm2.g)	14.00
54	Molar Flow (kgmole/h)	86.66
55	Mass Flow (kg/h)	3,169
Overall Properties : 111** @COL7		
56	Vapour/Phase Fraction	1.0000
57	Temperature (C)	51.49
58	Pressure (kg/cm2.g)	14.00
59	Molar Flow (kgmole/h)	86.66
60	Mass Flow (kg/h)	3,169

Line used to: TEAM LIND  
 HYSYS v3.2 (Build 5029)  
 \* Specified by user.


TEAM LIND Calgary, Alberta CANADA <b>HYPROTECH</b> SPECIALTY DISTILLATION		Case Name: C:\Documents and Settings\LorralMills\Documents\Hy-Chil\TTESIS.doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:01:07 2006					
<b>Distillation: DA-3551 dis Sour_PR @Main</b>							
CONNECTIONS							
1	FROM UNIT OPERATION	GA-3552 A/B					
2	Reboiler						
3	1. Main TS						
4	TO UNIT OPERATION						
5	Condenser						
6	Reboiler						
7	1. Main TS						
8	Recycle	RCV-3					
9	Distillation	Sour DA-3553					
<b>MONITOR</b>							
Specifications Summary							
1	Specified Value	Current Value	WT. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
2	Reflux Ratio	2,256e-010	1,000e-003	1,000e-003	Off	On	Off
3	Over Vap Rate	3,199 kg/h	-5,689e-002	1,000e-003	Off	On	Off
4	Reflux Ratio	1,629e-002 kg/h	1,000e-003	1,000e-003	Off	On	Off
5	Blime Prod Rate	3,137e+004 kg/h	2,822e-002	1,000e-003	Off	On	Off
6	Duty	-1,889e-003 kcal/h	2,390 kcal/h	1,000e-003	Off	On	Off
7	comp. rec. stan c111	0.8700	1,454e-002	1,000e-003	Off	On	Off
8	Comp. Res. effn c118	0.0000	-2,903e-002	1,000e-003	Off	On	Off
9	Comp. Res. prop c118	0.7000	4,189e-007	1,000e-003	Off	On	Off
10	Comp. Res. prop c111	0.3200	-1,539e-002	1,000e-003	Off	On	Off
<b>PROFILES</b>							
General Parameters							
1	Sub-Flow Sheet:	DA-3551 dis Sour_PR (COL7)	Number of Stages:	16			
Profile Estimates							
1	Temperature (C)	43.00	Net Liquid (kgmole/h)	2,001e+003	Net Vapour (kgmole/h)	69.89	
2	Condenser	57.00		441.5		89.88	
3	1. Main TS	53.13		450.5		137.5	
4	2. Main TS	53.94		454.4		148.4	
5	3. Main TS	54.59		457.5		150.4	
6	4. Main TS	55.18		460.3		152.5	
7	5. Main TS	55.68		462.8		155.3	
8	6. Main TS	56.16		465.2		158.0	
9	7. Main TS	56.62		467.4		161.2	
10	8. Main TS	57.09		469.7		164.4	
11	9. Main TS	57.65		472.2		167.7	
12	10. Main TS	58.37		475.3		171.3	
13	11. Main TS	59.43		479.6		175.5	
14	12. Main TS	61.06		485.9		181.8	
15	13. Main TS	63.60		495.4		191.4	
16	14. Main TS	67.52		508.5		205.4	
17	15. Main TS	73.51		545.1		224.5	
18	16. Main TS	83.10		544.9		245.1	
19	17. Main TS	101.2		304.0		240.9	
20	Reboiler	145.0					
<b>PROPERTIES</b>							
1	Temperature (C)	51.49					
2	Pressure (kg/cm2.g)	14.00					
3	Molar Flow (kgmole/h)	86.66					
4	Mass Flow (kg/h)	3,169					

Line used to: TEAM LIND  
 HYSYS v3.2 (Build 5029)  
 \* Specified by user.

TEAM LIND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Loroma.Mills\documenta\H-Oil\TTESIS\vec
HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA		Unit Set: Impression
Date/Time: Mon May 29 16:01:07 2006		
Distillation: DA-3551 dis Sour_PR @Main (continued)		
SUMMARY		
1	Flow Rate (kg/h)	1006
2	Hydrogen (kg/h)	0.0000
3	Nitrogen (kg/h)	0.0000
4	H <sub>2</sub> S (kg/h)	1.4199e+03
5	Ammonia (kg/h)	2.9793
6	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
7	Methane (kg/h)	44.9843
8	Ethane (kg/h)	746.4228
9	Propane (kg/h)	2.09795e+03
10	i-Butane (kg/h)	525.9707
11	n-Butane (kg/h)	2.71110e+03
12	i-Pentane (kg/h)	1.33180e+03
13	n-Pentane (kg/h)	2.03875e+03
14	H <sub>2</sub> O (kg/h)	8.7163
15	Flow Rate (kg/h)	3.45388e+04
16	Hydrogen (kg/h)	2.1014
17	Nitrogen (kg/h)	0.0000
18	H <sub>2</sub> S (kg/h)	1.4199e+03
19	Ammonia (kg/h)	2.9793
20	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
21	Methane (kg/h)	44.9843
22	Ethane (kg/h)	746.4228
23	Propane (kg/h)	2.09795e+03
24	i-Butane (kg/h)	525.9707
25	n-Butane (kg/h)	2.71110e+03
26	i-Pentane (kg/h)	1.33180e+03
27	n-Pentane (kg/h)	2.03875e+03
28	H <sub>2</sub> O (kg/h)	8.7163
29	Flow Rate (kg/h)	510.0611
30	Hydrogen (kg/h)	2.09556e+03
31	Nitrogen (kg/h)	3.71386e+03
32	H <sub>2</sub> S (kg/h)	5.34160e+03
33	Ammonia (kg/h)	8.67872e+03
34	CO <sub>2</sub> (kg/h)	4.10283e+03
35	Methane (kg/h)	801.2815
36	Ethane (kg/h)	0.4010
37	Propane (kg/h)	0.2000
38	i-Butane (kg/h)	0.0000
39	n-Butane (kg/h)	0.0000
40	i-Pentane (kg/h)	0.0000
41	n-Pentane (kg/h)	0.0000
42	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
43	Flow Rate (kg/h)	0.0000
44	Hydrogen (kg/h)	0.0000
45	Nitrogen (kg/h)	0.0000
46	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
47	Ammonia (kg/h)	0.0000
48	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
49	Methane (kg/h)	0.0000
50	Ethane (kg/h)	0.0000
51	Propane (kg/h)	0.0000
52	i-Butane (kg/h)	0.0000
53	n-Butane (kg/h)	0.0000
54	i-Pentane (kg/h)	0.0000
55	n-Pentane (kg/h)	0.0000
56	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
57	Flow Rate (kg/h)	0.0000
58	Hydrogen (kg/h)	0.0000
59	Nitrogen (kg/h)	0.0000
60	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
61	Ammonia (kg/h)	0.0000
62	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
63	Methane (kg/h)	0.0000
64	Ethane (kg/h)	0.0000
65	Propane (kg/h)	0.0000
66	i-Butane (kg/h)	0.0000
67	n-Butane (kg/h)	0.0000
68	i-Pentane (kg/h)	0.0000
69	n-Pentane (kg/h)	0.0000
70	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
71	Flow Rate (kg/h)	0.0000
72	Hydrogen (kg/h)	0.0000
73	Nitrogen (kg/h)	0.0000
74	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
75	Ammonia (kg/h)	0.0000
76	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
77	Methane (kg/h)	0.0000
78	Ethane (kg/h)	0.0000
79	Propane (kg/h)	0.0000
80	i-Butane (kg/h)	0.0000
81	n-Butane (kg/h)	0.0000
82	i-Pentane (kg/h)	0.0000
83	n-Pentane (kg/h)	0.0000
84	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
85	Flow Rate (kg/h)	0.0000
86	Hydrogen (kg/h)	0.0000
87	Nitrogen (kg/h)	0.0000
88	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
89	Ammonia (kg/h)	0.0000
90	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
91	Methane (kg/h)	0.0000
92	Ethane (kg/h)	0.0000
93	Propane (kg/h)	0.0000
94	i-Butane (kg/h)	0.0000
95	n-Butane (kg/h)	0.0000
96	i-Pentane (kg/h)	0.0000
97	n-Pentane (kg/h)	0.0000
98	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
99	Flow Rate (kg/h)	0.0000
100	Hydrogen (kg/h)	0.0000
101	Nitrogen (kg/h)	0.0000
102	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
103	Ammonia (kg/h)	0.0000
104	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
105	Methane (kg/h)	0.0000
106	Ethane (kg/h)	0.0000
107	Propane (kg/h)	0.0000
108	i-Butane (kg/h)	0.0000
109	n-Butane (kg/h)	0.0000
110	i-Pentane (kg/h)	0.0000
111	n-Pentane (kg/h)	0.0000
112	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
113	Flow Rate (kg/h)	0.0000
114	Hydrogen (kg/h)	0.0000
115	Nitrogen (kg/h)	0.0000
116	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
117	Ammonia (kg/h)	0.0000
118	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
119	Methane (kg/h)	0.0000
120	Ethane (kg/h)	0.0000
121	Propane (kg/h)	0.0000
122	i-Butane (kg/h)	0.0000
123	n-Butane (kg/h)	0.0000
124	i-Pentane (kg/h)	0.0000
125	n-Pentane (kg/h)	0.0000
126	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
127	Flow Rate (kg/h)	0.0000
128	Hydrogen (kg/h)	0.0000
129	Nitrogen (kg/h)	0.0000
130	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
131	Ammonia (kg/h)	0.0000
132	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
133	Methane (kg/h)	0.0000
134	Ethane (kg/h)	0.0000
135	Propane (kg/h)	0.0000
136	i-Butane (kg/h)	0.0000
137	n-Butane (kg/h)	0.0000
138	i-Pentane (kg/h)	0.0000
139	n-Pentane (kg/h)	0.0000
140	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
141	Flow Rate (kg/h)	0.0000
142	Hydrogen (kg/h)	0.0000
143	Nitrogen (kg/h)	0.0000
144	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
145	Ammonia (kg/h)	0.0000
146	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
147	Methane (kg/h)	0.0000
148	Ethane (kg/h)	0.0000
149	Propane (kg/h)	0.0000
150	i-Butane (kg/h)	0.0000
151	n-Butane (kg/h)	0.0000
152	i-Pentane (kg/h)	0.0000
153	n-Pentane (kg/h)	0.0000
154	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
155	Flow Rate (kg/h)	0.0000
156	Hydrogen (kg/h)	0.0000
157	Nitrogen (kg/h)	0.0000
158	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
159	Ammonia (kg/h)	0.0000
160	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
161	Methane (kg/h)	0.0000
162	Ethane (kg/h)	0.0000
163	Propane (kg/h)	0.0000
164	i-Butane (kg/h)	0.0000
165	n-Butane (kg/h)	0.0000
166	i-Pentane (kg/h)	0.0000
167	n-Pentane (kg/h)	0.0000
168	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
169	Flow Rate (kg/h)	0.0000
170	Hydrogen (kg/h)	0.0000
171	Nitrogen (kg/h)	0.0000
172	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
173	Ammonia (kg/h)	0.0000
174	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
175	Methane (kg/h)	0.0000
176	Ethane (kg/h)	0.0000
177	Propane (kg/h)	0.0000
178	i-Butane (kg/h)	0.0000
179	n-Butane (kg/h)	0.0000
180	i-Pentane (kg/h)	0.0000
181	n-Pentane (kg/h)	0.0000
182	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
183	Flow Rate (kg/h)	0.0000
184	Hydrogen (kg/h)	0.0000
185	Nitrogen (kg/h)	0.0000
186	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
187	Ammonia (kg/h)	0.0000
188	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
189	Methane (kg/h)	0.0000
190	Ethane (kg/h)	0.0000
191	Propane (kg/h)	0.0000
192	i-Butane (kg/h)	0.0000
193	n-Butane (kg/h)	0.0000
194	i-Pentane (kg/h)	0.0000
195	n-Pentane (kg/h)	0.0000
196	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
197	Flow Rate (kg/h)	0.0000
198	Hydrogen (kg/h)	0.0000
199	Nitrogen (kg/h)	0.0000
200	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
201	Ammonia (kg/h)	0.0000
202	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
203	Methane (kg/h)	0.0000
204	Ethane (kg/h)	0.0000
205	Propane (kg/h)	0.0000
206	i-Butane (kg/h)	0.0000
207	n-Butane (kg/h)	0.0000
208	i-Pentane (kg/h)	0.0000
209	n-Pentane (kg/h)	0.0000
210	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
211	Flow Rate (kg/h)	0.0000
212	Hydrogen (kg/h)	0.0000
213	Nitrogen (kg/h)	0.0000
214	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
215	Ammonia (kg/h)	0.0000
216	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
217	Methane (kg/h)	0.0000
218	Ethane (kg/h)	0.0000
219	Propane (kg/h)	0.0000
220	i-Butane (kg/h)	0.0000
221	n-Butane (kg/h)	0.0000
222	i-Pentane (kg/h)	0.0000
223	n-Pentane (kg/h)	0.0000
224	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
225	Flow Rate (kg/h)	0.0000
226	Hydrogen (kg/h)	0.0000
227	Nitrogen (kg/h)	0.0000
228	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
229	Ammonia (kg/h)	0.0000
230	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
231	Methane (kg/h)	0.0000
232	Ethane (kg/h)	0.0000
233	Propane (kg/h)	0.0000
234	i-Butane (kg/h)	0.0000
235	n-Butane (kg/h)	0.0000
236	i-Pentane (kg/h)	0.0000
237	n-Pentane (kg/h)	0.0000
238	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
239	Flow Rate (kg/h)	0.0000
240	Hydrogen (kg/h)	0.0000
241	Nitrogen (kg/h)	0.0000
242	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
243	Ammonia (kg/h)	0.0000
244	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
245	Methane (kg/h)	0.0000
246	Ethane (kg/h)	0.0000
247	Propane (kg/h)	0.0000
248	i-Butane (kg/h)	0.0000
249	n-Butane (kg/h)	0.0000
250	i-Pentane (kg/h)	0.0000
251	n-Pentane (kg/h)	0.0000
252	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
253	Flow Rate (kg/h)	0.0000
254	Hydrogen (kg/h)	0.0000
255	Nitrogen (kg/h)	0.0000
256	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
257	Ammonia (kg/h)	0.0000
258	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
259	Methane (kg/h)	0.0000
260	Ethane (kg/h)	0.0000
261	Propane (kg/h)	0.0000
262	i-Butane (kg/h)	0.0000
263	n-Butane (kg/h)	0.0000
264	i-Pentane (kg/h)	0.0000
265	n-Pentane (kg/h)	0.0000
266	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
267	Flow Rate (kg/h)	0.0000
268	Hydrogen (kg/h)	0.0000
269	Nitrogen (kg/h)	0.0000
270	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
271	Ammonia (kg/h)	0.0000
272	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
273	Methane (kg/h)	0.0000
274	Ethane (kg/h)	0.0000
275	Propane (kg/h)	0.0000
276	i-Butane (kg/h)	0.0000
277	n-Butane (kg/h)	0.0000
278	i-Pentane (kg/h)	0.0000
279	n-Pentane (kg/h)	0.0000
280	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
281	Flow Rate (kg/h)	0.0000
282	Hydrogen (kg/h)	0.0000
283	Nitrogen (kg/h)	0.0000
284	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
285	Ammonia (kg/h)	0.0000
286	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
287	Methane (kg/h)	0.0000
288	Ethane (kg/h)	0.0000
289	Propane (kg/h)	0.0000
290	i-Butane (kg/h)	0.0000
291	n-Butane (kg/h)	0.0000
292	i-Pentane (kg/h)	0.0000
293	n-Pentane (kg/h)	0.0000
294	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
295	Flow Rate (kg/h)	0.0000
296	Hydrogen (kg/h)	0.0000
297	Nitrogen (kg/h)	0.0000
298	H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0000
29		



TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\lorerna\Mis documentos\H-Oil\TTE818\asc
HYPROTECH CORPORATION		Unit Set: Impression
		Date/Time: Mon May 29 16:01:07 2006
<b>Distillation: DA-3551 dis Sour_PR @Main (continued)</b>		
SUMMARY		
11	111**	118**
12	H2O (kg/h)	5.7183
13	NBP10150* (kg/h)	7.2369
14	NBP10200* (kg/h)	502.8211
15	NBP10250* (kg/h)	12.9324
16	NBP10300* (kg/h)	2.082731e+03
17	NBP10350* (kg/h)	9.1425
18	NBP10400* (kg/h)	3.703767e+03
19	NBP10450* (kg/h)	4.9703
20	NBP10500* (kg/h)	5.338632e+03
21	NBP10550* (kg/h)	2.3172
22	NBP10600* (kg/h)	6.874465e+03
23	NBP10650* (kg/h)	0.9689
24	NBP10700* (kg/h)	801.1823
25	NBP10750* (kg/h)	0.0000
26	NBP10800* (kg/h)	0.4009
27	NBP10850* (kg/h)	0.0000
28	NBP10900* (kg/h)	0.0000
29	NBP10950* (kg/h)	0.0000
30	NBP11000* (kg/h)	0.0000
31	NBP11050* (kg/h)	0.0000
32	NBP11100* (kg/h)	0.0000
33	NBP11150* (kg/h)	0.0000
34	NBP11200* (kg/h)	0.0000
35	NBP11250* (kg/h)	0.0000
36	NBP11300* (kg/h)	0.0000
37	NBP11400* (kg/h)	0.0000
38	Flow Basis:	Mass
The composition option is selected		
Product Recoveries		
39	Flow Rate (kg/h)	111**
40	Flow Rate (kg/h)	3.186021e+03
41	Hydrogen (%)	100.0000
42	Nitrogen (%)	0.0000
43	H2S (%)	90.5876
44	Ammonia (%)	42.0724
45	CO2 (%)	0.0000
46	Methane (%)	100.0000
47	Ethane (%)	89.9058
48	Propane (%)	29.9689
49	i-Butane (%)	12.7451
50	n-Butane (%)	9.4127
51	i-Pentane (%)	4.3235
52	n-Pentane (%)	3.4185
53	H2O (%)	99.9999
54	NBP10150* (%)	0.0004
55	NBP10200* (%)	1.4164
56	NBP10250* (%)	83.5068
57	NBP10300* (%)	0.6124
58	NBP10350* (%)	2.4652
59	NBP10400* (%)	0.0030
60	NBP10450* (%)	99.9070
61	NBP10500* (%)	0.0032
62	NBP10550* (%)	0.0168
63	NBP10600* (%)	0.0109
64	NBP10650* (%)	0.0033
65	NBP10700* (%)	0.0010
66	NBP10750* (%)	99.9687
67	NBP10800* (%)	99.9687
68	NBP10850* (%)	0.0003
69	NBP10900* (%)	0.0000
70	NBP10950* (%)	0.0000
71	NBP11000* (%)	0.0000
72	NBP11050* (%)	0.0000
73	NBP11100* (%)	0.0000
74	NBP11150* (%)	0.0000
75	NBP11200* (%)	0.0000
76	NBP11250* (%)	0.0000
77	NBP11300* (%)	0.0000
78	NBP11400* (%)	0.0000
79	Flow Basis:	Mass
The composition option is selected		
Product Flows		
80	Flow Rate (kg/h)	111**
81	Flow Rate (kg/h)	3.186021e+03
82	Hydrogen (kg/h)	2.1014
83	Nitrogen (kg/h)	0.0000
84	H2S (kg/h)	1.265014e+03
85	Ammonia (kg/h)	1.7241
86	CO2 (kg/h)	0.0000
87	Methane (kg/h)	44.9943
88	Ethane (kg/h)	758.7239
89	Propane (kg/h)	628.3901
90	i-Butane (kg/h)	453.0737
91	n-Butane (kg/h)	255.1672
92	i-Pentane (kg/h)	1.214326e+03
93	n-Pentane (kg/h)	89.8857
94	Flow Basis:	Mass
The composition option is selected		
Product Recoveries		
95	Flow Rate (kg/h)	111**
96	Flow Rate (kg/h)	3.186021e+03
97	Hydrogen (%)	100.0000
98	Nitrogen (%)	0.0000
99	H2S (%)	90.5876
100	Ammonia (%)	42.0724
101	CO2 (%)	0.0000
102	Methane (%)	100.0000
103	Ethane (%)	89.9058
104	Propane (%)	29.9689
105	i-Butane (%)	12.7451
106	n-Butane (%)	9.4127
107	i-Pentane (%)	4.3235
108	n-Pentane (%)	3.4185
109	H2O (%)	99.9999
110	NBP10150* (%)	0.0004
111	NBP10200* (%)	1.4164
112	NBP10250* (%)	83.5068
113	NBP10300* (%)	0.6124
114	NBP10350* (%)	2.4652
115	NBP10400* (%)	0.0030
116	NBP10450* (%)	99.9070
117	NBP10500* (%)	0.0032
118	NBP10550* (%)	0.0168
119	NBP10600* (%)	0.0109
120	NBP10650* (%)	0.0033
121	NBP10700* (%)	0.0010
122	NBP10750* (%)	99.9687
123	NBP10800* (%)	99.9687
124	NBP10850* (%)	0.0003
125	NBP10900* (%)	0.0000
126	NBP10950* (%)	0.0000
127	NBP11000* (%)	0.0000
128	NBP11050* (%)	0.0000
129	NBP11100* (%)	0.0000
130	NBP11150* (%)	0.0000
131	NBP11200* (%)	0.0000
132	NBP11250* (%)	0.0000
133	NBP11300* (%)	0.0000
134	NBP11400* (%)	0.0000
135	Flow Basis:	Mass
The composition option is selected		
Product Recoveries		
136	Flow Rate (kg/h)	111**
137	Flow Rate (kg/h)	3.186021e+03
138	Hydrogen (%)	100.0000
139	Nitrogen (%)	0.0000
140	H2S (%)	90.5876
141	Ammonia (%)	42.0724
142	CO2 (%)	0.0000
143	Methane (%)	100.0000
144	Ethane (%)	89.9058
145	Propane (%)	29.9689
146	i-Butane (%)	12.7451
147	n-Butane (%)	9.4127
148	i-Pentane (%)	4.3235
149	n-Pentane (%)	3.4185
150	H2O (%)	99.9999
151	NBP10150* (%)	0.0004
152	NBP10200* (%)	1.4164
153	NBP10250* (%)	83.5068
154	NBP10300* (%)	0.6124
155	NBP10350* (%)	2.4652
156	NBP10400* (%)	0.0030
157	NBP10450* (%)	99.9070
158	NBP10500* (%)	0.0032
159	NBP10550* (%)	0.0168
160	NBP10600* (%)	0.0109
161	NBP10650* (%)	0.0033
162	NBP10700* (%)	0.0010
163	NBP10750* (%)	99.9687
164	NBP10800* (%)	99.9687
165	NBP10850* (%)	0.0003
166	NBP10900* (%)	0.0000
167	NBP10950* (%)	0.0000
168	NBP11000* (%)	0.0000
169	NBP11050* (%)	0.0000
170	NBP11100* (%)	0.0000
171	NBP11150* (%)	0.0000
172	NBP11200* (%)	0.0000
173	NBP11250* (%)	0.0000
174	NBP11300* (%)	0.0000
175	NBP11400* (%)	0.0000
176	Flow Basis:	Mass
The composition option is selected		
Product Recoveries		
177	Flow Rate (kg/h)	111**
178	Flow Rate (kg/h)	3.186021e+03
179	Hydrogen (%)	100.0000
180	Nitrogen (%)	0.0000
181	H2S (%)	90.5876
182	Ammonia (%)	42.0724
183	CO2 (%)	0.0000
184	Methane (%)	100.0000
185	Ethane (%)	89.9058
186	Propane (%)	29.9689
187	i-Butane (%)	12.7451
188	n-Butane (%)	9.4127
189	i-Pentane (%)	4.3235
190	n-Pentane (%)	3.4185
191	H2O (%)	99.9999
192	NBP10150* (%)	0.0004
193	NBP10200* (%)	1.4164
194	NBP10250* (%)	83.5068
195	NBP10300* (%)	0.6124
196	NBP10350* (%)	2.4652
197	NBP10400* (%)	0.0030
198	NBP10450* (%)	99.9070
199	NBP10500* (%)	0.0032
200	NBP10550* (%)	0.0168
201	NBP10600* (%)	0.0109
202	NBP10650* (%)	0.0033
203	NBP10700* (%)	0.0010
204	NBP10750* (%)	99.9687
205	NBP10800* (%)	99.9687
206	NBP10850* (%)	0.0003
207	NBP10900* (%)	0.0000
208	NBP10950* (%)	0.0000
209	NBP11000* (%)	0.0000
210	NBP11050* (%)	0.0000
211	NBP11100* (%)	0.0000
212	NBP11150* (%)	0.0000
213	NBP11200* (%)	0.0000
214	NBP11250* (%)	0.0000
215	NBP11300* (%)	0.0000
216	NBP11400* (%)	0.0000
217	Flow Basis:	Mass
The composition option is selected		
Product Recoveries		
218	Flow Rate (kg/h)	111**
219	Flow Rate (kg/h)	3.186021e+03
220	Hydrogen (%)	100.0000
221	Nitrogen (%)	0.0000
222	H2S (%)	90.5876
223	Ammonia (%)	42.0724
224	CO2 (%)	0.0000
225	Methane (%)	100.0000
226	Ethane (%)	89.9058
227	Propane (%)	29.9689
228	i-Butane (%)	12.7451
229	n-Butane (%)	9.4127
230	i-Pentane (%)	4.3235
231	n-Pentane (%)	3.4185
232	H2O (%)	99.9999
233	NBP10150* (%)	0.0004
234	NBP10200* (%)	1.4164
235	NBP10250* (%)	83.5068
236	NBP10300* (%)	0.6124
237	NBP10350* (%)	2.4652
238	NBP10400* (%)	0.0030
239	NBP10450* (%)	99.9070
240	NBP10500* (%)	0.0032
241	NBP10550* (%)	0.0168
242	NBP10600* (%)	0.0109
243	NBP10650* (%)	0.0033
244	NBP10700* (%)	0.0010
245	NBP10750* (%)	99.9687
246	NBP10800* (%)	99.9687
247	NBP10850* (%)	0.0003
248	NBP10900* (%)	0.0000
249	NBP10950* (%)	0.0000
250	NBP11000* (%)	0.0000
251	NBP11050* (%)	0.0000
252	NBP11100* (%)	0.0000
253	NBP11150* (%)	0.0000
254	NBP11200* (%)	0.0000
255	NBP11250* (%)	0.0000
256	NBP11300* (%)	0.0000
257	NBP11400* (%)	0.0000
258	Flow Basis:	Mass
The composition option is selected		
Product Recoveries		
259	Flow Rate (kg/h)	111**
260	Flow Rate (kg/h)	3.186021e+03
261	Hydrogen (%)	100.0000
262	Nitrogen (%)	0.0000
263	H2S (%)	90.5876
264	Ammonia (%)	42.0724
265	CO2 (%)	0.0000
266	Methane (%)	100.0000
267	Ethane (%)	89.9058
268	Propane (%)	29.9689
269	i-Butane (%)	12.7451
270	n-Butane (%)	9.4127
271	i-Pentane (%)	4.3235
272	n-Pentane (%)	3.4185
273	H2O (%)	99.9999
274	NBP10150* (%)	0.0004
275	NBP10200* (%)	1.4164
276	NBP10250* (%)	83.5068
277	NBP10300* (%)	0.6124
278	NBP10350* (%)	2.4652
279	NBP10400* (%)	0.0030
280	NBP10450* (%)	99.9070
281	NBP10500* (%)	0.0032
282	NBP10550* (%)	0.0168
283	NBP10600* (%)	0.0109
284	NBP10650* (%)	0.0033
285	NBP10700* (%)	0.0010
286	NBP10750* (%)	99.9687
287	NBP10800* (%)	99.9687
288	NBP10850* (%)	0.0003
289	NBP10900* (%)	0.0000
290	NBP10950* (%)	0.0000
291	NBP11000* (%)	0.0000
292	NBP11050* (%)	0.0000
293	NBP11100* (%)	0.0000
294	NBP11150* (%)	0.0000
295	NBP11200* (%)	0.0000
296	NBP11250* (%)	0.0000
297	NBP11300* (%)	0.0000
298		

		Class Name: C:\Documents and Settings\lorenamills\documenta\H-Oil\TTES\BIS\wsc Unit Sct: Impression Date/Time: Mon May 28 16:01:07 2006	
<b>Distillation: DA-3551 dis Sour_PR @Main (continued)</b>			
<b>SUMMARY</b>			
11	NBP(0:650) (%)	111**	118**
12	NBP(0:700) (%)	0.0000	0.0000
13	NBP(0:775) (%)	0.0000	0.0000
14	NBP(0:850) (%)	0.0000	0.0000
15	NBP(0:925) (%)	0.0000	0.0000
16	NBP(1:000) (%)	0.0000	0.0000
17	NBP(1:075) (%)	0.0000	0.0000
18	NBP(1:150) (%)	0.0000	0.0000
19	NBP(1:225) (%)	0.0000	0.0000
20	NBP(1:300) (%)	0.0000	0.0000
21	NBP(1:402) (%)	0.0000	0.0000
22			
<b>SETUP</b>			
Sub-Element			
<b>Feed Streams</b>		<b>Product Streams</b>	
23	Internal Stream	Internal Stream	Transfer Beak
24	q-SourPR @Main	q-SourPR @Main	None Req'd
25	1006 @Main	111**	T-P Flash
26		118**	T-P Flash
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64	HYPROTECH Ltd. Licensed to: TEAM LND		HYSYS v3.2 (Build 5028) Page 13 of 13 * Specified by user.





TEAM LND HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-COIL TTESIS\sec Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:06:53 2006	
<b>Absorber: DA-3552 @Main (continued)</b>			
Overall Properties : c117			
10	Overall		
11	Thermal Conductivity (W/m-K)	5.172e-002	0.1137
12	Viscosity (cP)	1.328e-002	0.1575
13	Surface Tension (dyne/cm)	---	18.88
14	Molecular Weight	21.84	110.0
15	Z Factor	0.9842	7.897e-002
Overall Properties : c122			
16	Overall		
17	VapourPhase Fraction	0.0000	1.0000
18	Temperature: (C)	57.29	57.29
19	Pressure: (kg/cm2, g)	13.30	13.30
20	Molar Flow (kgmole/h)	57.92	57.92
21	Mass Flow (kg/h)	8381	8381
22	Heat Flow (kW)	16.50	16.50
23	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.195e+004	-1.028e+004
24	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-504.5	-504.5
25	Mass Enthalpy (kJ/kg)	176.5	176.5
26	Molar Entropy (kJ/kg-C)	1.237	1.237
27	Heat Flow (kW)	5.483	5.483
28	Molar Density (kg/m3)	782.1	782.1
29	Mass Density (kg/m3)	768.8	768.8
30	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	815.8	815.8
31	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	282.3	282.3
32	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.049	2.049
33	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	0.1246	0.1246
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.2460	0.2460
35	Viscosity (cP)	20.17	20.17
36	Surface Tension (dyne/cm)	142.6	142.6
37	Molecular Weight	9.331e-002	0.9691
38	Z Factor	---	9.331e-002
Overall Properties : c121			
39	Overall		
40	VapourPhase Fraction	1.0000	1.0000
41	Temperature: (C)	49.44	49.44
42	Pressure: (kg/cm2, g)	12.90	12.90
43	Molar Flow (kgmole/h)	130.1	136.1
44	Mass Flow (kg/h)	2470	2470
45	Heat Flow (kW)	8.505	8.505
46	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	-509.4	-509.4
47	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	8.286	8.286
48	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.258e+003	-1.258e+003
49	Molar Entropy (kJ/kg-C)	0.5229	0.5229
50	Heat Flow (kW)	9.833	9.833
51	Mass Entropy (kJ/kg-C)	378.8	378.8
52	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	---	---
53	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	40.29	40.29
54	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.121	2.121
55	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	5.619e-002	5.619e-002
56	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.300e-002	1.300e-002
57	Viscosity (cP)	---	---
58	Surface Tension (dyne/cm)	18.00	18.00
59	Molecular Weight	0.9742	0.9742
60	Z Factor	0.9742	0.9742
HYPROTECH LTD. LH-3552 v3.2 (Build 5028)			

Page 2 of 6  
\* Specified by user.


TEAM LND HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-COIL TTESIS\sec Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:06:53 2006	
<b>Absorber: DA-3552 @Main</b>			
Overall Properties : c120			
21	Overall		
22	VapourPhase Fraction	0.0000	0.0074
23	Temperature: (C)	43.00	43.00
24	Pressure: (kg/cm2, g)	12.90	12.90
25	Molar Flow (kgmole/h)	43.81	43.29
26	Mass Flow (kg/h)	7573	7573
27	Heat Flow (kW)	9.309	5.850e+003
28	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	-8.877e+004	-8.787e+004
29	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-512.0	-512.0
30	Mass Enthalpy (kJ/kg)	173.7	173.7
31	Molar Density (kg/m3)	0.9947	0.9947
32	Mass Density (kg/m3)	3.880e+006	3.880e+006
33	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	4.674	4.674
34	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	803.2	803.2
35	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	813.6	813.6
36	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	342.2	342.2
37	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1453	0.1453
38	Viscosity (cP)	0.2237	0.2237
39	Surface Tension (dyne/cm)	25.98	25.98
40	Molecular Weight	174.9	174.9
41	Z Factor	---	9.421e-003
Overall Properties : c117			
42	Overall		
43	VapourPhase Fraction	1.0000	1.0000
44	Temperature: (C)	52.32	52.32
45	Pressure: (kg/cm2, g)	13.50	13.50
46	Molar Flow (kgmole/h)	144.4	144.4
47	Mass Flow (kg/h)	3153	3153
48	Heat Flow (kW)	7.690	7.690
49	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	-1.071e+004	-1.071e+004
50	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-480.2	-480.2
51	Mass Enthalpy (kJ/kg)	152.3	152.3
52	Molar Entropy (kJ/kg-C)	7.303	7.303
53	Heat Flow (kW)	11.93	11.93
54	Mass Entropy (kJ/kg-C)	410.0	410.0
55	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	---	---
56	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	758.8	758.8
57	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	44.68	44.68
58	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.046	2.046
HYPROTECH LTD. LH-3552 v3.2 (Build 5028)			


Page 1 of 6  
\* Specified by user.

 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\jcorneil\My Documents\Hy-Oil\TTESIS\doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 18:53:53 2008
<b>Absorber: DA-3552 @Main (continued)</b>		
<b>SUMMARY</b>		
13	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
14	Flow Rate (kg/h)	7.27896e+03
15	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
16	Hydrogen (kg/h)	0.0000
17	Nitrogen (kg/h)	0.0000
18	i-C5 (kg/h)	0.3473
19	Armothia (kg/h)	0.0000
20	CO2 (kg/h)	0.0000
21	Methane (kg/h)	0.1054
22	Ethane (kg/h)	0.2959
23	Propane (kg/h)	0.0714
24	i-Butane (kg/h)	0.0088
25	n-Butane (kg/h)	0.0433
26	i-Pentane (kg/h)	0.0254
27	n-Pentane (kg/h)	0.0354
28	Hexane (kg/h)	0.0059
29	Heptane (kg/h)	0.0043
30	Octane (kg/h)	0.0000
31	Nonane (kg/h)	0.0000
32	Decane (kg/h)	0.0000
33	Undecane (kg/h)	0.0000
34	Dodecane (kg/h)	0.0000
35	Tridecane (kg/h)	0.0000
36	Tetradecane (kg/h)	0.0000
37	Pentadecane (kg/h)	0.0000
38	Hexadecane (kg/h)	0.0000
39	Heptadecane (kg/h)	0.0000
40	Octadecane (kg/h)	0.0000
41	Nonadecane (kg/h)	0.0000
42	Eicosane (kg/h)	0.0000
43	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
44	Flow Rate (kg/h)	7.27896e+03
45	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
46	Hydrogen (kg/h)	0.0000
47	Nitrogen (kg/h)	0.0000
48	i-C5 (kg/h)	0.3473
49	Armothia (kg/h)	0.0000
50	CO2 (kg/h)	0.0000
51	Methane (kg/h)	0.1054
52	Ethane (kg/h)	0.2959
53	Propane (kg/h)	0.0714
54	i-Butane (kg/h)	0.0088
55	n-Butane (kg/h)	0.0433
56	i-Pentane (kg/h)	0.0254
57	n-Pentane (kg/h)	0.0354
58	Hexane (kg/h)	0.0059
59	Heptane (kg/h)	0.0043
60	Octane (kg/h)	0.0000
61	Nonane (kg/h)	0.0000
62	Decane (kg/h)	0.0000
63	Undecane (kg/h)	0.0000
64	Dodecane (kg/h)	0.0000
65	Tridecane (kg/h)	0.0000
66	Tetradecane (kg/h)	0.0000
67	Pentadecane (kg/h)	0.0000
68	Hexadecane (kg/h)	0.0000
69	Heptadecane (kg/h)	0.0000
70	Octadecane (kg/h)	0.0000
71	Nonadecane (kg/h)	0.0000
72	Eicosane (kg/h)	0.0000
73	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
74	Flow Rate (kg/h)	7.27896e+03
75	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
76	Hydrogen (kg/h)	0.0000
77	Nitrogen (kg/h)	0.0000
78	i-C5 (kg/h)	0.3473
79	Armothia (kg/h)	0.0000
80	CO2 (kg/h)	0.0000
81	Methane (kg/h)	0.1054
82	Ethane (kg/h)	0.2959
83	Propane (kg/h)	0.0714
84	i-Butane (kg/h)	0.0088
85	n-Butane (kg/h)	0.0433
86	i-Pentane (kg/h)	0.0254
87	n-Pentane (kg/h)	0.0354
88	Hexane (kg/h)	0.0059
89	Heptane (kg/h)	0.0043
90	Octane (kg/h)	0.0000
91	Nonane (kg/h)	0.0000
92	Decane (kg/h)	0.0000
93	Undecane (kg/h)	0.0000
94	Dodecane (kg/h)	0.0000
95	Tridecane (kg/h)	0.0000
96	Tetradecane (kg/h)	0.0000
97	Pentadecane (kg/h)	0.0000
98	Hexadecane (kg/h)	0.0000
99	Heptadecane (kg/h)	0.0000
100	Octadecane (kg/h)	0.0000
101	Nonadecane (kg/h)	0.0000
102	Eicosane (kg/h)	0.0000

 TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\jcorneil\My Documents\Hy-Oil\TTESIS\doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 18:53:53 2008
<b>Absorber: DA-3552 @Main (continued)</b>		
<b>SUMMARY</b>		
13	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
14	Flow Rate (kg/h)	7.27896e+03
15	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
16	Hydrogen (kg/h)	0.0000
17	Nitrogen (kg/h)	0.0000
18	i-C5 (kg/h)	0.3473
19	Armothia (kg/h)	0.0000
20	CO2 (kg/h)	0.0000
21	Methane (kg/h)	0.1054
22	Ethane (kg/h)	0.2959
23	Propane (kg/h)	0.0714
24	i-Butane (kg/h)	0.0088
25	n-Butane (kg/h)	0.0433
26	i-Pentane (kg/h)	0.0254
27	n-Pentane (kg/h)	0.0354
28	Hexane (kg/h)	0.0059
29	Heptane (kg/h)	0.0043
30	Octane (kg/h)	0.0000
31	Nonane (kg/h)	0.0000
32	Decane (kg/h)	0.0000
33	Undecane (kg/h)	0.0000
34	Dodecane (kg/h)	0.0000
35	Tridecane (kg/h)	0.0000
36	Tetradecane (kg/h)	0.0000
37	Pentadecane (kg/h)	0.0000
38	Hexadecane (kg/h)	0.0000
39	Heptadecane (kg/h)	0.0000
40	Octadecane (kg/h)	0.0000
41	Nonadecane (kg/h)	0.0000
42	Eicosane (kg/h)	0.0000
43	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
44	Flow Rate (kg/h)	7.27896e+03
45	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
46	Hydrogen (kg/h)	0.0000
47	Nitrogen (kg/h)	0.0000
48	i-C5 (kg/h)	0.3473
49	Armothia (kg/h)	0.0000
50	CO2 (kg/h)	0.0000
51	Methane (kg/h)	0.1054
52	Ethane (kg/h)	0.2959
53	Propane (kg/h)	0.0714
54	i-Butane (kg/h)	0.0088
55	n-Butane (kg/h)	0.0433
56	i-Pentane (kg/h)	0.0254
57	n-Pentane (kg/h)	0.0354
58	Hexane (kg/h)	0.0059
59	Heptane (kg/h)	0.0043
60	Octane (kg/h)	0.0000
61	Nonane (kg/h)	0.0000
62	Decane (kg/h)	0.0000
63	Undecane (kg/h)	0.0000
64	Dodecane (kg/h)	0.0000
65	Tridecane (kg/h)	0.0000
66	Tetradecane (kg/h)	0.0000
67	Pentadecane (kg/h)	0.0000
68	Hexadecane (kg/h)	0.0000
69	Heptadecane (kg/h)	0.0000
70	Octadecane (kg/h)	0.0000
71	Nonadecane (kg/h)	0.0000
72	Eicosane (kg/h)	0.0000
73	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
74	Flow Rate (kg/h)	7.27896e+03
75	Flow Rate (kg/h)	3.15305e+03
76	Hydrogen (kg/h)	0.0000
77	Nitrogen (kg/h)	0.0000
78	i-C5 (kg/h)	0.3473
79	Armothia (kg/h)	0.0000
80	CO2 (kg/h)	0.0000
81	Methane (kg/h)	0.1054
82	Ethane (kg/h)	0.2959
83	Propane (kg/h)	0.0714
84	i-Butane (kg/h)	0.0088
85	n-Butane (kg/h)	0.0433
86	i-Pentane (kg/h)	0.0254
87	n-Pentane (kg/h)	0.0354
88	Hexane (kg/h)	0.0059
89	Heptane (kg/h)	0.0043
90	Octane (kg/h)	0.0000
91	Nonane (kg/h)	0.0000
92	Decane (kg/h)	0.0000
93	Undecane (kg/h)	0.0000
94	Dodecane (kg/h)	0.0000
95	Tridecane (kg/h)	0.0000
96	Tetradecane (kg/h)	0.0000
97	Pentadecane (kg/h)	0.0000
98	Hexadecane (kg/h)	0.0000
99	Heptadecane (kg/h)	0.0000
100	Octadecane (kg/h)	0.0000
101	Nonadecane (kg/h)	0.0000
102	Eicosane (kg/h)	0.0000



 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Loirena\My documents\h-oi\TTESIS\sec Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 28 16:06:53 2006
<b>Absorber: DA-3552 @Main (continued)</b>		
SUMMARY		
11	Flow Rate (kg/h)	c122
12	Hydrogen (%)	0.2688
13	Nitrogen (%)	0.6170
14	H2S (%)	0.0650
15	Ammonia (%)	0.0000
16	CO2 (%)	0.0000
17	Methane (%)	0.0000
18	Ethane (%)	0.0000
19	Propane (%)	0.0000
20	i-Butane (%)	0.0000
21	n-Butane (%)	0.0000
22	i-Pentane (%)	0.0000
23	n-Pentane (%)	0.0000
24	Hexane (%)	0.0000
25	Heptane (%)	0.0000
26	Octane (%)	0.0000
27	Nonane (%)	0.0000
28	Decane (%)	0.0000
29	Flow Rate (kg/h)	c121
30	Hydrogen (%)	0.2688
31	Nitrogen (%)	0.6170
32	H2S (%)	0.0650
33	Ammonia (%)	0.0000
34	CO2 (%)	0.0000
35	Methane (%)	0.0000
36	Ethane (%)	0.0000
37	Propane (%)	0.0000
38	i-Butane (%)	0.0000
39	n-Butane (%)	0.0000
40	i-Pentane (%)	0.0000
41	n-Pentane (%)	0.0000
42	Hexane (%)	0.0000
43	Heptane (%)	0.0000
44	Octane (%)	0.0000
45	Nonane (%)	0.0000
46	Decane (%)	0.0000
47	Flow Rate (kg/h)	c122
48	Hydrogen (%)	0.2688
49	Nitrogen (%)	0.6170
50	H2S (%)	0.0650
51	Ammonia (%)	0.0000
52	CO2 (%)	0.0000
53	Methane (%)	0.0000
54	Ethane (%)	0.0000
55	Propane (%)	0.0000
56	i-Butane (%)	0.0000
57	n-Butane (%)	0.0000
58	i-Pentane (%)	0.0000
59	n-Pentane (%)	0.0000
60	Hexane (%)	0.0000
61	Heptane (%)	0.0000
62	Octane (%)	0.0000
63	Nonane (%)	0.0000
64	Decane (%)	0.0000
Product Flows		
65	Flow Rate (kg/h)	8.261301e+03
66	Hydrogen (%)	0.3268
67	Nitrogen (%)	0.6000
68	H2S (%)	0.0221
69	Ammonia (%)	0.2268
70	CO2 (%)	0.0000
71	Methane (%)	7.1172
72	Ethane (%)	82.7044
73	Propane (%)	62.4038
74	i-Butane (%)	16.0180
75	n-Butane (%)	112.1189
76	i-Pentane (%)	90.0880
77	n-Pentane (%)	105.2804
78	Hexane (%)	1.1385
79	Heptane (%)	13.8574
80	Octane (%)	0.0171
81	Nonane (%)	27.8923
82	Decane (%)	27.1557
83	Flow Rate (kg/h)	86.5361
84	Hydrogen (%)	265.2168
85	Nitrogen (%)	348.6448
86	H2S (%)	1.725988e+03
87	Ammonia (%)	5.097457e+03
88	CO2 (%)	71.5008
89	Methane (%)	0.0437
90	Ethane (%)	0.0000
91	Propane (%)	0.0000
92	i-Butane (%)	0.0000
93	n-Butane (%)	0.0000
94	i-Pentane (%)	0.0000
95	n-Pentane (%)	0.0000
96	Hexane (%)	0.0000
97	Heptane (%)	0.0000
98	Octane (%)	0.0000
99	Nonane (%)	0.0000
100	Decane (%)	0.0000
Product Recoveries		
101	Flow Rate (kg/h)	2.470491e+03
102	Hydrogen (%)	98.5803
103	Nitrogen (%)	0.0000
104	H2S (%)	86.8660
105	Ammonia (%)	78.7000
106	CO2 (%)	0.0000
107	Methane (%)	97.9165
108	Ethane (%)	8.8233
109	Propane (%)	73.7444
110	i-Butane (%)	28.2558
111	n-Butane (%)	57.8439
112	i-Pentane (%)	21.5052
113	n-Pentane (%)	78.4948
114	Hexane (%)	0.0000
115	Heptane (%)	99.8965
116	Octane (%)	0.0000
117	Nonane (%)	0.0000
118	Decane (%)	4.3160
119	Flow Rate (kg/h)	99.9960
120	Hydrogen (%)	0.0817
121	Nitrogen (%)	99.3383
122	H2S (%)	0.5451
123	Ammonia (%)	99.4548
124	CO2 (%)	0.6362
125	Methane (%)	2.2402
126	Ethane (%)	89.7588
127	Propane (%)	0.1306
128	i-Butane (%)	0.0717
129	n-Butane (%)	99.8283
130	i-Pentane (%)	0.0180
131	n-Pentane (%)	0.0049
132	Hexane (%)	99.8651
133	Heptane (%)	0.0011
134	Octane (%)	99.8666
135	Nonane (%)	100.0000
136	Decane (%)	0.0005
137	Flow Rate (kg/h)	23.3942
138	Hydrogen (%)	78.8958
139	Nitrogen (%)	100.0000
140	H2S (%)	0.0000
141	Ammonia (%)	100.0000
142	CO2 (%)	0.0000
143	Methane (%)	100.0000
144	Ethane (%)	100.0000
145	Propane (%)	23.8958
146	i-Butane (%)	77.0041
147	n-Butane (%)	100.0000
148	i-Pentane (%)	0.0000
149	n-Pentane (%)	100.0000
150	Hexane (%)	0.0000
151	Heptane (%)	0.0000
152	Octane (%)	0.0000
153	Nonane (%)	0.0000
154	Decane (%)	0.0000
SETUP		
Sub-Flowsheet		
155	Internal Stream	Transfer Basis
156	External Stream	Internal Stream
157	Product Stream	External Stream
158	Internal Stream	c117 @Main
159	External Stream	c120 @Main
160	Product Stream	c117 @Main
161	Internal Stream	c121
162	External Stream	c122 @Main
163	Product Stream	c122 @Main
Product Streams		
164	Internal Stream	c117
165	External Stream	c117 @Main
166	Product Stream	c117 @Main
Transfer Basis		
167	Internal Stream	P-H Flash
168	External Stream	P-H Flash
169	Product Stream	P-H Flash
HYSYS v3.2 (Build 5029)		
Page 5 of 6		
* Specified by user.		


 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Loirena\My documents\h-oi\TTESIS\sec Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 28 16:06:53 2006
<b>Absorber: DA-3552 @Main (continued)</b>		
SUMMARY		
11	Flow Rate (kg/h)	c122
12	Hydrogen (%)	0.0000
13	Nitrogen (%)	0.0000
14	H2S (%)	0.0000
15	Ammonia (%)	0.0000
16	CO2 (%)	0.0000
17	Methane (%)	0.0000
18	Ethane (%)	0.0000
19	Propane (%)	0.0000
20	i-Butane (%)	0.0000
21	n-Butane (%)	0.0000
22	i-Pentane (%)	0.0000
23	n-Pentane (%)	0.0000
24	Hexane (%)	0.0000
25	Heptane (%)	0.0000
26	Octane (%)	0.0000
27	Nonane (%)	0.0000
28	Decane (%)	0.0000
29	Flow Rate (kg/h)	c121
30	Hydrogen (%)	0.0000
31	Nitrogen (%)	0.0000
32	H2S (%)	0.0000
33	Ammonia (%)	0.0000
34	CO2 (%)	0.0000
35	Methane (%)	0.0000
36	Ethane (%)	0.0000
37	Propane (%)	0.0000
38	i-Butane (%)	0.0000
39	n-Butane (%)	0.0000
40	i-Pentane (%)	0.0000
41	n-Pentane (%)	0.0000
42	Hexane (%)	0.0000
43	Heptane (%)	0.0000
44	Octane (%)	0.0000
45	Nonane (%)	0.0000
46	Decane (%)	0.0000
47	Flow Rate (kg/h)	c122
48	Hydrogen (%)	0.0000
49	Nitrogen (%)	0.0000
50	H2S (%)	0.0000
51	Ammonia (%)	0.0000
52	CO2 (%)	0.0000
53	Methane (%)	0.0000
54	Ethane (%)	0.0000
55	Propane (%)	0.0000
56	i-Butane (%)	0.0000
57	n-Butane (%)	0.0000
58	i-Pentane (%)	0.0000
59	n-Pentane (%)	0.0000
60	Hexane (%)	0.0000
61	Heptane (%)	0.0000
62	Octane (%)	0.0000
63	Nonane (%)	0.0000
64	Decane (%)	0.0000
Product Recoveries		
65	Flow Rate (kg/h)	8.261301e+03
66	Hydrogen (%)	0.4367
67	Nitrogen (%)	0.0000
68	H2S (%)	13.3340
69	Ammonia (%)	21.2920
70	CO2 (%)	0.0000
71	Methane (%)	2.0835
72	Ethane (%)	8.8233
73	Propane (%)	73.7444
74	i-Butane (%)	28.2558
75	n-Butane (%)	57.8439
76	i-Pentane (%)	21.5052
77	n-Pentane (%)	78.4948
78	Hexane (%)	0.0000
79	Heptane (%)	99.8965
80	Octane (%)	0.0000
81	Nonane (%)	0.0000
82	Decane (%)	4.3160
83	Flow Rate (kg/h)	99.9960
84	Hydrogen (%)	0.0000
85	Nitrogen (%)	0.0000
86	H2S (%)	0.0000
87	Ammonia (%)	0.0000
88	CO2 (%)	0.0000
89	Methane (%)	0.0000
90	Ethane (%)	0.0000
91	Propane (%)	0.0000
92	i-Butane (%)	0.0000
93	n-Butane (%)	0.0000
94	i-Pentane (%)	0.0000
95	n-Pentane (%)	0.0000
96	Hexane (%)	0.0000
97	Heptane (%)	0.0000
98	Octane (%)	0.0000
99	Nonane (%)	0.0000
100	Decane (%)	0.0000
SETUP		
Sub-Flowsheet		
101	Internal Stream	Transfer Basis
102	External Stream	Internal Stream
103	Product Stream	External Stream
104	Internal Stream	c117 @Main
105	External Stream	c120 @Main
106	Product Stream	c117 @Main
107	Internal Stream	c121
108	External Stream	c122 @Main
109	Product Stream	c122 @Main
Product Streams		
110	Internal Stream	c117
111	External Stream	c117 @Main
112	Product Stream	c117 @Main
Transfer Basis		
113	Internal Stream	P-H Flash
114	External Stream	P-H Flash
115	Product Stream	P-H Flash
HYSYS v3.2 (Build 5029)		
Page 6 of 6		
* Specified by user.		






TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-Oil\TTESIS\doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 28 18:07:34 2006	
<b>Distillation: Sour DA-3553 @Main (continued)</b>			
Properties : c118			
Pressure Tolerance: 1.000e+004   Pressure Drop Tolerance: 1.000e+004   Damping Factor: 1.000   Max. Phase Iterations: 100			
Pressure Solving Options			
PROPERTIES			
Liquid Phase			
Overall			
1	32. Main TS	11.36 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
2	33. Main TS	11.37 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
3	34. Main TS	11.36 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
4	35. Main TS	11.41 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
5	36. Main TS	11.48 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
6	37. Main TS	11.48 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
7	38. Main TS	11.48 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
8	39. Main TS	11.48 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
9	40. Main TS	11.50 kg/cm2.g	1.795e-002 kg/cm2
10	Reboiler	11.50 kg/cm2.g	0.0000 kg/cm2
11	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
12	Temperature: (C)	148.8	148.8
13	Pressure: (kg/cm2.g)	15.20	15.20
14	Molar Flow (kgmole/h)	304.0	304.0
15	Mass Flow (kg/h)	3137e+004	3137e+004
16	Sid Inlet Liq. Vol. Flow (m3/h)	44.22	44.22
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-4.811e+004	-4.811e+004
18	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-466.2	-466.2
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	199.7	199.7
20	Mass Entropy (kJ/kg-C)	186.7	186.7
21	Heat Capacity (kJ/kg-C)	-1.463e+007	-1.463e+007
22	Molar Density (kg/m3)	5.722	5.722
23	Mass Density (kg/m3)	596.4	596.4
24	Sid Inlet Liq. Mass Density (kg/m3)	709.5	709.5
25	Liq. Mass Density @Sid Cond. (kg/m3)	730.1	730.1
26	Molar Heat Capacity (kJ/kg-C)	278.7	278.7
27	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.701	2.701
28	Thermal Conductivity (W/m-K)	6.854e-002	6.854e-002
29	Viscosity (cP)	0.2501	0.2501
30	Surface Tension (dyne/cm)	7.480	7.480
31	Z Factor	103.2	103.2
32	Z Factor	7.894e-002	7.894e-002
33	Properties : 126**		
34	Overall		
35	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
36	Temperature: (C)	44.00	44.00
37	Pressure: (kg/cm2.g)	10.80	10.80
38	Molar Flow (kgmole/h)	86.84	86.84
39	Mass Flow (kg/h)	4469	4469
40	Sid Inlet Liq. Vol. Flow (m3/h)	8.048	8.048
41	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.121e+004	-3.121e+004
42	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-601.0	-601.0
43	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	68.19	68.19
44	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.717	1.717
45	Heat Flow (kW)	-2.704e+006	-2.704e+006
46	Molar Density (kgmole/m3)	10.11	10.11
47	Mass Density (kg/m3)	525.1	525.1
48	Sid Inlet Liq. Mass Density (kg/m3)	559.0	559.0
49	HYSYS v3.2 (Build 5028)		
50	Learned to: TEAM LTD		
51	Page 3 of 8		
52	* Specified by user.		

TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-Oil\TTESIS\doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 28 18:07:34 2006	
<b>Distillation: Sour DA-3553 @Main (continued)</b>			
Properties : 126**			
Overall			
1	Liq. Mass Density @Sid Cond. (kg/m3)	563.7	563.7
2	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	140.7	140.7
3	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.905	1.905
4	Thermal Conductivity (W/m-K)	8.695e-002	8.695e-002
5	Viscosity (cP)	0.1183	0.1183
6	Surface Tension (dyne/cm)	7.748	7.748
7	Molecular Weight	51.83	51.83
8	Z Factor	4.352e-002	4.352e-002
9	Properties : 124**		
10	Overall		
11	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
12	Temperature: (C)	217.9	217.9
13	Pressure: (kg/cm2.g)	11.50	11.50
14	Molar Flow (kgmole/h)	217.4	217.4
15	Mass Flow (kg/h)	2.691e+004	2.691e+004
16	Sid Inlet Liq. Vol. Flow (m3/h)	36.17	36.17
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.051e+004	-5.051e+004
18	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-409.4	-409.4
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	273.7	273.7
20	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.214	2.214
21	Heat Flow (kW)	-1.100e+007	-1.100e+007
22	Molar Density (kgmole/m3)	4.491	4.491
23	Mass Density (kg/m3)	35.81	35.81
24	Sid Inlet Liq. Mass Density (kg/m3)	742.9	742.9
25	Liq. Mass Density @Sid Cond. (kg/m3)	755.4	755.4
26	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	241.9	241.9
27	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.032	3.032
28	Thermal Conductivity (W/m-K)	4.828e-002	4.828e-002
29	Surface Tension (dyne/cm)	6.693	6.693
30	Z Factor	6.403	6.403
31	Z Factor	133.6	133.6
32	Z Factor	6.788e-002	6.788e-002
33	SUMMARY		
34	Mass		
35	Feed Composition		
36	c118		
37	Flow Rate (kg/h)	3.158986e+04	
38	Hydrogen	0.0000	
39	Nitrogen	0.0000	
40	H2	0.0043	
41	Ammonia	0.0001	
42	CO2	0.0000	
43	Methane	0.0000	
44	Ethane	0.0000	
45	Propane	0.0468	
46	i-Butane	0.0146	
47	n-Butane	0.0763	
48	i-Pentane	0.0408	
49	n-Pentane	0.0628	
50	H2O	0.0000	
51	NBP0150*	0.0160	
52	HYSYS v3.2 (Build 5028)		
53	Learned to: TEAM LTD		
54	Page 4 of 8		
55	* Specified by user.		

 TEAM LIND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorona\My documents\H-COIL\TTESIS\ess Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 29 18:07:34 2006
<b>Distillation: Sour DA-3553 @Main (continued)</b>		
SUMMARY		
11	Flow Basis:	Mass
12	Flow Rate (kg/h)	2.687187e+04
13	Hydrogen	0.0000
14	Nitrogen	0.0000
15	H <sub>2</sub> S	0.0268
16	Ammonia	0.0004
17	CO <sub>2</sub>	0.0000
18	Methane	0.0000
19	Ethane	0.0002
20	Propane	0.3264
21	i-Butane	0.1016
22	n-Butane	0.0977
23	i-Pentane	0.0443
24	n-Pentane	0.0000
25	H <sub>2</sub> O	0.0167
26	BP-01150*	0.0775
27	BP-01225*	0.0000
28	BP-01300*	0.1968
29	BP-01375*	0.0000
30	BP-01450*	0.1528
31	BP-01525*	0.0000
32	BP-01600*	0.0335
33	BP-01675*	0.0000
34	BP-01750*	0.0000
35	BP-01825*	0.0000
36	BP-01900*	0.0000
37	BP-01975*	0.0000
38	BP-02050*	0.0000
39	BP-02125*	0.0000
40	BP-02200*	0.0000
41	BP-02275*	0.0000
42	BP-02350*	0.0000
43	BP-02425*	0.0000
44	BP-02500*	0.0000
45	BP-02575*	0.0000
46	BP-02650*	0.0000
47	BP-02725*	0.0000
48	BP-02800*	0.0000
49	BP-02875*	0.0000
50	BP-02950*	0.0000
51	BP-03025*	0.0000
52	BP-03100*	0.0000
53	BP-03175*	0.0000
54	BP-03250*	0.0000
55	BP-03325*	0.0000
56	BP-03400*	0.0000
57	BP-03475*	0.0000
58	BP-03550*	0.0000
59	BP-03625*	0.0000
60	BP-03700*	0.0000
61	BP-03775*	0.0000
62	BP-03850*	0.0000
63	BP-03925*	0.0000
64	BP-04000*	0.0000
65	BP-04075*	0.0000
66	BP-04150*	0.0000
67	BP-04225*	0.0000
68	BP-04300*	0.0000
69	BP-04375*	0.0000
70	BP-04450*	0.0000
71	BP-04525*	0.0000
72	BP-04600*	0.0000
73	BP-04675*	0.0000
74	BP-04750*	0.0000
75	BP-04825*	0.0000
76	BP-04900*	0.0000
77	BP-04975*	0.0000
78	BP-05050*	0.0000
79	BP-05125*	0.0000
80	BP-05200*	0.0000
81	BP-05275*	0.0000
82	BP-05350*	0.0000
83	BP-05425*	0.0000
84	BP-05500*	0.0000
85	BP-05575*	0.0000
86	BP-05650*	0.0000
87	BP-05725*	0.0000
88	BP-05800*	0.0000
89	BP-05875*	0.0000
90	BP-05950*	0.0000
91	BP-06025*	0.0000
92	BP-06100*	0.0000
93	BP-06175*	0.0000
94	BP-06250*	0.0000
95	BP-06325*	0.0000
96	BP-06400*	0.0000
97	BP-06475*	0.0000
98	BP-06550*	0.0000
99	BP-06625*	0.0000
100	BP-06700*	0.0000
101	BP-06775*	0.0000
102	BP-06850*	0.0000
103	BP-06925*	0.0000
104	BP-07000*	0.0000
105	BP-07075*	0.0000
106	BP-07150*	0.0000
107	BP-07225*	0.0000
108	BP-07300*	0.0000
109	BP-07375*	0.0000
110	BP-07450*	0.0000
111	BP-07525*	0.0000
112	BP-07600*	0.0000
113	BP-07675*	0.0000
114	BP-07750*	0.0000
115	BP-07825*	0.0000
116	BP-07900*	0.0000
117	BP-07975*	0.0000
118	BP-08050*	0.0000
119	BP-08125*	0.0000
120	BP-08200*	0.0000
121	BP-08275*	0.0000
122	BP-08350*	0.0000
123	BP-08425*	0.0000
124	BP-08500*	0.0000
125	BP-08575*	0.0000
126	BP-08650*	0.0000
127	BP-08725*	0.0000
128	BP-08800*	0.0000
129	BP-08875*	0.0000
130	BP-08950*	0.0000
131	BP-09025*	0.0000
132	BP-09100*	0.0000
133	BP-09175*	0.0000
134	BP-09250*	0.0000
135	BP-09325*	0.0000
136	BP-09400*	0.0000
137	BP-09475*	0.0000
138	BP-09550*	0.0000
139	BP-09625*	0.0000
140	BP-09700*	0.0000
141	BP-09775*	0.0000
142	BP-09850*	0.0000
143	BP-09925*	0.0000
144	BP-10000*	0.0000
145	BP-10075*	0.0000
146	BP-10150*	0.0000
147	BP-10225*	0.0000
148	BP-10300*	0.0000
149	BP-10375*	0.0000
150	BP-10450*	0.0000
151	BP-10525*	0.0000
152	BP-10600*	0.0000
153	BP-10675*	0.0000
154	BP-10750*	0.0000
155	BP-10825*	0.0000
156	BP-10900*	0.0000
157	BP-10975*	0.0000
158	BP-11050*	0.0000
159	BP-11125*	0.0000
160	BP-11200*	0.0000
161	BP-11275*	0.0000
162	BP-11350*	0.0000
163	BP-11425*	0.0000
164	BP-11500*	0.0000
165	BP-11575*	0.0000
166	BP-11650*	0.0000
167	BP-11725*	0.0000
168	BP-11800*	0.0000
169	BP-11875*	0.0000
170	BP-11950*	0.0000
171	BP-12025*	0.0000
172	BP-12100*	0.0000
173	BP-12175*	0.0000
174	BP-12250*	0.0000
175	BP-12325*	0.0000
176	BP-12400*	0.0000
177	BP-12475*	0.0000
178	BP-12550*	0.0000
179	BP-12625*	0.0000
180	BP-12700*	0.0000
181	BP-12775*	0.0000
182	BP-12850*	0.0000
183	BP-12925*	0.0000
184	BP-13000*	0.0000
185	BP-13075*	0.0000
186	BP-13150*	0.0000
187	BP-13225*	0.0000
188	BP-13300*	0.0000
189	BP-13375*	0.0000
190	BP-13450*	0.0000
191	BP-13525*	0.0000
192	BP-13600*	0.0000
193	BP-13675*	0.0000
194	BP-13750*	0.0000
195	BP-13825*	0.0000
196	BP-13900*	0.0000
197	BP-13975*	0.0000
198	BP-14050*	0.0000
199	BP-14125*	0.0000
200	BP-14200*	0.0000
201	BP-14275*	0.0000
202	BP-14350*	0.0000
203	BP-14425*	0.0000
204	BP-14500*	0.0000
205	BP-14575*	0.0000
206	BP-14650*	0.0000
207	BP-14725*	0.0000
208	BP-14800*	0.0000
209	BP-14875*	0.0000
210	BP-14950*	0.0000
211	BP-15025*	0.0000
212	BP-15100*	0.0000
213	BP-15175*	0.0000
214	BP-15250*	0.0000
215	BP-15325*	0.0000
216	BP-15400*	0.0000
217	BP-15475*	0.0000
218	BP-15550*	0.0000
219	BP-15625*	0.0000
220	BP-15700*	0.0000
221	BP-15775*	0.0000
222	BP-15850*	0.0000
223	BP-15925*	0.0000
224	BP-16000*	0.0000
225	BP-16075*	0.0000
226	BP-16150*	0.0000
227	BP-16225*	0.0000
228	BP-16300*	0.0000
229	BP-16375*	0.0000
230	BP-16450*	0.0000
231	BP-16525*	0.0000
232	BP-16600*	0.0000
233	BP-16675*	0.0000
234	BP-16750*	0.0000
235	BP-16825*	0.0000
236	BP-16900*	0.0000
237	BP-16975*	0.0000
238	BP-17050*	0.0000
239	BP-17125*	0.0000
240	BP-17200*	0.0000
241	BP-17275*	0.0000
242	BP-17350*	0.0000
243	BP-17425*	0.0000
244	BP-17500*	0.0000
245	BP-17575*	0.0000
246	BP-17650*	0.0000
247	BP-17725*	0.0000
248	BP-17800*	0.0000
249	BP-17875*	0.0000
250	BP-17950*	0.0000
251	BP-18025*	0.0000
252	BP-18100*	0.0000
253	BP-18175*	0.0000
254	BP-18250*	0.0000
255	BP-18325*	0.0000
256	BP-18400*	0.0000
257	BP-18475*	0.0000
258	BP-18550*	0.0000
259	BP-18625*	0.0000
260	BP-18700*	0.0000
261	BP-18775*	0.0000
262	BP-18850*	0.0000
263	BP-18925*	0.0000
264	BP-19000*	0.0000
265	BP-19075*	0.0000
266	BP-19150*	0.0000
267	BP-19225*	0.0000
268	BP-19300*	0.0000
269	BP-19375*	0.0000
270	BP-19450*	0.0000
271	BP-19525*	0.0000
272	BP-19600*	0.0000
273	BP-19675*	0.0000
274	BP-19750*	0.0000
275	BP-19825*	0.0000
276	BP-19900*	0.0000
277	BP-19975*	0.0000
278	BP-20050*	0.0000
279	BP-20125*	0.0000
280	BP-20200*	0.0000
281	BP-20275*	0.0000
282	BP-20350*	0.0000
283	BP-20425*	0.0000
284	BP-20500*	0.0000
285	BP-20575*	0.0000
286	BP-20650*	0.0000
287	BP-20725*	0.0000
288	BP-20800*	0.0000
289	BP-20875*	0.0000
290	BP-20950*	0.0000
291	BP-21025*	0.0000
292	BP-21100*	0.0000
293	BP-21175*	0.0000
294	BP-21250*	0.0000
295	BP-21325*	0.0000
296	BP-21400*	0.0000
297	BP-21475*	0.0000
298	BP-21550*	0.0000
299	BP-21625*	0.0000
300	BP-21700*	0.0000
301	BP-21775*	0.0000
302	BP-21850*	0.0000
303	BP-21925*	0.0000
304	BP-22000*	0.0000
305	BP-22075*	0.0000
306	BP-22150*	0.0000
307	BP-22225*	0.0000
308		



 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-Oil\TTESIS.doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:37:34 2006
<b>Distillation: Sour DA-3553 @Main (continued)</b>		
SUMMARY		
11	Flow Rate (kg/h)	123** 2,697,087+04
12	Hydrogen (kg/h)	0.0000
13	Nitrogen (kg/h)	0.0000
14	H <sub>2</sub> S (kg/h)	133.9351
15	Ammonia (kg/h)	1.7241
16	CO <sub>2</sub> (kg/h)	0.0000
17	Methane (kg/h)	0.0000
18	Ethane (kg/h)	0.0000
19	Propane (kg/h)	1,469,972+03
20	i-Butane (kg/h)	457.0440
21	n-Butane (kg/h)	171.8964
22	i-Pentane (kg/h)	133.8605
23	n-Pentane (kg/h)	1,406,924+03
24	n-Hexane (kg/h)	1,849,926+03
25	H <sub>2</sub> O (kg/h)	0.0000
26	NP-0101500 (kg/h)	592.8211
27	NP-0102500 (kg/h)	0.0000
28	NP-0103500 (kg/h)	3,769,674+03
29	NP-0104500 (kg/h)	0.0000
30	NP-0105500 (kg/h)	5,336,924+03
31	NP-0106500 (kg/h)	8,974,464+03
32	NP-0107500 (kg/h)	4,104,856+03
33	NP-0108500 (kg/h)	901.1629
34	NP-0109500 (kg/h)	0.4609
35	NP-0110500 (kg/h)	0.0000
36	NP-0111500 (kg/h)	0.0000
37	NP-0112500 (kg/h)	0.0000
38	NP-0113500 (kg/h)	0.0000
39	NP-0114500 (kg/h)	0.0000
40	NP-0115500 (kg/h)	0.0000
41	NP-0116500 (kg/h)	0.0000
42	NP-0117500 (kg/h)	0.0000
43	NP-0118500 (kg/h)	0.0000
44	NP-0119500 (kg/h)	0.0000
45	NP-0120500 (kg/h)	0.0000
46	NP-0121500 (kg/h)	0.0000
47	NP-0122500 (kg/h)	0.0000
48	NP-0123500 (kg/h)	0.0000
49	NP-0124500 (kg/h)	0.0000
50	NP-0125500 (kg/h)	0.0000
51	NP-0126500 (kg/h)	0.0000
52	NP-0127500 (kg/h)	0.0000
53	NP-0128500 (kg/h)	0.0000
54	NP-0129500 (kg/h)	0.0000
55	NP-0130500 (kg/h)	0.0000
56	NP-0131500 (kg/h)	0.0000
57	NP-0132500 (kg/h)	0.0000
58	NP-0133500 (kg/h)	0.0000
59	NP-0134500 (kg/h)	0.0000
60	NP-0135500 (kg/h)	0.0000
61	NP-0136500 (kg/h)	0.0000
62	NP-0137500 (kg/h)	0.0000
63	NP-0138500 (kg/h)	0.0000
64	NP-0139500 (kg/h)	0.0000
65	NP-0140500 (kg/h)	0.0000
66	NP-0141500 (kg/h)	0.0000
67	NP-0142500 (kg/h)	0.0000
68	NP-0143500 (kg/h)	0.0000
69	NP-0144500 (kg/h)	0.0000
70	NP-0145500 (kg/h)	0.0000
71	NP-0146500 (kg/h)	0.0000
72	NP-0147500 (kg/h)	0.0000
73	NP-0148500 (kg/h)	0.0000
74	NP-0149500 (kg/h)	0.0000
75	NP-0150500 (kg/h)	0.0000
76	NP-0151500 (kg/h)	0.0000
77	NP-0152500 (kg/h)	0.0000
78	NP-0153500 (kg/h)	0.0000
79	NP-0154500 (kg/h)	0.0000
80	NP-0155500 (kg/h)	0.0000
81	NP-0156500 (kg/h)	0.0000
82	NP-0157500 (kg/h)	0.0000
83	NP-0158500 (kg/h)	0.0000
84	NP-0159500 (kg/h)	0.0000
85	NP-0160500 (kg/h)	0.0000
86	NP-0161500 (kg/h)	0.0000
87	NP-0162500 (kg/h)	0.0000
88	NP-0163500 (kg/h)	0.0000
89	NP-0164500 (kg/h)	0.0000
90	NP-0165500 (kg/h)	0.0000
91	NP-0166500 (kg/h)	0.0000
92	NP-0167500 (kg/h)	0.0000
93	NP-0168500 (kg/h)	0.0000
94	NP-0169500 (kg/h)	0.0000
95	NP-0170500 (kg/h)	0.0000
96	NP-0171500 (kg/h)	0.0000
97	NP-0172500 (kg/h)	0.0000
98	NP-0173500 (kg/h)	0.0000
99	NP-0174500 (kg/h)	0.0000
100	NP-0175500 (kg/h)	0.0000
101	NP-0176500 (kg/h)	0.0000
102	NP-0177500 (kg/h)	0.0000
103	NP-0178500 (kg/h)	0.0000
104	NP-0179500 (kg/h)	0.0000
105	NP-0180500 (kg/h)	0.0000
106	NP-0181500 (kg/h)	0.0000
107	NP-0182500 (kg/h)	0.0000
108	NP-0183500 (kg/h)	0.0000
109	NP-0184500 (kg/h)	0.0000
110	NP-0185500 (kg/h)	0.0000
111	NP-0186500 (kg/h)	0.0000
112	NP-0187500 (kg/h)	0.0000
113	NP-0188500 (kg/h)	0.0000
114	NP-0189500 (kg/h)	0.0000
115	NP-0190500 (kg/h)	0.0000
116	NP-0191500 (kg/h)	0.0000
117	NP-0192500 (kg/h)	0.0000
118	NP-0193500 (kg/h)	0.0000
119	NP-0194500 (kg/h)	0.0000
120	NP-0195500 (kg/h)	0.0000
121	NP-0196500 (kg/h)	0.0000
122	NP-0197500 (kg/h)	0.0000
123	NP-0198500 (kg/h)	0.0000
124	NP-0199500 (kg/h)	0.0000
125	NP-0200500 (kg/h)	0.0000
126	NP-0201500 (kg/h)	0.0000
127	NP-0202500 (kg/h)	0.0000
128	NP-0203500 (kg/h)	0.0000
129	NP-0204500 (kg/h)	0.0000
130	NP-0205500 (kg/h)	0.0000
131	NP-0206500 (kg/h)	0.0000
132	NP-0207500 (kg/h)	0.0000
133	NP-0208500 (kg/h)	0.0000
134	NP-0209500 (kg/h)	0.0000
135	NP-0210500 (kg/h)	0.0000
136	NP-0211500 (kg/h)	0.0000
137	NP-0212500 (kg/h)	0.0000
138	NP-0213500 (kg/h)	0.0000
139	NP-0214500 (kg/h)	0.0000
140	NP-0215500 (kg/h)	0.0000
141	NP-0216500 (kg/h)	0.0000
142	NP-0217500 (kg/h)	0.0000
143	NP-0218500 (kg/h)	0.0000
144	NP-0219500 (kg/h)	0.0000
145	NP-0220500 (kg/h)	0.0000
146	NP-0221500 (kg/h)	0.0000
147	NP-0222500 (kg/h)	0.0000
148	NP-0223500 (kg/h)	0.0000
149	NP-0224500 (kg/h)	0.0000
150	NP-0225500 (kg/h)	0.0000
151	NP-0226500 (kg/h)	0.0000
152	NP-0227500 (kg/h)	0.0000
153	NP-0228500 (kg/h)	0.0000
154	NP-0229500 (kg/h)	0.0000
155	NP-0230500 (kg/h)	0.0000
156	NP-0231500 (kg/h)	0.0000
157	NP-0232500 (kg/h)	0.0000
158	NP-0233500 (kg/h)	0.0000
159	NP-0234500 (kg/h)	0.0000
160	NP-0235500 (kg/h)	0.0000
161	NP-0236500 (kg/h)	0.0000
162	NP-0237500 (kg/h)	0.0000
163	NP-0238500 (kg/h)	0.0000
164	NP-0239500 (kg/h)	0.0000
165	NP-0240500 (kg/h)	0.0000
166	NP-0241500 (kg/h)	0.0000
167	NP-0242500 (kg/h)	0.0000
168	NP-0243500 (kg/h)	0.0000
169	NP-0244500 (kg/h)	0.0000
170	NP-0245500 (kg/h)	0.0000
171	NP-0246500 (kg/h)	0.0000
172	NP-0247500 (kg/h)	0.0000
173	NP-0248500 (kg/h)	0.0000
174	NP-0249500 (kg/h)	0.0000
175	NP-0250500 (kg/h)	0.0000
176	NP-0251500 (kg/h)	0.0000
177	NP-0252500 (kg/h)	0.0000
178	NP-0253500 (kg/h)	0.0000
179	NP-0254500 (kg/h)	0.0000
180	NP-0255500 (kg/h)	0.0000
181	NP-0256500 (kg/h)	0.0000
182	NP-0257500 (kg/h)	0.0000
183	NP-0258500 (kg/h)	0.0000
184	NP-0259500 (kg/h)	0.0000
185	NP-0260500 (kg/h)	0.0000
186	NP-0261500 (kg/h)	0.0000
187	NP-0262500 (kg/h)	0.0000
188	NP-0263500 (kg/h)	0.0000
189	NP-0264500 (kg/h)	0.0000
190	NP-0265500 (kg/h)	0.0000
191	NP-0266500 (kg/h)	0.0000
192	NP-0267500 (kg/h)	0.0000
193	NP-0268500 (kg/h)	0.0000
194	NP-0269500 (kg/h)	0.0000
195	NP-0270500 (kg/h)	0.0000
196	NP-0271500 (kg/h)	0.0000
197	NP-0272500 (kg/h)	0.0000
198	NP-0273500 (kg/h)	0.0000
199	NP-0274500 (kg/h)	0.0000
200	NP-0275500 (kg/h)	0.0000
201	NP-0276500 (kg/h)	0.0000
202	NP-0277500 (kg/h)	0.0000
203	NP-0278500 (kg/h)	0.0000
204	NP-0279500 (kg/h)	0.0000
205	NP-0280500 (kg/h)	0.0000
206	NP-0281500 (kg/h)	0.0000
207	NP-0282500 (kg/h)	0.0000
208	NP-0283500 (kg/h)	0.0000
209	NP-0284500 (kg/h)	0.0000
210	NP-0285500 (kg/h)	0.0000
211	NP-0286500 (kg/h)	0.0000
212	NP-0287500 (kg/h)	0.0000
213	NP-0288500 (kg/h)	0.0000
214	NP-0289500 (kg/h)	0.0000
215	NP-0290500 (kg/h)	0.0000
216	NP-0291500 (kg/h)	0.0000
217	NP-0292500 (kg/h)	0.0000
218	NP-0293500 (kg/h)	0.0000
219	NP-0294500 (kg/h)	0.0000
220	NP-0295500 (kg/h)	0.0000
221	NP-0296500 (kg/h)	0.0000
222	NP-0297500 (kg/h)	0.0000
223	NP-0298500 (kg/h)	0.0000
224	NP-0299500 (kg/h)	0.0000
225	NP-0300500 (kg/h)	0.0000
226	NP-0301500 (kg/h)	0.0000
227	NP-0302500 (kg/h)	0.0000
228	NP-0303500 (kg/h)	0.0000
229	NP-0304500 (kg/h)	0.0000
230	NP-0305500 (kg/h)	0.0000
231	NP-0306500 (kg/h)	0.0000
232	NP-0307500 (kg/h)	0.0000
233	NP-0308500 (kg/h)	0.0000
234	NP-0309500 (kg/h)	0.0000
235	NP-0310500 (kg/h)	0.0000
236	NP-0311500 (kg/h)	0.0000
237	NP-0312500 (kg/h)	0.0000
238	NP-0313500 (kg/h)	0.0000
239	NP-0314500 (kg/h)	0.0000
240	NP-0315500 (kg/h)	0.0000
241	NP-0316500 (kg/h)	0.0000
242	NP-0317500 (kg/h)	0.0000
243	NP-0318500 (kg/h)	0.0000
244	NP-0319500 (kg/h)	0.0000
245	NP-0320500 (kg/h)	0.0000
246	NP-0321500 (kg/h)	0.0000
247	NP-0322500 (kg/h)	0.0000
248	NP-0323500 (kg/h)	0.0000
249	NP-0324500 (kg/h)	0.0000
250	NP-0325500 (kg/h)	0.0000
251	NP-0326500 (kg/h)	0.0000
252	NP-0327500 (kg/h)	0.0000
253	NP-0328500 (kg/h)	0.0000
254	NP-0329500 (kg/h)	0.0000
255	NP-0330500 (kg/h)	0.0000
256	NP-0331500 (kg/h)	0.0000
257	NP-0332500 (kg/h)	0.0000
258	NP-0333500 (kg/h)	0.0000
259	NP-0334500 (kg/h)	0.0000
260	NP-0335500 (kg/h)	0.0000
261	NP-0336500 (kg/h)	0.0000
262	NP-0337500 (kg/h)	0.0000
263	NP-0338500 (kg/h)	0.0000
264	NP-0339500 (kg/h)	0.0000
265	NP-0340500 (kg/h)	0.0000
266	NP-0341500 (kg/h)	0.0000
267	NP-0342500 (kg/h)	0.0000
268	NP-0343500 (kg/h)	0.0000
269	NP-0344500 (kg/h)	0.0000
270	NP-0345500 (kg/h)	0.0000
271	NP-0346500 (kg/h)	0.0000
272	NP-0347500 (kg/h)	0.0000
273	NP-0348500 (kg/h)	0.0000
274	NP-0349500 (kg/h)	0.0000
275	NP-0	

TEAM LND Lorenza Azeite CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorenza\My Documents\H-Oil\TTESIS\doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:05:19 2006	
<b>Absorber: DA-3554 PR-2 @Main (continued)</b>			
<b>Properties - c127</b>		<b>Properties - c127</b>	
1	Heat Flow (kcal/h)	Overall	-6.386e+007
2	Molar Density (kg/m <sup>3</sup> )	Liquid Phase	-7.253e+008
3	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	Aqueous Phase	-5.681e+007
4	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		11.26
5	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1003
6	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
7	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
8	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
9	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
10	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
11	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
12	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
13	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
14	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
15	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
16	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
17	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
18	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
19	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
20	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
21	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
22	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
23	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
24	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
25	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
26	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
27	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
28	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
29	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
30	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
31	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
32	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
33	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
34	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
35	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
36	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
37	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
38	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
39	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
40	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
41	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
42	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
43	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
44	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
45	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
46	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
47	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
48	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
49	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
50	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
51	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
52	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
53	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
54	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
55	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
56	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
57	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
58	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
59	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
60	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053
61	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1126
62	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1023
63	Liq. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1080
64	Std Ideal Li. Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )		1053

TEAM LND Lorenza Azeite CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorenza\My Documents\H-Oil\TTESIS\doc Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:05:19 2006	
<b>Absorber: DA-3554 PR-2 @Main</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
1	Stream Name	FROM UNIT OPERATION	VLV-102
2	Stage	Valve	FA-3556
3	Stream Name	TO UNIT OPERATION	
4	Stage	Stream Cuffer	
5	Stream Name		
6	Stage		
7	Stream Name		
8	Stage		
9	Stream Name		
10	Stage		
11	Stream Name		
12	Stage		
13	Stream Name		
14	Stage		
15	Stream Name		
16	Stage		
17	Stream Name		
18	Stage		
19	Stream Name		
20	Stage		
21	Stream Name		
22	Stage		
23	Stream Name		
24	Stage		
25	Stream Name		
26	Stage		
27	Stream Name		
28	Stage		
29	Stream Name		
30	Stage		
31	Stream Name		
32	Stage		
33	Stream Name		
34	Stage		
35	Stream Name		
36	Stage		
37	Stream Name		
38	Stage		
39	Stream Name		
40	Stage		
41	Stream Name		
42	Stage		
43	Stream Name		
44	Stage		
45	Stream Name		
46	Stage		
47	Stream Name		
48	Stage		
49	Stream Name		
50	Stage		
51	Stream Name		
52	Stage		
53	Stream Name		
54	Stage		
55	Stream Name		
56	Stage		
57	Stream Name		
58	Stage		
59	Stream Name		
60	Stage		
61	Stream Name		
62	Stage		
63	Stream Name		
64	Stage		



TEAM LTD Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\Hy-COIL TTESIS\doc Impresión Unit Set: Mon May 29 16:08:16 2006 Date/Time:	
<b>Absorber: DA-3554 PR-2 @Main (continued)</b>			
<b>SUMMARY</b>			
1	Flow Basis:	Mass	1012
2	Flow Rate (kg/h):	2.116110e+04	2.456472e+03
3	Hydrogen (kg/h)	0.0000	84.8921
4	Nitrogen (kg/h)	0.0000	0.0000
5	H2S (kg/h)	38.1014	846.6858
6	Ammonia (kg/h)	0.0000	0.8024
7	CO2 (kg/h)	0.0000	0.0000
8	Methane (kg/h)	0.0000	334.6711
9	Ethane (kg/h)	0.0000	844.1219
10	Propane (kg/h)	0.0000	175.2840
11	n-Butane (kg/h)	0.0000	30.7115
12	i-Butane (kg/h)	0.0000	11.8728
13	Pentane (kg/h)	0.0000	0.0004
14	n-Pentane (kg/h)	0.0000	0.0002
15	H2O (kg/h)	1.520734e+04	12.6157
16	NP10150*	0.0000	0.0006
17	NP10150*	0.0000	0.0170
18	NP10150*	0.0000	0.1470
19	NP10150*	0.0000	0.4108
20	NP10150*	0.0000	0.5983
21	NP10150*	0.0000	0.3872
22	NP10150*	0.0000	0.8454
23	NP10150*	0.0000	0.3343
24	NP10150*	0.0000	0.0004
25	NP10150*	0.0000	0.0000
26	NP10150*	0.0000	0.0000
27	NP10150*	0.0000	0.0000
28	NP10150*	0.0000	0.0000
29	NP10150*	0.0000	0.0000
30	NP10150*	0.0000	0.0000
31	NP10150*	0.0000	0.0000
32	NP10150*	0.0000	0.0000
33	NP10150*	0.0000	0.0000
34	NP10150*	0.0000	0.0000
35	NP10150*	0.0000	0.0000
36	NP10150*	0.0000	0.0000
37	NP10150*	0.0000	0.0000
38	NP10150*	0.0000	0.0000
39	NP10150*	0.0000	0.0000
40	NP10150*	0.0000	0.0000
41	NP10150*	0.0000	0.0000
42	NP10150*	0.0000	0.0000
43	NP10150*	0.0000	0.0000
44	NP10150*	0.0000	0.0000
45	NP10150*	0.0000	0.0000
46	NP10150*	0.0000	0.0000
47	NP10150*	0.0000	0.0000
48	NP10150*	0.0000	0.0000
49	NP10150*	0.0000	0.0000
50	NP10150*	0.0000	0.0000
51	NP10150*	0.0000	0.0000
52	NP10150*	0.0000	0.0000
53	NP10150*	0.0000	0.0000
54	NP10150*	0.0000	0.0000
55	NP10150*	0.0000	0.0000
56	NP10150*	0.0000	0.0000
57	NP10150*	0.0000	0.0000
58	NP10150*	0.0000	0.0000
59	NP10150*	0.0000	0.0000
60	NP10150*	0.0000	0.0000
61	NP10150*	0.0000	0.0000
62	NP10150*	0.0000	0.0000
63	NP10150*	0.0000	0.0000
64	NP10150*	0.0000	0.0000
65	NP10150*	0.0000	0.0000
66	NP10150*	0.0000	0.0000
67	NP10150*	0.0000	0.0000
68	NP10150*	0.0000	0.0000
69	NP10150*	0.0000	0.0000
70	NP10150*	0.0000	0.0000
71	NP10150*	0.0000	0.0000
72	NP10150*	0.0000	0.0000
73	NP10150*	0.0000	0.0000
74	NP10150*	0.0000	0.0000
75	NP10150*	0.0000	0.0000
76	NP10150*	0.0000	0.0000
77	NP10150*	0.0000	0.0000
78	NP10150*	0.0000	0.0000
79	NP10150*	0.0000	0.0000
80	NP10150*	0.0000	0.0000
81	NP10150*	0.0000	0.0000
82	NP10150*	0.0000	0.0000
83	NP10150*	0.0000	0.0000
84	NP10150*	0.0000	0.0000
85	NP10150*	0.0000	0.0000
86	NP10150*	0.0000	0.0000
87	NP10150*	0.0000	0.0000
88	NP10150*	0.0000	0.0000
89	NP10150*	0.0000	0.0000
90	NP10150*	0.0000	0.0000
91	NP10150*	0.0000	0.0000
92	NP10150*	0.0000	0.0000
93	NP10150*	0.0000	0.0000
94	NP10150*	0.0000	0.0000
95	NP10150*	0.0000	0.0000
96	NP10150*	0.0000	0.0000
97	NP10150*	0.0000	0.0000
98	NP10150*	0.0000	0.0000
99	NP10150*	0.0000	0.0000
100	NP10150*	0.0000	0.0000
101	NP10150*	0.0000	0.0000
102	NP10150*	0.0000	0.0000
103	NP10150*	0.0000	0.0000
104	NP10150*	0.0000	0.0000
105	NP10150*	0.0000	0.0000
106	NP10150*	0.0000	0.0000
107	NP10150*	0.0000	0.0000
108	NP10150*	0.0000	0.0000
109	NP10150*	0.0000	0.0000
110	NP10150*	0.0000	0.0000
111	NP10150*	0.0000	0.0000
112	NP10150*	0.0000	0.0000
113	NP10150*	0.0000	0.0000
114	NP10150*	0.0000	0.0000
115	NP10150*	0.0000	0.0000
116	NP10150*	0.0000	0.0000
117	NP10150*	0.0000	0.0000
118	NP10150*	0.0000	0.0000
119	NP10150*	0.0000	0.0000
120	NP10150*	0.0000	0.0000
121	NP10150*	0.0000	0.0000
122	NP10150*	0.0000	0.0000
123	NP10150*	0.0000	0.0000
124	NP10150*	0.0000	0.0000
125	NP10150*	0.0000	0.0000
126	NP10150*	0.0000	0.0000
127	NP10150*	0.0000	0.0000
128	NP10150*	0.0000	0.0000
129	NP10150*	0.0000	0.0000
130	NP10150*	0.0000	0.0000
131	NP10150*	0.0000	0.0000
132	NP10150*	0.0000	0.0000
133	NP10150*	0.0000	0.0000
134	NP10150*	0.0000	0.0000
135	NP10150*	0.0000	0.0000
136	NP10150*	0.0000	0.0000
137	NP10150*	0.0000	0.0000
138	NP10150*	0.0000	0.0000
139	NP10150*	0.0000	0.0000
140	NP10150*	0.0000	0.0000
141	NP10150*	0.0000	0.0000
142	NP10150*	0.0000	0.0000
143	NP10150*	0.0000	0.0000
144	NP10150*	0.0000	0.0000
145	NP10150*	0.0000	0.0000
146	NP10150*	0.0000	0.0000
147	NP10150*	0.0000	0.0000
148	NP10150*	0.0000	0.0000
149	NP10150*	0.0000	0.0000
150	NP10150*	0.0000	0.0000
151	NP10150*	0.0000	0.0000
152	NP10150*	0.0000	0.0000
153	NP10150*	0.0000	0.0000
154	NP10150*	0.0000	0.0000
155	NP10150*	0.0000	0.0000
156	NP10150*	0.0000	0.0000
157	NP10150*	0.0000	0.0000
158	NP10150*	0.0000	0.0000
159	NP10150*	0.0000	0.0000
160	NP10150*	0.0000	0.0000
161	NP10150*	0.0000	0.0000
162	NP10150*	0.0000	0.0000
163	NP10150*	0.0000	0.0000
164	NP10150*	0.0000	0.0000
165	NP10150*	0.0000	0.0000
166	NP10150*	0.0000	0.0000
167	NP10150*	0.0000	0.0000
168	NP10150*	0.0000	0.0000
169	NP10150*	0.0000	0.0000
170	NP10150*	0.0000	0.0000
171	NP10150*	0.0000	0.0000
172	NP10150*	0.0000	0.0000
173	NP10150*	0.0000	0.0000
174	NP10150*	0.0000	0.0000
175	NP10150*	0.0000	0.0000
176	NP10150*	0.0000	0.0000
177	NP10150*	0.0000	0.0000
178	NP10150*	0.0000	0.0000
179	NP10150*	0.0000	0.0000
180	NP10150*	0.0000	0.0000
181	NP10150*	0.0000	0.0000
182	NP10150*	0.0000	0.0000
183	NP10150*	0.0000	0.0000
184	NP10150*	0.0000	0.0000
185	NP10150*	0.0000	0.0000
186	NP10150*	0.0000	0.0000
187	NP10150*	0.0000	0.0000
188	NP10150*	0.0000	0.0000
189	NP10150*	0.0000	0.0000
190	NP10150*	0.0000	0.0000
191	NP10150*	0.0000	0.0000
192	NP10150*	0.0000	0.0000
193	NP10150*	0.0000	0.0000
194	NP10150*	0.0000	0.0000
195	NP10150*	0.0000	0.0000
196	NP10150*	0.0000	0.0000
197	NP10150*	0.0000	0.0000
198	NP10150*	0.0000	0.0000
199	NP10150*	0.0000	0.0000
200	NP10150*	0.0000	0.0000
201	NP10150*	0.0000	0.0000
202	NP10150*	0.0000	0.0000
203	NP10150*	0.0000	0.0000
204	NP10150*	0.0000	0.0000
205	NP10150*	0.0000	0.0000
206	NP10150*	0.0000	0.0000
207	NP10150*	0.0000	0.0000
208	NP10150*	0.0000	0.0000
209	NP10150*	0.0000	0.0000
210	NP10150*	0.0000	0.0000
211	NP10150*	0.0000	0.0000
212	NP10150*	0.0000	0.0000
213	NP10150*	0.0000	0.0000
214	NP10150*	0.0000	0.0000
215	NP10150*	0.0000	0.0000
216	NP10150*	0.0000	0.0000
217	NP10150*	0.0000	0.0000
218	NP10150*	0.0000	0.0000
219	NP10150*	0.0000	0.0000
220	NP10150*	0.0000	0.0000
221	NP10150*	0.0000	0.0000
222	NP10150*	0.0000	0.0000
223	NP10150*	0.0000	0.0000
224	NP10150*	0.0000	0.0000
225	NP10150*	0.0000	0.0000
226	NP10150*	0.0000	0.0000
227	NP10150*	0.0000	0.0000
228	NP10150*	0.0000	0.0000
229	NP10150*	0.0000	0.0000
230	NP10150*	0.0000	0.0000
231	NP10150*	0.0000	0.0000
232	NP10150*	0.0000	0.0000
233	NP10150*	0.0000	0.0000
234	NP10150*	0.0000	0.0000
235	NP101		



Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena.Mila\documentos\H-Oil TTESIS\es				
Unit Set: Impresión				
Date/Time: Mon May 29 18:08:16 2006				
<b>TEAM LTD</b> Calgary, Alberta CANADA				
<b>Absorber: DA-3554 PR-2 @Main (continued)</b>				
<b>SUMMARY</b>				
The composition option is selected				
Mass				
Flow Basis:				
11	Flow Rate (kg/h)	1.543991e+03	c129**	2.207558e-04
12	Flow Rate (kg/h)	54.5525		0.0796
13	Hydrogen (kg/h)	0.0000		0.0000
14	Nitrogen (kg/h)	48.0405		838.0467
15	H2S (kg/h)	0.0000		0.8654
16	Ammonia (kg/h)	0.0000		0.0000
17	CO2 (kg/h)	334.8474		0.0237
18	Ethane (kg/h)	944.1081		0.0022
19	Propane (kg/h)	11.9729		0.0000
20	i-Butane (kg/h)	30.1715		0.0000
21	n-Butane (kg/h)	0.0000		0.0000
22	i-Pentane (kg/h)	1.6807		1.571396e-04
23	n-Pentane (kg/h)	0.0000		0.0000
24	Hexane (kg/h)	0.0170		0.0000
25	Heptane (kg/h)	0.4170		0.0000
26	Octane (kg/h)	0.1408		0.0000
27	Nonane (kg/h)	0.5683		0.0000
28	Decane (kg/h)	0.3872		0.0000
29	Undecane (kg/h)	0.8454		0.0000
30	Dodecane (kg/h)	0.3343		0.0000
31	Tridecane (kg/h)	0.0004		0.0000
32	Tetradecane (kg/h)	0.0000		0.0000
33	Pentadecane (kg/h)	0.0000		0.0000
34	Hexadecane (kg/h)	0.0000		0.0000
35	Heptadecane (kg/h)	0.0000		0.0000
36	Octadecane (kg/h)	0.0000		0.0000
37	Nonadecane (kg/h)	0.0000		0.0000
38	Eicosane (kg/h)	0.0000		0.0000
39	Hydrocarbon (kg/h)	0.0000		0.0000
40	H2O (kg/h)	0.0000		0.0000
41	NBP101500* (kg/h)	0.0000		0.0000
42	NBP101200* (kg/h)	0.0000		0.0000
43	NBP101250* (kg/h)	0.0000		0.0000
44	NBP101300* (kg/h)	0.0000		0.0000
45	NBP101350* (kg/h)	0.0000		0.0000
46	NBP101400* (kg/h)	0.0000		0.0000
47	NBP101450* (kg/h)	0.0000		0.0000
48	NBP101500* (kg/h)	0.0000		0.0000
49	NBP101550* (kg/h)	0.0000		0.0000
50	NBP101600* (kg/h)	0.0000		0.0000
51	DEAmine (kg/h)	0.0105		5.815551e-03
52	Flow Basis:			
53	Flow Rate (kg/h)	1.543991e+03	c129**	2.207558e-04
54	Flow Rate (kg/h)	54.5525		0.0796
55	Hydrogen (%)	0.0000		0.0000
56	Nitrogen (%)	48.0405		838.0467
57	H2S (%)	0.0000		0.8654
58	Ammonia (%)	0.0000		0.0000
59	CO2 (%)	334.8474		0.0237
60	Ethane (%)	944.1081		0.0022
61	Propane (%)	11.9729		0.0000
62	i-Butane (%)	30.1715		0.0000
63	n-Butane (%)	0.0000		0.0000
64	i-Pentane (%)	1.6807		1.571396e-04
65	n-Pentane (%)	0.0000		0.0000
66	Hexane (%)	0.0170		0.0000
67	Heptane (%)	0.4170		0.0000
68	Octane (%)	0.1408		0.0000
69	Nonane (%)	0.5683		0.0000
70	Decane (%)	0.3872		0.0000
71	Undecane (%)	0.8454		0.0000
72	Dodecane (%)	0.3343		0.0000
73	Tridecane (%)	0.0004		0.0000
74	Tetradecane (%)	0.0000		0.0000
75	Pentadecane (%)	0.0000		0.0000
76	Hexadecane (%)	0.0000		0.0000
77	Heptadecane (%)	0.0000		0.0000
78	Octadecane (%)	0.0000		0.0000
79	Nonadecane (%)	0.0000		0.0000
80	Eicosane (%)	0.0000		0.0000
81	Hydrocarbon (%)	0.0000		0.0000
82	H2O (%)	0.0000		0.0000
83	NBP101500* (%)	0.0000		0.0000
84	NBP101200* (%)	0.0000		0.0000
85	NBP101250* (%)	0.0000		0.0000
86	NBP101300* (%)	0.0000		0.0000
87	NBP101350* (%)	0.0000		0.0000
88	NBP101400* (%)	0.0000		0.0000
89	NBP101450* (%)	0.0000		0.0000
90	NBP101500* (%)	0.0000		0.0000
91	DEAmine (%)	0.0071		0.0015
92	Flow Basis:			
93	Flow Rate (kg/h)	1.543991e+03	c129**	2.207558e-04
94	Flow Rate (kg/h)	54.5525		0.0796
95	Hydrogen (%)	0.0000		0.0000
96	Nitrogen (%)	48.0405		838.0467
97	H2S (%)	0.0000		0.8654
98	Ammonia (%)	0.0000		0.0000
99	CO2 (%)	334.8474		0.0237
100	Ethane (%)	944.1081		0.0022
101	Propane (%)	11.9729		0.0000
102	i-Butane (%)	30.1715		0.0000
103	n-Butane (%)	0.0000		0.0000
104	i-Pentane (%)	1.6807		1.571396e-04
105	n-Pentane (%)	0.0000		0.0000
106	Hexane (%)	0.0170		0.0000
107	Heptane (%)	0.4170		0.0000
108	Octane (%)	0.1408		0.0000
109	Nonane (%)	0.5683		0.0000
110	Decane (%)	0.3872		0.0000
111	Undecane (%)	0.8454		0.0000
112	Dodecane (%)	0.3343		0.0000
113	Tridecane (%)	0.0004		0.0000
114	Tetradecane (%)	0.0000		0.0000
115	Pentadecane (%)	0.0000		0.0000
116	Hexadecane (%)	0.0000		0.0000
117	Heptadecane (%)	0.0000		0.0000
118	Octadecane (%)	0.0000		0.0000
119	Nonadecane (%)	0.0000		0.0000
120	Eicosane (%)	0.0000		0.0000
121	Hydrocarbon (%)	0.0000		0.0000
122	H2O (%)	0.0000		0.0000
123	NBP101500* (%)	0.0000		0.0000
124	NBP101200* (%)	0.0000		0.0000
125	NBP101250* (%)	0.0000		0.0000
126	NBP101300* (%)	0.0000		0.0000
127	NBP101350* (%)	0.0000		0.0000
128	NBP101400* (%)	0.0000		0.0000
129	NBP101450* (%)	0.0000		0.0000
130	NBP101500* (%)	0.0000		0.0000
131	DEAmine (%)	0.0015		0.0003
132	Flow Basis:			
133	Flow Rate (kg/h)	1.543991e+03	c129**	2.207558e-04
134	Flow Rate (kg/h)	54.5525		0.0796
135	Hydrogen (%)	0.0000		0.0000
136	Nitrogen (%)	48.0405		838.0467
137	H2S (%)	0.0000		0.8654
138	Ammonia (%)	0.0000		0.0000
139	CO2 (%)	334.8474		0.0237
140	Ethane (%)	944.1081		0.0022
141	Propane (%)	11.9729		0.0000
142	i-Butane (%)	30.1715		0.0000
143	n-Butane (%)	0.0000		0.0000
144	i-Pentane (%)	1.6807		1.571396e-04
145	n-Pentane (%)	0.0000		0.0000
146	Hexane (%)	0.0170		0.0000
147	Heptane (%)	0.4170		0.0000
148	Octane (%)	0.1408		0.0000
149	Nonane (%)	0.5683		0.0000
150	Decane (%)	0.3872		0.0000
151	Undecane (%)	0.8454		0.0000
152	Dodecane (%)	0.3343		0.0000
153	Tridecane (%)	0.0004		0.0000
154	Tetradecane (%)	0.0000		0.0000
155	Pentadecane (%)	0.0000		0.0000
156	Hexadecane (%)	0.0000		0.0000
157	Heptadecane (%)	0.0000		0.0000
158	Octadecane (%)	0.0000		0.0000
159	Nonadecane (%)	0.0000		0.0000
160	Eicosane (%)	0.0000		0.0000
161	Hydrocarbon (%)	0.0000		0.0000
162	H2O (%)	0.0000		0.0000
163	NBP101500* (%)	0.0000		0.0000
164	NBP101200* (%)	0.0000		0.0000
165	NBP101250* (%)	0.0000		0.0000
166	NBP101300* (%)	0.0000		0.0000
167	NBP101350* (%)	0.0000		0.0000
168	NBP101400* (%)	0.0000		0.0000
169	NBP101450* (%)	0.0000		0.0000
170	NBP101500* (%)	0.0000		0.0000
171	DEAmine (%)	0.0003		0.0001
172	Flow Basis:			
173	Flow Rate (kg/h)	1.543991e+03	c129**	2.207558e-04
174	Flow Rate (kg/h)	54.5525		0.0796
175	Hydrogen (%)	0.0000		0.0000
176	Nitrogen (%)	48.0405		838.0467
177	H2S (%)	0.0000		0.8654
178	Ammonia (%)	0.0000		0.0000
179	CO2 (%)	334.8474		0.0237
180	Ethane (%)	944.1081		0.0022
181	Propane (%)	11.9729		0.0000
182	i-Butane (%)	30.1715		0.0000
183	n-Butane (%)	0.0000		0.0000
184	i-Pentane (%)	1.6807		1.571396e-04
185	n-Pentane (%)	0.0000		0.0000
186	Hexane (%)	0.0170		0.0000
187	Heptane (%)	0.4170		0.0000
188	Octane (%)	0.1408		0.0000
189	Nonane (%)	0.5683		0.0000
190	Decane (%)	0.3872		0.0000
191	Undecane (%)	0.8454		0.0000
192	Dodecane (%)	0.3343		0.0000
193	Tridecane (%)	0.0004		0.0000
194	Tetradecane (%)	0.0000		0.0000
195	Pentadecane (%)	0.0000		0.0000
196	Hexadecane (%)	0.0000		0.0000
197	Heptadecane (%)	0.0000		0.0000
198	Octadecane (%)	0.0000		0.0000
199	Nonadecane (%)	0.0000		0.0000
200	Eicosane (%)	0.0000		0.0000
201	Hydrocarbon (%)	0.0000		0.0000
202	H2O (%)	0.0000		0.0000
203	NBP101500* (%)	0.0000		0.0000
204	NBP101200* (%)	0.0000		0.0000
205	NBP101250* (%)	0.0000		0.0000
206	NBP101300* (%)	0.0000		0.0000
207	NBP101350* (%)	0.0000		0.0000
208	NBP101400* (%)	0.0000		0.0000
209	NBP101450* (%)	0.0000		0.0000
210	NBP101500* (%)	0.0000		0.0000
211	DEAmine (%)	0.0001		0.0000

Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena.Mila\documentos\H-Oil TTESIS\es				
Unit Set: Impresión				
Date/Time: Mon May 29 18:08:16 2006				
<b>TEAM LTD</b> Calgary, Alberta CANADA				
<b>Absorber: DA-3554 PR-2 @Main (continued)</b>				
<b>SUMMARY</b>				
The composition option is selected				
Mass				
Flow Basis:				
11	Flow Rate (kg/h)	1.543991e+03	c129**	2.207558e-04
12	Flow Rate (kg/h)	54.5525		0.0796
13	Hydrogen (kg/h)	0.0000		0.0000
14	Nitrogen (kg/h)	48.0405		838.0467
15	H2S (kg/h)	0.0000		0.8654

TEAM LTD CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My documents\H-Off\TTESIS.doc	
HYDROTECH SOLUTIONS		Unit Set: Impresión	
		Date/Time: Mon May 28 16:08:16 2008	
<b>Absorber: DA-3554 PR-2 @Main (continued)</b>			
SUMMARY			
11	c123**	c123**	
12	Propane (%)	99.9999	0.0001
13	i-Ethane (%)	100.0000	0.0000
14	n-Butane (%)	100.0000	0.0000
15	i-Pentane (%)	100.0000	0.0000
16	n-Pentane (%)	100.0000	0.0000
17	H <sub>2</sub> O (%)	0.0131	99.9869
18	NBP011507 (%)	100.0000	0.0000
19	NBP012007 (%)	100.0000	0.0000
20	NBP012507 (%)	100.0000	0.0000
21	NBP013007 (%)	100.0000	0.0000
22	NBP013507 (%)	100.0000	0.0000
23	NBP013757 (%)	100.0000	0.0000
24	NBP014007 (%)	100.0000	0.0000
25	NBP014507 (%)	100.0000	0.0000
26	NBP015007 (%)	100.0000	0.0000
27	NBP015507 (%)	100.0000	0.0000
28	NBP016007 (%)	100.0000	0.0000
29	NBP016507 (%)	99.3172	0.6828
30	NBP017007 (%)	0.0021	99.9979
31	NBP017757 (%)	0.0000	0.0000
32	NBP018507 (%)	0.0000	0.0000
33	NBP019257 (%)	0.0000	0.0000
34	NBP011007 (%)	0.0000	0.0000
35	NBP0110757 (%)	0.0000	0.0000
36	NBP0111507 (%)	0.0000	0.0000
37	NBP0112257 (%)	0.0000	0.0000
38	NBP0113007 (%)	0.0000	0.0000
39	NBP0114027 (%)	0.0000	0.0000
40	DEAmine (%)	0.0002	99.9998
41			
SETUP			
Sub-Flowsheet			
Feed Streams		Product Streams	
Internal Stream	Transfer Basis	Internal Stream	Transfer Basis
c127	c127 @Main	c123**	c123 @Main
1012	1012 @Main	c12a- @Main	T-P Flash
			T-P Flash
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64	Hydrotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5028)	
Licensed to: TEAM LTD		Page 7 of 7	
		* Specified by user.	




<p>Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\Oil-TTESIS\asc                  Unit Sub: Impresión                  Date/Time: Mon May 28 18:06:04 2006</p>		<p>TEAM LTD                  Calgary, Alberta                  CANADA</p>	
<p><b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b></p>			
<p>Properties : c126                  Liquid Phase</p>		<p>Overall</p>	
11	Molar Flow	(kgmole/h)	86.84
12	Mass Flow	(kg/h)	4499
13	Std Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	8.048
14	Molar Enthalpy	(kJ/kg-mole)	-3.121e+004
15	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-801.0
16	Molar Entropy	(kJ/kg-mole-C)	88.16
17	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	1.717
18	Heat Flow	(kW)	-2.704e+008
19	Molar Density	(kg/m <sup>3</sup> )	10.11
20	Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	525.1
21	Std Ideal Liq Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	599.0
22	Liq Mass Density @Std Cond	(kg/m <sup>3</sup> )	593.7
23	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-mole-C)	140.7
24	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	2.709
25	Thermal Conductivity	(W/m-K)	8.695e-002
26	Viscosity	(cP)	0.1183
27	Surface Tension	(g/m-cm)	7.748
28	Molecular Weight		51.83
29	Z Factor		4.352e-002
<p>Properties : c132                  Vapour Phase</p>		<p>Overall</p>	
31	Vapour/Phase Fraction		0.0000
32	Temperature	(C)	0.0000
33	Pressure	(kg-cm <sup>2</sup> , g)	-5.158
34	Molar Flow	(kgmole/h)	22.50
35	Mass Flow	(kg/h)	789.2
36	Std Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	18.19
37	Molar Enthalpy	(kJ/kg-mole)	-2.978e+004
38	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-7.080e+004
39	Molar Entropy	(kJ/kg-mole-C)	301.0
40	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	566.7
41	Molar Density	(kg/m <sup>3</sup> )	106.8
42	Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	44.08
43	Heat Flow	(kW)	1.874
44	Molar Density	(kg/m <sup>3</sup> )	2.085
45	Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	8.435
46	Std Ideal Liq Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	565.5
47	Liq Mass Density @Std Cond	(kg/m <sup>3</sup> )	1005
48	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-mole-C)	85.84
49	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	41.85
50	Thermal Conductivity	(W/m-K)	3.641
51	Viscosity	(cP)	0.5262
52	Surface Tension	(g/m-cm)	1.279e-002
53	Molecular Weight		5.640
54	Z Factor		9.532e-003
55	Temperature	(C)	23.62
56	Pressure	(kg-cm <sup>2</sup> , g)	2.384e-002
57	Molar Flow	(kgmole/h)	7.102
58	Mass Flow	(kg/h)	21.20
59	Std Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	92.99
60	Molar Enthalpy	(kJ/kg-mole)	4378
61	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	7.891
62	Molar Density	(kg/m <sup>3</sup> )	-2.989e+004
63	Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	-566.8
<p>Learned to: TBM LUD</p>			


<p>Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\Oil-TTESIS\asc                  Unit Sub: Impresión                  Date/Time: Mon May 28 18:06:04 2006</p>		<p>TEAM LTD                  Calgary, Alberta                  CANADA</p>	
<p><b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main</b></p>			
<p>CONNECTIONS</p>		<p>FROM UNIT OPERATION</p>	
11	Stream Name	1 TS-1	Distillation
12	Stream Name	5 TS-1	3 Phase Separator
13	Stream Name	1 TS-1	Mixer
<p>TO UNIT OPERATION</p>			
14	Stream Name	1 TS-1	Mixer
15	Stream Name	5 TS-1	Mixer
<p>RATING</p>			
<p>Tray Sections</p>			
16	Tray Section	TS-1	
17	Tray Diameter	(m)	1.500
18	Well Height	(m)	5.000e-002
19	Well Length	(m)	1.200
20	Tray Space	(m)	0.5000
21	Tray Volume	(m <sup>3</sup> )	0.8339
22	Disable Heat Loss Calculations		None
23	Heat Model		None
24	Rating Calculations		None
25	Tray Hold Up	(m <sup>3</sup> )	8.896e-002
<p>PROPERTIES</p>			
<p>Properties : c130                  Liquid Phase</p>		<p>Overall</p>	
26	Vapour/Phase Fraction		0.0746
27	Temperature	(C)	43.00
28	Pressure	(kg-cm <sup>2</sup> , g)	21.10
29	Molar Flow	(kgmole/h)	785.6
30	Mass Flow	(kg/h)	58.58
31	Std Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	1.844e+004
32	Molar Enthalpy	(kJ/kg-mole)	5338
33	Mass Enthalpy	(kJ/kg-C)	13.13
34	Molar Density	(kg/m <sup>3</sup> )	-1.078e+005
35	Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	-8.765e+004
36	Heat Flow	(kW)	-3785
37	Molar Density	(kg/m <sup>3</sup> )	51.81
38	Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	-28.48
39	Heat Flow	(kW)	11.28
40	Molar Density	(kg/m <sup>3</sup> )	1026
41	Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	984.2
42	Std Ideal Liq Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> )	1053
43	Liq Mass Density @Std Cond	(kg/m <sup>3</sup> )	1053
44	Molar Heat Capacity	(kJ/kg-mole-C)	1065
45	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	77.71
46	Thermal Conductivity	(W/m-K)	2.047
47	Viscosity	(cP)	0.4720
48	Surface Tension	(g/m-cm)	56.51
49	Molecular Weight		92.34
50	Z Factor		91.13
51	Temperature	(C)	18.02
52	Pressure	(kg-cm <sup>2</sup> , g)	1.497e-002
53	Molar Flow	(kgmole/h)	1.0000
54	Mass Flow	(kg/h)	44.00
55	Std Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h)	10.80
56	Molar Enthalpy	(kJ/kg-mole)	
57	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	
<p>Learned to: TBM LUD</p>			


TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA	
1	Case Name:	C:\Documents and Settings\Corina\Mis documentos\11-Oil TTES\Bisc	
2	Unit Set:	Impression	
3	Date/Time:	Mon May 29 18:06:04 2006	
4	Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)		
5	The composition option is selected		
6	SUMMARY		
7	Flow Basis:	Mass	Mass
8	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
9	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
10	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
11	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
12	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
13	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
14	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
15	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
16	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
17	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
18	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
19	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
20	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
21	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
22	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
23	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
24	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
25	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000
26	Flow Basis:	Mass	Mass
27	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
28	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
29	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
30	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
31	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
32	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
33	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
34	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
35	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
36	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
37	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
38	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
39	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
40	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
41	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
42	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
43	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
44	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000
45	Flow Basis:	Mass	Mass
46	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
47	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
48	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
49	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
50	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
51	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
52	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
53	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
54	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
55	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
56	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
57	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
58	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
59	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
60	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
61	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
62	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
63	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000
64	Flow Basis:	Mass	Mass
65	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
66	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
67	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
68	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
69	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
70	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
71	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
72	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
73	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
74	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
75	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
76	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
77	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
78	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
79	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
80	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
81	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
82	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000
83	Flow Basis:	Mass	Mass
84	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
85	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
86	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
87	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
88	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
89	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
90	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
91	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
92	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
93	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
94	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
95	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
96	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
97	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
98	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
99	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
100	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
101	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000

TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		HYPROTECH CALGARY, ALBERTA CANADA	
1	Case Name:	C:\Documents and Settings\Corina\Mis documentos\11-Oil TTES\Bisc	
2	Unit Set:	Impression	
3	Date/Time:	Mon May 29 18:06:04 2006	
4	Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)		
5	The composition option is selected		
6	SUMMARY		
7	Flow Basis:	Mass	Mass
8	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
9	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
10	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
11	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
12	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
13	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
14	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
15	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
16	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
17	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
18	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
19	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
20	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
21	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
22	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
23	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
24	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
25	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000
26	Flow Basis:	Mass	Mass
27	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
28	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
29	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
30	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
31	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
32	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
33	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
34	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
35	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
36	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
37	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
38	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
39	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
40	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
41	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
42	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
43	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
44	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000
45	Flow Basis:	Mass	Mass
46	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
47	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
48	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
49	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
50	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
51	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
52	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
53	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
54	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
55	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
56	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
57	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
58	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
59	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
60	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
61	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
62	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
63	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000
64	Flow Basis:	Mass	Mass
65	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
66	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
67	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
68	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
69	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
70	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
71	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
72	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
73	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
74	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
75	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
76	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
77	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
78	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
79	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
80	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
81	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
82	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000
83	Flow Basis:	Mass	Mass
84	Flow Rate (kg/h):	1.64380e+04	4.48609e+03
85	Hydrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
86	Nitrogen (kg/h):	0.0000	0.0000
87	H2S (kg/h):	33.2018	133.9351
88	Ammonia (kg/h):	1.7241	0.0000
89	CO2 (kg/h):	0.0000	0.0000
90	Methane (kg/h):	0.0000	0.0000
91	Ethane (kg/h):	0.0000	0.0000
92	Propane (kg/h):	0.0000	0.0000
93	i-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
94	n-Butane (kg/h):	0.0000	0.0000
95	i-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
96	n-Pentane (kg/h):	0.0000	0.0000
97	H2O (kg/h):	0.0000	0.0000
98	NP101225* (kg/h):	0.0000	0.0000
99	NP101300* (kg/h):	0.0000	0.0000
100	NP101402* (kg/h):	0.0000	0.0000
101	DEAmine (kg/h):	0.0000	0.0000





 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorenna\My documents\H-Oil TTESIS\sec Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:08:04 2006
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b>		
<b>SUMMARY</b>		
11		c132
12	Nitrogen	0.0000
13	H2S	0.0058
14	Ammonia	0.0051
15	CO2	0.0000
16	Methane	0.0000
17	Ethane	0.0002
18	Propane	0.0000
19	i-Butane	0.0000
20	n-Butane	0.0000
21	i-Pentane	0.0000
22	n-Pentane	0.0000
23	n-Hexane	0.1198
24	NB-P01150*	0.0000
25	NB-P01225*	0.0000
26	NB-P01300*	0.0000
27	NB-P01402*	0.0000
28	NB-P01775*	0.0000
29	NB-P01850*	0.0000
30	NB-P01925*	0.0000
31	NB-P011000*	0.0000
32	NB-P011500*	0.0000
33	NB-P012250*	0.0000
34	NB-P013000*	0.0000
35	NB-P014020*	0.0000
36	DEAmine	0.2777
37	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Flows</b>		
38	Flow Rate (kg/h)	c132
39		4.375845e+03
40		1.656304e+04
41	Hydrogen (%)	0.0000
42	Nitrogen (%)	0.0000
43	H2S (%)	155.8078
44	Ammonia (%)	1.7241
45	CO2 (%)	0.0000
46	Methane (%)	0.0000
47	Ethane (%)	0.6987
48	Propane (%)	1.468572e+03
49	i-Butane (%)	467.0439
50	n-Butane (%)	2.264025e+03
51	i-Pentane (%)	133.8606
52	n-Pentane (%)	19.4284
53	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
54	Flow Rate (kg/h)	c132
55		4.375845e+03
56		1.656304e+04
57	Hydrogen (%)	94.2211
58	Nitrogen (%)	0.0000
59	H2S (%)	8.7784
60	Ammonia (%)	100.0000
61	CO2 (%)	0.0000
62	Methane (%)	98.8953
63	Ethane (%)	98.8953
64	Propane (%)	100.0000
65	i-Butane (%)	100.0000
66	n-Butane (%)	100.0000
67	i-Pentane (%)	100.0000
68	n-Pentane (%)	100.0000
69	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
70	Flow Rate (kg/h)	c132
71		4.375845e+03
72		1.656304e+04
73	Hydrogen (%)	94.2211
74	Nitrogen (%)	0.0000
75	H2S (%)	8.7784
76	Ammonia (%)	100.0000
77	CO2 (%)	0.0000
78	Methane (%)	98.8953
79	Ethane (%)	98.8953
80	Propane (%)	100.0000
81	i-Butane (%)	100.0000
82	n-Butane (%)	100.0000
83	i-Pentane (%)	100.0000
84	n-Pentane (%)	100.0000
85	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
86	Flow Rate (kg/h)	c132
87		4.375845e+03
88		1.656304e+04
89	Hydrogen (%)	94.2211
90	Nitrogen (%)	0.0000
91	H2S (%)	8.7784
92	Ammonia (%)	100.0000
93	CO2 (%)	0.0000
94	Methane (%)	98.8953
95	Ethane (%)	98.8953
96	Propane (%)	100.0000
97	i-Butane (%)	100.0000
98	n-Butane (%)	100.0000
99	i-Pentane (%)	100.0000
100	n-Pentane (%)	100.0000
101	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
102	Flow Rate (kg/h)	c132
103		4.375845e+03
104		1.656304e+04
105	Hydrogen (%)	94.2211
106	Nitrogen (%)	0.0000
107	H2S (%)	8.7784
108	Ammonia (%)	100.0000
109	CO2 (%)	0.0000
110	Methane (%)	98.8953
111	Ethane (%)	98.8953
112	Propane (%)	100.0000
113	i-Butane (%)	100.0000
114	n-Butane (%)	100.0000
115	i-Pentane (%)	100.0000
116	n-Pentane (%)	100.0000
117	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
118	Flow Rate (kg/h)	c132
119		4.375845e+03
120		1.656304e+04
121	Hydrogen (%)	94.2211
122	Nitrogen (%)	0.0000
123	H2S (%)	8.7784
124	Ammonia (%)	100.0000
125	CO2 (%)	0.0000
126	Methane (%)	98.8953
127	Ethane (%)	98.8953
128	Propane (%)	100.0000
129	i-Butane (%)	100.0000
130	n-Butane (%)	100.0000
131	i-Pentane (%)	100.0000
132	n-Pentane (%)	100.0000
133	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
134	Flow Rate (kg/h)	c132
135		4.375845e+03
136		1.656304e+04
137	Hydrogen (%)	94.2211
138	Nitrogen (%)	0.0000
139	H2S (%)	8.7784
140	Ammonia (%)	100.0000
141	CO2 (%)	0.0000
142	Methane (%)	98.8953
143	Ethane (%)	98.8953
144	Propane (%)	100.0000
145	i-Butane (%)	100.0000
146	n-Butane (%)	100.0000
147	i-Pentane (%)	100.0000
148	n-Pentane (%)	100.0000
149	Flow Basis:	The composition option is selected

 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorenna\My documents\H-Oil TTESIS\sec Unit Set: Impression Date/Time: Mon May 29 16:08:04 2006
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b>		
<b>SUMMARY</b>		
11		c132
12	H2O (kg/h)	0.8241
13	NB-P01150* (kg/h)	0.0000
14	NB-P01225* (kg/h)	0.0000
15	NB-P01300* (kg/h)	0.0000
16	NB-P01350* (kg/h)	0.0000
17	NB-P01402* (kg/h)	0.0000
18	NB-P01450* (kg/h)	0.0000
19	NB-P01500* (kg/h)	0.0000
20	NB-P01550* (kg/h)	0.0000
21	NB-P01600* (kg/h)	0.0000
22	NB-P01650* (kg/h)	0.0000
23	NB-P01700* (kg/h)	0.0000
24	NB-P01750* (kg/h)	0.0000
25	NB-P01800* (kg/h)	0.0000
26	NB-P01850* (kg/h)	0.0000
27	NB-P01900* (kg/h)	0.0000
28	NB-P01950* (kg/h)	0.0000
29	NB-P02000* (kg/h)	0.0000
30	NB-P01025* (kg/h)	0.0000
31	NB-P01150* (kg/h)	0.0000
32	NB-P01225* (kg/h)	0.0000
33	NB-P01300* (kg/h)	0.0000
34	NB-P01402* (kg/h)	0.0000
35	DEAmine (kg/h)	5.154650e+03
36	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
37	Flow Rate (kg/h)	c132
38		4.375845e+03
39		1.656304e+04
40	Hydrogen (%)	94.2211
41	Nitrogen (%)	0.0000
42	H2S (%)	8.7784
43	Ammonia (%)	100.0000
44	CO2 (%)	0.0000
45	Methane (%)	98.8953
46	Ethane (%)	98.8953
47	Propane (%)	100.0000
48	i-Butane (%)	100.0000
49	n-Butane (%)	100.0000
50	i-Pentane (%)	100.0000
51	n-Pentane (%)	100.0000
52	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
53	Flow Rate (kg/h)	c132
54		4.375845e+03
55		1.656304e+04
56	Hydrogen (%)	94.2211
57	Nitrogen (%)	0.0000
58	H2S (%)	8.7784
59	Ammonia (%)	100.0000
60	CO2 (%)	0.0000
61	Methane (%)	98.8953
62	Ethane (%)	98.8953
63	Propane (%)	100.0000
64	i-Butane (%)	100.0000
65	n-Butane (%)	100.0000
66	i-Pentane (%)	100.0000
67	n-Pentane (%)	100.0000
68	Flow Basis:	The composition option is selected
<b>Product Recoveries</b>		
69	Flow Rate (kg/h)	c132
70		4.375845e+03
71		1.656304e+04
72	Hydrogen (%)	94.2211
73	Nitrogen (%)	0.0000
74	H2S (%)	8.7784
75	Ammonia (%)	100.0000
76	CO2 (%)	0.0000
77	Methane (%)	98.8953
78	Ethane (%)	98.8953
79	Propane (%)	100.0000
80	i-Butane (%)	100.0000
81	n-Butane (%)	100.0000
82	i-Pentane (%)	100.0000
83	n-Pentane (%)	100.0000
84	Flow Basis:	The composition option is selected


		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\My Documents\H-Oil TTESIS\doc Unit Set: Impresión Date/Time: Mon May 20 18:08:04 2008															
<b>Absorber: DA-3555Peng-2 @Main (continued)</b>																	
<b>SUMMARY</b>																	
11	1023	c132															
12	NBP107600 (%)	0.0000															
13	NBP107650 (%)	0.0000															
14	NBP107700 (%)	0.0000															
15	NBP107750 (%)	0.0000															
16	NBP107800 (%)	0.0000															
17	NBP107850 (%)	0.0000															
18	NBP107900 (%)	0.0000															
19	NBP107950 (%)	0.0000															
20	NBP108000 (%)	0.0000															
21	NBP108050 (%)	0.0000															
22	NBP108100 (%)	0.0000															
23	NBP108150 (%)	0.0000															
24	NBP108200 (%)	0.0000															
25	NBP108250 (%)	0.0000															
26	NBP108300 (%)	0.0000															
27	DCExtrac (%)	89.9949															
<b>SETUP</b>																	
Sub-Equipment																	
<table border="0" style="width: 100%;"> <tr> <td style="width: 33%;"><b>Feed Streams</b></td> <td style="width: 33%;"><b>Transfer Steams</b></td> <td style="width: 33%;"><b>Product Streams</b></td> </tr> <tr> <td>Internal Steam</td> <td>Internal Steam</td> <td>External Steam</td> </tr> <tr> <td>c130 @Main</td> <td>1023</td> <td>c132 @Main</td> </tr> <tr> <td>c128 @Main</td> <td>c132</td> <td>c132 @Main</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>c132 @Main</td> </tr> </table>			<b>Feed Streams</b>	<b>Transfer Steams</b>	<b>Product Streams</b>	Internal Steam	Internal Steam	External Steam	c130 @Main	1023	c132 @Main	c128 @Main	c132	c132 @Main			c132 @Main
<b>Feed Streams</b>	<b>Transfer Steams</b>	<b>Product Streams</b>															
Internal Steam	Internal Steam	External Steam															
c130 @Main	1023	c132 @Main															
c128 @Main	c132	c132 @Main															
		c132 @Main															
<table border="0" style="width: 100%;"> <tr> <td style="width: 33%;"></td> <td style="width: 33%;"></td> <td style="width: 33%;">Transfer Steals</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>T-P Flash</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>T-P Flash</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>T-P Flash</td> </tr> </table>					Transfer Steals			T-P Flash			T-P Flash			T-P Flash			
		Transfer Steals															
		T-P Flash															
		T-P Flash															
		T-P Flash															
31																	
32																	
33																	
34																	
35																	
36																	
37																	
38																	
39																	
40																	
41																	
42																	
43																	
44																	
45																	
46																	
47																	
48																	
49																	
50																	
51																	
52																	
53																	
54																	
55																	
56																	
57																	
58																	
59																	
60																	
61																	
62																	
63																	
64																	
65																	




1			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \TTESIS\				
2	 <b>TEAM LND</b> Calgary, Alberta CANADA		Unit Set: impresión				
3			Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006				
4							
5							
6	<b>Stream: AGO</b>		<b>Boiling Point Curves: Boiling Point AGO</b>				
7							
8							
9	<b>BOILING POINT CURVES</b>						
10							
11	Basis			Stream			
12	Liquid Volume			AGO			
13	<b>RESULTS</b>						
14							
15	<b>BP Curves Results</b>						
16							
17	Cut Point	TBP	ASTM D86	D86 Crack Reduced	ASTM D1160(Vac)	ASTM D1160(Atm)	ASTM D2887
18	(%)	(C)	(C)	(C)	(C)	(C)	(C)
19	0.00	248.94	274.37	270.22	137.17	273.61	231.36
20	1.00	258.18	281.28	276.58	141.59	278.96	240.78
21	2.00	263.30	284.40	279.44	143.83	281.68	248.53
22	3.50	269.80	288.02	282.73	146.59	285.02	257.49
23	5.00	281.84	291.65	286.00	149.35	288.35	263.84
24	7.50	287.49	297.68	291.40	154.12	294.10	271.01
25	10.00	289.72	299.00	292.57	155.59	295.87	275.17
26	12.50	291.94	300.12	293.56	157.10	297.69	278.47
27	15.00	294.16	301.24	294.55	158.62	299.52	281.24
28	17.50	296.38	302.36	295.55	160.14	301.34	284.16
29	20.00	298.60	303.48	296.53	161.65	303.16	287.16
30	25.00	303.05	305.72	298.50	164.69	306.80	293.20
31	30.00	307.49	307.96	300.45	171.83	315.35	299.23
32	35.00	311.93	310.19	302.40	172.71	316.40	305.33
33	40.00	316.14	312.42	304.33	173.73	317.62	311.07
34	45.00	319.65	314.63	306.22	176.51	320.94	315.85
35	50.00	323.15	316.83	308.11	179.29	324.26	319.99
36	55.00	326.65	319.04	309.99	182.08	327.58	323.93
37	60.00	330.15	321.24	311.85	184.86	330.89	327.31
38	65.00	333.65	323.44	313.71	187.65	334.20	328.94
39	70.00	333.79	325.65	315.55	190.43	337.50	330.84
40	75.00	338.84	326.22	316.03	191.57	338.84	335.68
41	80.00	345.17	330.94	319.94	196.91	345.17	342.64
42	85.00	353.06	336.94	324.82	203.58	353.05	351.49
43	90.00	361.88	343.73	330.25	211.07	361.87	361.00
44	92.50	366.63	347.43	333.15	215.12	366.62	365.55
45	95.00	373.37	353.26	337.66	220.90	373.39	370.03
46	96.50	392.44	374.32	353.17	237.18	392.38	393.88
47	98.00	418.28	391.73	365.02	259.58	418.29	422.35
48	99.00	438.96	401.31	371.17	277.65	439.02	440.56
49	100.00	462.42	409.27	376.07	298.23	462.42	458.16
50	<b>CRITICAL PROPERTIES</b>						
51							
52	Cut Point	Critical Temperature	Critical Pressure	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density	
53	(%)	(C)	(kg/cm2_g)			(kg/m3)	
54	0.00	296.60	27.99	0.3568	109.146	738.79	
55	1.00	441.28	19.80	0.5972	190.640	847.89	
56	2.00	450.71	19.52	0.6115	197.177	856.36	
57	3.50	457.12	19.19	0.6241	203.943	860.93	
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 10	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \TESIS			
2				Unit Set: impresión			
3				Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006			
4							
5							
6	<b>Stream: AGO (continued)</b>			<b>Boiling Point Curves: Boiling Point AGO (c</b>			
7							
8							
9	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
10							
11	5.00	463.53	18.86	0.6368	210.710	865.21	
12	7.50	474.21	18.35	0.6579	221.987	871.70	
13	10.00	476.59	18.20	0.6635	224.878	872.94	
14	12.50	478.62	18.07	0.6684	227.418	873.99	
15	15.00	480.65	17.94	0.6733	229.958	875.03	
16	17.50	482.68	17.81	0.6782	232.497	876.07	
17	20.00	484.71	17.68	0.6831	235.037	877.12	
18	25.00	488.77	17.44	0.6929	240.117	879.20	
19	30.00	492.83	17.19	0.7027	245.196	881.29	
20	35.00	496.89	16.96	0.7125	250.276	883.38	
21	40.00	500.73	16.74	0.7218	255.050	885.28	
22	45.00	503.87	16.55	0.7298	258.858	886.54	
23	50.00	507.02	16.36	0.7377	262.666	887.77	
24	55.00	510.16	16.18	0.7457	266.473	889.04	
25	60.00	513.31	16.00	0.7536	270.281	890.42	
26	65.00	516.45	15.83	0.7616	274.089	891.97	
27	70.00	516.79	15.66	0.7696	274.394	893.77	
28	75.00	521.23	15.60	0.7729	279.812	895.86	
29	80.00	526.75	15.27	0.7880	286.595	898.40	
30	85.00	533.59	14.86	0.8070	295.053	901.48	
31	90.00	541.21	14.43	0.8283	304.489	904.89	
32	92.50	545.32	14.20	0.8398	309.574	906.70	
33	95.00	551.15	13.89	0.8561	316.786	909.38	
34	96.50	570.21	12.96	0.9083	340.117	918.86	
35	98.00	593.73	11.93	0.9704	369.279	930.60	
36	99.00	622.29	10.79	1.0409	405.571	944.90	
37	100.00	880.81	3.61	1.6568	702.744	1058.38	
38	<b>COLD PROPERTIES</b>						
39							
40	True VP at 37.8 C	(kg/cm2_g)	-0.9672	Cetane Index	42.4710		
41	Reid VP at 37.8 C	(kg/cm2_g)	---	Research Octane Number	---		
42	ASTM D93 Flash Point	(C)	123.5925	Viscosity at 37.8 C	(cP)	1.11120	
43	ASTM D97 Pour Point	(C)	-4.4985	Viscosity at 97.8 C	(cP)	1.58854	
44	Refractive Index	1.4962					
45							
46	<b>P:N:A</b>						
47	Paraffins [mol%]	4.9159	Naphthas [mol%]	48.7195	Aromatics [mol%]	46.3646	
48	<b>Stream: Diesel</b>			<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Diesel</b>			
49							
50							
51	<b>BOILING POINT CURVES</b>						
52							
53	Basis			Stream			
54	Liquid Volume			Diesel			
55							
56	<b>RESULTS</b>						
57							
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 2 of 10	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TESIS				
2			Unit Set: impresión				
3			Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006				
4							
5							
6	<b>Stream: Diesel (continued)</b>		<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Diesel (</b>				
7	<b>BP Curves Results</b>						
8							
9							
10							
11	Cut Point (%)	TBP (C)	ASTM D86 (C)	D86 Crack Reduced (C)	ASTM D1160(Vac) (C)	ASTM D1160(Atm) (C)	ASTM D2887 (C)
12							
13	0.00	179.92	211.93	211.93	83.72	207.98	177.41
14	1.00	190.97	221.30	221.30	90.68	216.61	192.33
15	2.00	203.65	230.26	230.26	95.04	222.02	202.71
16	3.50	209.97	233.80	233.80	97.94	225.60	208.93
17	5.00	215.88	237.06	237.06	100.78	229.10	215.11
18	7.50	225.73	242.48	242.48	107.84	237.79	221.51
19	10.00	233.25	246.60	246.60	109.27	239.55	227.55
20	12.50	235.72	247.86	247.86	110.93	241.58	231.80
21	15.00	238.19	249.12	249.12	112.59	243.62	234.93
22	17.50	240.66	250.38	250.38	114.24	245.65	238.07
23	20.00	243.13	251.64	251.64	115.90	247.68	241.28
24	25.00	248.08	254.17	254.17	119.22	251.74	247.57
25	30.00	253.02	256.69	255.24	125.81	259.79	253.30
26	35.00	257.96	259.22	256.08	126.84	261.05	257.69
27	40.00	261.90	261.18	257.93	128.55	263.13	261.06
28	45.00	265.05	262.76	259.41	130.81	265.88	263.67
29	50.00	268.06	264.33	260.89	133.02	268.57	266.04
30	55.00	271.04	266.00	262.45	135.28	271.32	268.89
31	60.00	274.10	267.85	264.17	137.68	274.23	272.18
32	65.00	277.36	269.97	266.14	140.29	277.40	275.88
33	70.00	280.93	272.44	268.44	143.21	280.93	279.98
34	75.00	284.93	275.36	271.14	146.51	284.92	284.37
35	80.00	290.10	279.40	274.86	150.81	290.11	289.29
36	85.00	294.66	282.90	278.07	154.61	294.70	294.35
37	90.00	300.63	287.69	282.43	159.59	300.68	301.47
38	92.50	303.93	290.38	284.86	162.34	303.99	306.21
39	95.00	307.47	293.29	287.47	165.29	307.52	312.29
40	96.50	309.72	295.14	289.13	167.15	309.76	316.68
41	98.00	312.05	297.07	290.85	169.09	312.08	321.87
42	99.00	313.66	298.40	292.04	170.43	313.68	325.86
43	100.00	315.32	299.78	293.26	171.80	315.32	330.33
44	<b>CRITICAL PROPERTIES</b>						
45							
46	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
47							
48	0.00	269.19	30.93	0.3110	95.120	724.19	
49	1.00	372.04	22.20	0.4923	166.870	787.51	
50	2.00	385.51	21.49	0.5160	170.754	797.63	
51	3.50	392.02	21.22	0.5265	172.314	803.02	
52	5.00	398.33	20.96	0.5368	173.921	808.27	
53	7.50	408.85	20.55	0.5538	176.598	817.01	
54	10.00	416.94	20.26	0.5666	178.861	823.87	
55	12.50	419.76	20.21	0.5702	180.227	826.66	
56	15.00	422.58	20.16	0.5737	181.593	829.44	
57	17.50	425.41	20.10	0.5772	182.959	832.23	
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 3 of 10	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \VTESIS\			
2				Unit Set: impresión			
3				Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006			
4							
5							
6	<b>Stream: Diesel (continued)</b>			<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Diesel (</b>			
7							
8							
9	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
10							
11	20.00	428.23	20.05	0.5808	186.319	835.01	
12	25.00	433.87	19.95	0.5879	188.895	840.58	
13	30.00	439.52	19.84	0.5950	191.025	852.83	
14	35.00	445.16	19.74	0.6020	192.879	853.77	
15	40.00	449.52	19.59	0.6079	195.743	855.17	
16	45.00	452.83	19.42	0.6128	199.255	858.65	
17	50.00	455.90	19.24	0.6179	202.766	861.07	
18	55.00	458.85	19.07	0.6233	206.278	863.18	
19	60.00	461.82	18.91	0.6293	206.313	865.09	
20	65.00	464.94	18.74	0.6360	210.028	866.90	
21	70.00	468.32	18.58	0.6437	214.281	868.73	
22	75.00	472.11	18.49	0.6527	219.161	870.67	
23	80.00	476.71	18.20	0.6636	224.952	873.07	
24	85.00	482.22	17.86	0.6766	231.722	876.00	
25	90.00	488.17	17.49	0.6909	239.142	879.07	
26	92.50	491.31	17.30	0.6985	243.096	880.66	
27	95.00	494.55	17.11	0.7065	247.212	882.29	
28	96.50	496.55	16.99	0.7114	249.760	883.28	
29	98.00	498.59	16.87	0.7165	252.366	884.29	
30	99.00	499.99	16.79	0.7199	254.152	884.97	
31	100.00	525.06	15.37	0.7834	284.506	897.63	
32	<b>COLD PROPERTIES</b>						
33							
34	True VP at 37.8 C	(kg/cm2_g)	-0.9670	Cetane Index	43.4402		
35	Reid VP at 37.8 C	(kg/cm2_g)	---	Research Octane Number	---		
36	ASTM D93 Flash Point	(C)	98.0972	Viscosity at 37.8 C	(cP)	0.45859	
37	ASTM D97 Pour Point	(C)	-29.5859	Viscosity at 97.8 C	(cP)	0.79904	
38	Refractive Index	1.4796					
39	<b>P:N:A</b>						
40							
41	Paraffins [mol%]	6.4431	Naphthas [mol%]	48.3944	Aromatics [mol%]	45.1624	
42	<b>Stream: Fondos Atm</b>			<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Fondos</b>			
43							
44							
45	<b>BOILING POINT CURVES</b>						
46							
47	Basis			Stream			
48	Liquid Volume			Fondos Atm			
49	<b>RESULTS</b>						
50							
51	<b>BP Curves Results</b>						
52							
53	Cut Point (%)	TBP (C)	ASTM D86 (C)	D86 Crack Reduced (C)	ASTM D1160(Vac) (C)	ASTM D1160(Atm) (C)	ASTM D2887 (C)
54							
55	0.00	323.67	316.23	307.59	186.17	332.44	269.94
56	1.00	335.65	323.45	313.71	195.26	343.21	278.38
57	2.00	346.55	330.37	319.47	203.65	353.13	286.66
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 4 of 10	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \T\TESIS				
2			Unit Set: impresión				
3			Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006				
4							
5							
6	<b>Stream: Fondos Atm (continued)</b>		<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Fondos</b>				
7							
8							
9	<b>BP Curves Results</b>						
10							
11	Cut Point (%)	TBP (C)	ASTM D86 (C)	D86 Crack Reduced (C)	ASTM D1160(Vac) (C)	ASTM D1160(Atm) (C)	ASTM D2887 (C)
12	3.50	361.20	340.29	327.51	215.18	366.68	298.78
13	5.00	374.42	349.85	335.04	225.82	379.14	310.52
14	7.50	395.05	365.57	346.87	242.73	398.82	329.46
15	10.00	413.24	380.34	357.36	258.01	416.49	347.24
16	12.50	428.56	393.08	365.90	271.02	431.43	363.00
17	15.00	441.98	404.70	373.28	282.60	444.67	376.99
18	17.50	454.10	415.54	379.81	293.21	456.74	390.00
19	20.00	466.37	426.55	386.11	303.97	468.92	402.40
20	25.00	489.48	447.67	397.29	324.41	491.91	426.48
21	30.00	511.49	467.81	406.92	344.02	513.79	450.03
22	35.00	532.56	487.03	415.27	362.82	534.60	473.06
23	40.00	552.51	505.21	422.49	380.42	553.93	495.44
24	45.00	571.62	522.62	428.86	397.26	572.30	516.93
25	50.00	590.21	539.63	434.62	413.98	590.41	537.51
26	55.00	608.56	556.51	439.94	430.86	608.57	557.01
27	60.00	627.00	573.53	444.94	448.07	626.95	575.91
28	65.00	645.76	590.93	449.74	465.77	645.72	595.33
29	70.00	664.64	608.66	454.34	483.74	664.64	615.05
30	75.00	683.36	626.67	458.76	501.64	683.36	632.95
31	80.00	702.87	645.47	463.12	520.45	702.87	651.93
32	85.00	724.71	666.33	467.62	541.68	724.72	676.76
33	90.00	747.53	687.72	471.67	564.04	747.54	709.06
34	92.50	759.04	698.28	473.36	575.39	759.04	728.59
35	95.00	770.50	708.61	474.77	586.74	770.49	750.31
36	96.50	777.32	714.65	475.50	593.52	777.31	764.40
37	98.00	784.06	720.53	476.14	600.25	784.05	779.17
38	99.00	788.51	724.35	476.54	604.70	788.50	789.37
39	100.00	792.91	728.09	476.91	609.11	792.91	799.83
40							
41	<b>CRITICAL PROPERTIES</b>						
42							
43	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
44	0.00	384.22	21.54	0.5139	170.334	796.55	
45	1.00	512.23	16.06	0.7509	268.980	891.16	
46	2.00	527.64	15.21	0.7906	287.700	898.78	
47	3.50	543.48	14.35	0.8332	307.154	906.19	
48	5.00	552.06	13.85	0.8587	317.907	909.76	
49	7.50	570.05	12.98	0.9083	339.936	918.56	
50	10.00	585.97	12.28	0.9513	359.416	926.70	
51	12.50	599.30	11.72	0.9851	376.113	933.43	
52	15.00	610.91	11.25	1.0135	390.885	939.29	
53	17.50	621.31	10.84	1.0384	404.293	944.46	
54	20.00	631.71	10.42	1.0651	417.799	949.39	
55	25.00	650.92	9.66	1.1161	442.892	957.94	
56	30.00	668.51	8.92	1.1663	465.491	964.56	
57							
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 5 of 10		


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTTESIS				
2			Unit Set: impresión				
3			Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006				
4							
5							
6	<b>Stream: Fondos Atm (continued)</b>		<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Fondos</b>				
7							
8							
9	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
10							
11	35.00	685.03	8.25	1.2143	486.240	970.32	
12	40.00	701.31	7.72	1.2560	506.153	977.38	
13	45.00	717.31	7.27	1.2931	525.457	985.25	
14	50.00	732.78	6.86	1.3287	544.266	992.73	
15	55.00	747.86	6.46	1.3638	562.819	999.72	
16	60.00	762.96	6.07	1.3985	581.462	1006.67	
17	65.00	778.28	5.71	1.4331	600.426	1013.70	
18	70.00	793.62	5.35	1.4674	619.556	1020.64	
19	75.00	808.73	5.02	1.5012	639.150	1027.32	
20	80.00	824.39	4.68	1.5358	657.763	1034.14	
21	85.00	841.07	4.33	1.5721	674.474	1041.33	
22	90.00	859.26	3.98	1.6110	688.362	1049.13	
23	92.50	869.06	3.80	1.6317	693.961	1053.34	
24	95.00	878.25	3.65	1.6513	700.725	1057.28	
25	96.50	883.65	3.57	1.6629	704.992	1059.60	
26	98.00	889.06	3.49	1.6745	709.259	1061.92	
27	99.00	892.66	3.44	1.6822	712.104	1063.47	
28	100.00	896.26	3.39	1.6900	714.949	1065.02	
29	<b>COLD PROPERTIES</b>						
30							
31	True VP at 37.8 C	(kg/cm2_g)	-0.9672	Cetane Index		—	
32	Reid VP at 37.8 C	(kg/cm2_g)	—	Research Octane Number		—	
33	ASTM D93 Flash Point	(C)	151.3060	Viscosity at 37.8 C		(cP) 38410.34167	
34	ASTM D97 Pour Point	(C)	-8.4688	Viscosity at 97.8 C		(cP) 111.95535	
35	Refractive Index		1.5635				
36	<b>P:N:A</b>						
37							
38	Paraffins [mol%]	8.4758	Naphthas [mol%]	50.0739	Aromatics [mol%]	41.4503	
39							
40	<b>Stream: Keroseno_13</b>		<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Keroser</b>				
41							
42	<b>BOILING POINT CURVES</b>						
43							
44	Basis			Stream			
45	Liquid Volume			Keroseno_13			
46	<b>RESULTS</b>						
47							
48	<b>BP Curves Results</b>						
49							
50	Cut Point (%)	TBP (C)	ASTM D86 (C)	D86 Crack Reduced (C)	ASTM D1160(Vac) (C)	ASTM D1160(Atm) (C)	ASTM D2887 (C)
51							
52	0.00	148.96	180.16	180.16	56.96	174.55	150.52
53	1.00	161.39	188.89	188.89	61.98	180.85	165.04
54	2.00	171.25	195.63	195.63	66.02	185.91	174.60
55	3.50	179.45	200.66	200.66	69.57	190.36	179.01
56	5.00	184.48	203.26	203.26	73.24	194.94	182.49
57	7.50	191.39	206.81	206.81	75.26	197.45	188.45
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 6 of 10	




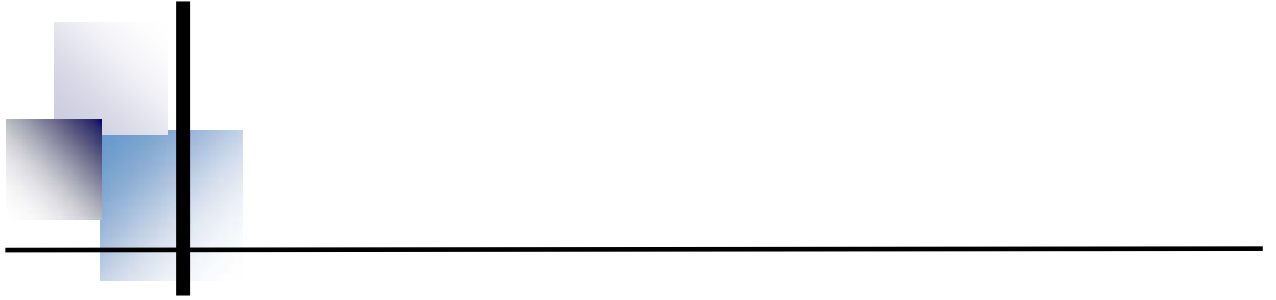
1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TITESIS				
2				Unit Set: impresión				
3				Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006				
4								
5	Stream: Keroseno_13 (continued)			Boiling Point Curves: Boiling Point Keroser				
6	<b>BP Curves Results</b>							
7	11	Cut Point (%)	TBP (C)	ASTM D86 (C)	D86 Crack Reduced (C)	ASTM D1160(Vac) (C)	ASTM D1160(Atm) (C)	ASTM D2887 (C)
8	12							
9	13	10.00	193.79	207.96	207.96	76.81	199.39	193.92
10	14	12.50	196.20	209.12	209.12	78.37	201.33	197.50
11	15	15.00	198.60	210.28	210.28	79.92	203.27	200.03
12	16	17.50	201.00	211.44	211.44	82.93	207.01	202.66
13	17	20.00	203.40	212.59	212.59	83.48	207.69	205.34
14	18	25.00	207.70	214.72	214.72	85.88	210.67	210.15
15	19	30.00	211.62	216.70	216.70	88.52	213.94	214.23
16	20	35.00	215.25	218.57	218.57	91.00	217.02	217.45
17	21	40.00	218.61	220.34	220.34	93.34	219.91	220.15
18	22	45.00	221.73	222.02	222.02	95.55	222.64	222.72
19	23	50.00	224.62	223.63	223.63	97.63	225.21	225.31
20	24	55.00	227.30	225.16	225.16	99.60	227.64	228.14
21	25	60.00	229.79	226.63	226.63	101.47	229.95	231.10
22	26	65.00	232.12	228.05	228.05	103.24	232.13	234.08
23	27	70.00	234.29	229.43	229.43	104.93	234.22	236.90
24	28	75.00	236.33	230.77	230.77	106.56	236.21	239.06
25	29	80.00	238.27	232.08	232.08	108.12	238.13	241.17
26	30	85.00	240.11	233.38	233.38	109.62	239.98	243.85
27	31	90.00	241.88	234.67	234.67	111.09	241.79	247.48
28	32	92.50	242.75	235.31	235.31	111.81	242.67	249.76
29	33	95.00	243.60	235.96	235.96	112.53	243.55	252.48
30	34	96.50	244.11	236.35	236.35	112.96	244.07	254.34
31	35	98.00	244.61	236.74	236.74	113.38	244.59	256.42
32	36	99.00	244.95	237.00	237.00	113.67	244.94	257.94
33	37	100.00	245.29	237.26	237.26	113.95	245.29	259.59
34	<b>CRITICAL PROPERTIES</b>							
35	40	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
36	41							
37	42	0.00	239.77	33.63	0.2630	80.518	710.11	
38	43	1.00	335.16	24.64	0.4257	148.244	762.25	
39	44	2.00	348.17	23.70	0.4493	155.621	770.87	
40	45	3.50	360.08	22.91	0.4709	161.111	778.90	
41	46	5.00	365.30	22.59	0.4803	163.639	782.63	
42	47	7.50	372.47	22.17	0.4931	166.991	787.79	
43	48	10.00	374.98	22.04	0.4975	167.694	789.68	
44	49	12.50	377.48	21.91	0.5019	168.398	791.58	
45	50	15.00	379.99	21.78	0.5063	169.101	793.47	
46	51	17.50	382.50	21.65	0.5107	169.804	795.37	
47	52	20.00	385.01	21.52	0.5151	170.508	797.26	
48	53	25.00	389.31	21.36	0.5226	171.598	800.54	
49	54	30.00	393.13	21.22	0.5292	172.488	803.49	
50	55	35.00	396.65	20.96	0.5353	173.273	806.25	
51	56	40.00	399.95	20.82	0.5409	173.998	808.89	
52	57	45.00	403.09	20.69	0.5460	174.707	811.47	
53	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 7 of 10		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \T\TESIS				
2			Unit Set: impresión				
3			Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006				
4							
5							
6	<b>Stream: Keroseno_13 (continued)</b>		<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Keroseno</b>				
7							
8							
9	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
10							
11	50.00	406.14	20.57	0.5509	175.442	814.06	
12	55.00	409.19	20.47	0.5556	176.247	816.72	
13	60.00	412.29	20.38	0.5602	177.167	819.51	
14	65.00	415.53	20.29	0.5648	178.244	822.50	
15	70.00	419.55	20.19	0.5703	179.879	826.28	
16	75.00	423.84	20.10	0.5760	181.759	830.38	
17	80.00	428.30	20.01	0.5817	183.814	834.71	
18	85.00	432.92	19.92	0.5875	186.045	839.27	
19	90.00	437.69	19.84	0.5934	188.453	844.05	
20	92.50	440.14	19.80	0.5963	189.722	846.52	
21	95.00	442.63	19.77	0.5993	191.035	849.05	
22	96.50	444.15	19.75	0.6010	191.844	850.60	
23	98.00	445.67	19.72	0.6028	192.669	852.16	
24	99.00	446.70	19.71	0.6040	193.228	853.22	
25	100.00	474.66	18.33	0.6588	222.457	871.95	
26	<b>COLD PROPERTIES</b>						
27							
28	True VP at 37.8 C (kg/cm2_g)	-0.9664	Cetane Index			46.6887	
29	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2_g)	—	Research Octane Number			—	
30	ASTM D93 Flash Point (C)	75.3688	Viscosity at 37.8 C (cP)			0.21054	
31	ASTM D97 Pour Point (C)	-56.2222	Viscosity at 97.8 C (cP)			0.41711	
32	Refractive Index					1.4555	
33	<b>P:N:A</b>						
34							
35	Paraffins [mol%]	12.0614	Naphthas [mol%]	48.9751	Aromatics [mol%]	38.9635	
36	<b>Stream: C4 nafta no estabilizada</b>		<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Nafta</b>				
37							
38							
39	<b>BOILING POINT CURVES</b>						
40							
41	Basis			Stream			
42	Liquid Volume			C4 nafta no estabilizada			
43	<b>RESULTS</b>						
44							
45	<b>BP Curves Results</b>						
46							
47	Cut Point (%)	TBP (C)	ASTM D86 (C)	D86 Crack Reduced (C)	ASTM D1160(Vac) (C)	ASTM D1160(Atm) (C)	ASTM D2887 (C)
48							
49	0.00	-48.76	1.44	1.44	-105.27	-36.98	-48.88
50	1.00	-13.97	27.98	27.98	-80.40	-3.53	-38.45
51	2.00	-5.42	33.03	33.03	-74.13	4.84	-28.85
52	3.50	8.76	40.91	40.91	-63.57	18.89	-15.83
53	5.00	26.69	51.32	51.32	-50.11	36.70	-4.13
54	7.50	34.20	56.87	56.87	-44.40	44.22	13.34
55	10.00	59.38	80.33	80.33	-25.64	68.79	29.85
56	12.50	81.56	100.70	100.70	-9.39	89.90	46.54
57	15.00	93.80	111.67	111.67	-0.69	101.14	65.91
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 8 of 10		

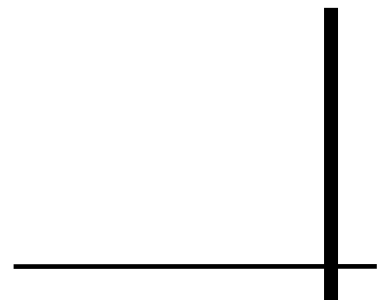


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil T\TESIS				
2			Unit Set: impresión				
3			Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006				
4							
5							
6	<b>Streamafta no estabilizada (contin</b>		<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Nafta (c</b>				
7							
8							
9	<b>BP Curves Results</b>						
10							
11	Cut Point (%)	TBP (C)	ASTM D86 (C)	D86 Crack Reduced (C)	ASTM D1160(Vac) (C)	ASTM D1160(Atm) (C)	ASTM D2887 (C)
12							
13	17.50	100.30	117.17	117.17	4.15	107.39	86.25
14	20.00	106.80	122.68	122.68	9.00	113.62	99.03
15	25.00	120.54	134.39	134.39	19.22	126.71	114.28
16	30.00	129.87	141.44	141.44	25.73	135.02	128.29
17	35.00	138.12	147.23	147.23	31.19	141.97	140.12
18	40.00	145.12	151.74	151.74	35.65	147.64	149.03
19	45.00	151.70	155.89	155.89	40.00	153.15	156.56
20	50.00	158.41	160.35	160.35	44.83	159.25	163.34
21	55.00	164.61	164.45	164.45	49.41	165.04	169.04
22	60.00	170.29	168.19	168.19	53.71	170.46	173.70
23	65.00	175.43	171.58	171.58	57.68	175.46	177.70
24	70.00	179.09	173.99	173.99	60.53	179.03	181.24
25	75.00	182.23	176.11	176.11	63.01	182.15	184.22
26	80.00	185.65	178.54	178.54	65.77	185.60	187.26
27	85.00	189.79	181.60	181.60	69.11	189.78	191.30
28	90.00	195.41	185.88	185.88	73.62	195.42	197.47
29	92.50	198.66	188.38	188.38	76.23	198.66	202.36
30	95.00	202.14	191.08	191.08	79.02	202.15	207.27
31	96.50	204.25	192.72	192.72	80.71	204.25	209.53
32	98.00	204.28	192.74	192.74	80.74	204.28	211.26
33	99.00	204.30	192.76	192.76	80.75	204.30	211.48
34	100.00	204.32	192.77	192.77	80.77	204.32	211.52
35	<b>CRITICAL PROPERTIES</b>						
36							
37	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
38							
39	0.00	-257.99	16.61	-0.1439	-0.519	28.27	
40	1.00	133.55	58.21	0.2234	36.684	591.72	
41	2.00	144.84	37.00	0.1939	58.124	573.92	
42	3.50	163.99	35.96	0.2082	64.237	597.23	
43	5.00	185.84	33.15	0.2212	71.788	621.90	
44	7.50	193.91	33.32	0.2492	72.151	628.65	
45	10.00	231.07	33.56	0.2618	79.019	698.69	
46	12.50	259.89	32.12	0.2837	87.922	717.73	
47	15.00	270.98	30.72	0.3140	96.133	725.15	
48	17.50	277.83	29.94	0.3255	100.030	728.84	
49	20.00	284.68	28.82	0.3370	106.544	735.30	
50	25.00	299.20	27.77	0.3614	112.043	740.29	
51	30.00	308.90	26.83	0.3782	120.695	745.87	
52	35.00	317.46	26.07	0.3934	129.934	750.93	
53	40.00	324.68	25.46	0.4065	138.836	755.40	
54	45.00	331.45	24.91	0.4189	145.210	759.71	
55	50.00	338.37	24.39	0.4314	148.612	764.16	
56	55.00	344.77	23.92	0.4431	154.396	768.37	
57	60.00	350.63	23.52	0.4537	157.137	772.31	
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 9 of 10	

1	 <b>HYPROTECH</b> <small>LIFECYCLE INNOVATION</small> TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS			
2				Unit Set: impresión			
3				Date/Time: Mon May 29 17:49:09 2006			
4							
5							
6							
7	<b>Streamafta no estabilizada (contin</b>			<b>Boiling Point Curves: Boiling Point Nafta (c</b>			
8							
9	Cut Point (%)	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Acentricity Factor	Molecular Weight	Liquid Density (kg/m3)	
10							
11	65.00	355.93	23.17	0.4634	159.253	775.95	
12	70.00	359.70	22.92	0.4703	161.251	778.53	
13	75.00	362.94	22.72	0.4762	163.095	780.78	
14	80.00	366.49	22.51	0.4825	164.792	783.34	
15	85.00	370.79	22.26	0.4902	166.456	786.53	
16	90.00	377.18	21.92	0.5014	168.313	791.35	
17	92.50	380.57	21.75	0.5073	169.263	793.91	
18	95.00	383.96	21.57	0.5132	170.213	796.47	
19	96.50	386.48	21.45	0.5176	170.905	798.42	
20	98.00	397.02	21.01	0.5347	173.593	807.15	
21	99.00	405.83	20.67	0.5490	175.834	814.47	
22	100.00	416.07	20.28	0.5655	178.436	823.01	
23	<b>COLD PROPERTIES</b>						
24							
25	True VP at 37.8 C	(kg/cm2_g)	-0.0181	Cetane Index		42.4642	
26	Reid VP at 37.8 C	(kg/cm2_g)	-0.4335	Research Octane Number		77.2774	
27	ASTM D93 Flash Point	(C)	-20.1040	Viscosity at 37.8 C	(cP)	0.13965	
28	ASTM D97 Pour Point	(C)	-95.0158	Viscosity at 97.8 C	(cP)	0.25096	
29	Refractive Index		1.4238				
30	<b>P:N:A</b>						
31							
32	Paraffins [mol%]	28.6978	Naphthas [mol%]	44.8884	Aromatics [mol%]	26.4139	
33							
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40							
41							
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 10 of 10		



# APÉNDICE 3 ALIMENTACIÓN





**Apéndice 3. Datos de alimentación**

La alimentación fue caracterizada con la siguiente información:

**Datos suministrados para la generación del ensayo en HYSYS (a) Curva de Destilación; (b) Propiedades de Bulfo; (c) Composición de ligeros**

% destilado	T (°F)	PM
0.0065	150	75.1
0.0369	200	89.1
0.1024	250	106.3
0.2236	300	122.9
0.4344	350	139.0
0.5898	375	151.0
0.7890	400	155.2
1.3659	450	166.6
2.3031	500	182.2
3.8053	550	205.6
5.9103	600	237.1
8.5444	650	267.6
11.6421	700	298.1
17.4252	775	336.1
24.8695	850	381.5
33.5055	925	426.5
42.8633	1000	471.0
53.6722	1075	510.9
64.3755	1150	553.6
75.0637	1225	595.3
85.7506	1300	637.6
100	1400	686.9
Flujo vol. BSPD	61698.24	

(a)

Assay: Assay-1	
Bulk properties	
MolecularWeight	433
Standard Density	0.97498794
Watson UOPK	<empty>
Viscosity Type	Kinematic
Viscosity 1 Temp	388
Viscosity 1	0.523
Viscosity 2 Temp	98.93
Viscosity 2	21.8


(b)


Light Ends			
Light Ende Basis % Mass			
Light Ends	Composition	NBP [C]	PM
Hydrogen	5.65E-03	-252.5952	2.0
Nitrogen	0	-195.8002	28.0
H2S	1.53E-02	-59.652	34.1
Ammonia	1.03E-03	-33.45099	17.0
CO2	0	-78.55199	44.0
Methane	1.07E-02	-161.525	16.0
Ethane	3.66E-02	-88.6	30.1
Propane	4.08E-02	-42.102	44.1
i-Butane	9.15E-03	-11.72999	58.1
n-Butane	4.16E-02	-0.50199	58.1
i-Pentane	1.64E-02	27.878015	72.2
n-Pentane	2.38E-02	36.059015	72.2
H2O	0	99.99801	18.0

Percent of Light Ends in Assay:	0.2009
---------------------------------	--------


(c)

La información fue proporcionada por PEMEX a través del Ing. Celestino Montiel Maldonado.


1				Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TATESIS	
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Unit Set:				EuroSI
3		Date/Time:				Mon May 29 18:19:52 2006
4						
5						
6	<b>Material Stream: 1_Alim caliente sc Rx</b>			Fluid Package:	Basis-1	
7				Property Package:	Peng Robinson	
8						
9	<b>CONDITIONS</b>					
10		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
11						
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000 *	1.0000	0.0000		
13	Temperature: (C)	388.0 *	388.0	388.0		
14	Pressure: (bar)	10.99	10.99	10.99		
15	Molar Flow (kgmole/h)	874.8	874.8	0.0000		
16	Mass Flow (kg/h)	3.969e+005 *	3.969e+005	0.0000		
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	405.6	405.6	0.0000		
18	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-1.377e+005	-1.377e+005	-2.421e+004		
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	1532	1532	226.9		
20	Heat Flow (kcal/h)	-1.205e+008	-1.205e+008	0.0000		
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	405.8 *	405.8	0.0000		
22	<b>PROPERTIES</b>					
23		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
24						
25	Molecular Weight	453.7	453.7	45.60		
26	Molar Density (kgmole/m3)	1.605	1.605	1.169		
27	Mass Density (kg/m3)	728.4	728.4	53.31		
28	Act. Volume Flow (m3/h)	544.9	544.9	0.0000		
29	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-303.5	-303.5	-531.0		
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.376	3.376	4.977		
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	1387	1387	146.6		
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.058	3.058	3.216		
33	Lower Heating Value (kcal/kgmole)	---	---	---		
34	Mass Lower Heating Value (kcal/kg)	---	---	---		
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000	---		
36	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000	0.0000		
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---	---		
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---		
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	2.157	2.157	12.74		
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	1387	1387	146.6		
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2.069e+004	2.069e+004	0.0000		
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	978.5	978.5	580.9		
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	0.1514	0.1514	---		
45	Z Factor	---	0.1245	0.1709		
46	Watson K	11.50	11.50	12.52		
47	User Property	---	---	---		
48	Cp/(Cp - R)	1.006	1.006	1.060		
49	Cp/Cv	1.071	1.071	1.067		
50	Heat of Vap. (kcal/kgmole)	2.784e+005	2.784e+005	2.784e+005		
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.5097	0.5097	0.5771		
52	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	978.1	978.1	---		
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	405.8	405.8	0.0000		
54	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000		
55	Molar Volume (m3/kgmole)	0.6229	0.6229	0.8553		
56	Mass Heat of Vap. (kcal/kg)	613.7	---	---		
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	0.0000		
58	Hyprotech Ltd. <span style="float: right;">HYSYS v3.2 (Build 5029)</span> <span style="float: right;">Page 1 of 10</span>					

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TTESIS				
2			Unit Set: EuroSI				
3			Date/Time: Mon May 29 18:19:52 2006				
4							
5	<b>Material Stream: 1_Alím caliente sc Rx (c)</b>					Fluid Package: Basis-1	
6						Property Package: Peng Robinson	
7	<b>PROPERTIES</b>						
8		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase			
9	Surface Tension (dyne/cm)	11.02	11.02	---			
10	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.978e-002	9.978e-002	0.1160			
11	Viscosity (cP)	0.3712	0.3712	3.077e-002			
12	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	1379	1379	138.3			
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.040	3.040	3.034			
14	Cv (kJ/kgmole-C)	1295	1295	137.4			
15	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.855	2.855	3.014			
16	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---			
17	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---			
18	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---			
19	Reid VP at 37.8 C (bar)	0.3502	0.3502	---			
20	True VP at 37.8 C (bar)	15.86	15.86	3167			
21	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	405.8	405.8	0.0000			
22	<b>COMPOSITION</b>						
23	Overall Phase						Vapour Fraction 0.0000 *
24	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
25	Hydrogen	11.1161	0.0127	22.4100	0.0001	0.3208	0.0008
26	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	H2S	1.7769	0.0020	60.5500	0.0002	0.0768	0.0002
28	Ammonia	0.2396	0.0003	4.0800	0.0000	0.0066	0.0000
29	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Methane	2.6348	0.0030	42.2700	0.0001	0.1412	0.0003
31	Ethane	4.8271	0.0055	145.1500	0.0004	0.4081	0.0010
32	Propane	3.6712	0.0042	161.8900	0.0004	0.3195	0.0008
33	i-Butane	0.6250	0.0007	36.3300	0.0001	0.0646	0.0002
34	n-Butane	2.8407	0.0032	165.1100	0.0004	0.2831	0.0007
35	i-Pentane	0.8996	0.0010	64.9100	0.0002	0.1041	0.0003
36	n-Pentane	1.3102	0.0015	94.5300	0.0002	0.1501	0.0004
37	H2O	0.8360	0.0010	15.0600	0.0000	0.0151	0.0000
38	NBP[0]150*	0.3191	0.0004	25.7600	0.0001	0.0363	0.0001
39	NBP[0]200*	1.2610	0.0014	120.7000	0.0003	0.1665	0.0004
40	NBP[0]250*	2.3067	0.0026	259.3200	0.0007	0.3502	0.0009
41	NBP[0]300*	3.3363	0.0038	480.0400	0.0012	0.6334	0.0016
42	NBP[0]350*	5.2266	0.0060	835.0200	0.0021	1.0748	0.0026
43	NBP[0]375*	3.6898	0.0042	615.5300	0.0016	0.7818	0.0019
44	NBP[0]400*	4.6197	0.0053	788.8400	0.0020	0.9886	0.0024
45	NBP[0]450*	12.8072	0.0146	2285.2000	0.0058	2.7767	0.0068
46	NBP[0]500*	19.1810	0.0219	3712.0600	0.0094	4.3478	0.0107
47	NBP[0]550*	26.7481	0.0306	5949.8600	0.0150	6.8237	0.0168
48	NBP[0]600*	32.8072	0.0375	8337.4800	0.0210	9.4213	0.0232
49	NBP[0]650*	36.6730	0.0419	10433.0800	0.0263	11.6230	0.0287
50	NBP[0]700*	39.0006	0.0446	12269.4900	0.0309	13.5053	0.0333
51	NBP[0]775*	63.8138	0.0729	22905.9200	0.0577	24.7227	0.0610
52	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 2 of 10	




1					Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS			
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA				Unit Set:	EuroSI			
3					Date/Time:	Mon May 29 18:19:52 2006			
4					Material Stream: 1_Alim caliente sc Rx (c) <span style="float: right;">Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson</span>				
5	<b>COMPOSITION</b>								
6	<b>Overall Phase (continued)</b>							Vapour Fraction	0.0000 *
7	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
8	NBP[0]850*	72.8962	0.0833	29485.4200	0.0743	31.2170	0.0770		
9	NBP[0]925*	76.0326	0.0869	34205.6400	0.0862	35.6248	0.0878		
10	NBP[0]1000*	75.4251	0.0862	37064.6300	0.0934	38.1387	0.0940		
11	NBP[0]1075*	80.2643	0.0917	42812.0100	0.1079	43.3075	0.1068		
12	NBP[0]1150*	73.6645	0.0842	42393.8000	0.1068	42.2064	0.1041		
13	NBP[0]1225*	68.5478	0.0784	42334.1600	0.1067	41.5050	0.1023		
14	NBP[0]1300*	64.2105	0.0734	42328.8600	0.1067	40.9089	0.1009		
15	NBP[0]1402*	81.2320	0.0929	56438.9000	0.1422	53.5446	0.1320		
16	Total	874.8405	1.0000	396894.0100	1.0000	405.5949	1.0000		
17	<b>Liquid Phase</b>							Phase Fraction	1.000
18	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
19	Hydrogen	11.1161	0.0127	22.4100	0.0001	0.3208	0.0008		
20	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
21	H2S	1.7769	0.0020	60.5500	0.0002	0.0768	0.0002		
22	Ammonia	0.2396	0.0003	4.0800	0.0000	0.0066	0.0000		
23	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
24	Methane	2.6348	0.0030	42.2700	0.0001	0.1412	0.0003		
25	Ethane	4.8271	0.0055	145.1500	0.0004	0.4081	0.0010		
26	Propane	3.6712	0.0042	161.8900	0.0004	0.3195	0.0008		
27	i-Butane	0.6250	0.0007	36.3300	0.0001	0.0646	0.0002		
28	n-Butane	2.8407	0.0032	165.1100	0.0004	0.2831	0.0007		
29	i-Pentane	0.8996	0.0010	64.9100	0.0002	0.1041	0.0003		
30	n-Pentane	1.3102	0.0015	94.5300	0.0002	0.1501	0.0004		
31	H2O	0.8360	0.0010	15.0600	0.0000	0.0151	0.0000		
32	NBP[0]150*	0.3191	0.0004	25.7600	0.0001	0.0363	0.0001		
33	NBP[0]200*	1.2610	0.0014	120.7000	0.0003	0.1665	0.0004		
34	NBP[0]250*	2.3067	0.0026	259.3200	0.0007	0.3502	0.0009		
35	NBP[0]300*	3.3363	0.0038	480.0400	0.0012	0.6334	0.0016		
36	NBP[0]350*	5.2266	0.0060	835.0200	0.0021	1.0748	0.0026		
37	NBP[0]375*	3.6898	0.0042	615.5300	0.0016	0.7818	0.0019		
38	NBP[0]400*	4.6197	0.0053	788.8400	0.0020	0.9886	0.0024		
39	NBP[0]450*	12.8072	0.0146	2285.2000	0.0058	2.7767	0.0068		
40	NBP[0]500*	19.1810	0.0219	3712.0600	0.0094	4.3478	0.0107		
41	NBP[0]550*	26.7481	0.0306	5949.8600	0.0150	6.8237	0.0168		
42	NBP[0]600*	32.8072	0.0375	8337.4800	0.0210	9.4213	0.0232		
43	NBP[0]650*	36.6730	0.0419	10433.0800	0.0263	11.6230	0.0287		
44	NBP[0]700*	39.0006	0.0446	12269.4900	0.0309	13.5053	0.0333		
45	NBP[0]775*	63.8138	0.0729	22905.9200	0.0577	24.7227	0.0610		
46	NBP[0]850*	72.8962	0.0833	29485.4200	0.0743	31.2170	0.0770		
47	NBP[0]925*	76.0326	0.0869	34205.6400	0.0862	35.6248	0.0878		
48	NBP[0]1000*	75.4251	0.0862	37064.6300	0.0934	38.1387	0.0940		
49	Hyprotech Ltd.				HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 3 of 10		




1			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS				
2			Unit Set: EuroSI				
3	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Date/Time: Mon May 29 18:19:52 2006				
4							
5							
6	<b>Material Stream: 1_Alim caliente sc Rx (c</b>						
7						Fluid Package: Basis-1	
8						Property Package: Peng Robinson	
9	<b>COMPOSITION</b>						
10							
11	<b>Liquid Phase (continued)</b>						Phase Fraction 1.000
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	NBP[0]1075*	80.2643	0.0917	42812.0100	0.1079	43.3075	0.1068
16	NBP[0]1150*	73.6645	0.0842	42393.8000	0.1068	42.2064	0.1041
17	NBP[0]1225*	68.5478	0.0784	42334.1600	0.1067	41.5050	0.1023
18	NBP[0]1300*	64.2105	0.0734	42328.8600	0.1067	40.9089	0.1009
19	NBP[0]1402*	81.2320	0.0929	56438.9000	0.1422	53.5446	0.1320
20	Total	874.8405	1.0000	396894.0100	1.0000	405.5949	1.0000
21							
22	<b>Vapour Phase</b>						Phase Fraction 0.0000
23	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
24							
25	Hydrogen	0.0000	0.4839	0.0000	0.0214	0.0000	0.1779
26	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	H2S	0.0000	0.0312	0.0000	0.0233	0.0000	0.0172
28	Ammonia	0.0000	0.0042	0.0000	0.0016	0.0000	0.0015
29	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Methane	0.0000	0.0801	0.0000	0.0282	0.0000	0.0547
31	Ethane	0.0000	0.1025	0.0000	0.0676	0.0000	0.1104
32	Propane	0.0000	0.0588	0.0000	0.0569	0.0000	0.0652
33	i-Butane	0.0000	0.0080	0.0000	0.0102	0.0000	0.0105
34	n-Butane	0.0000	0.0341	0.0000	0.0435	0.0000	0.0434
35	i-Pentane	0.0000	0.0085	0.0000	0.0135	0.0000	0.0126
36	n-Pentane	0.0000	0.0121	0.0000	0.0191	0.0000	0.0176
37	H2O	0.0000	0.0189	0.0000	0.0075	0.0000	0.0043
38	NBP[0]150*	0.0000	0.0023	0.0000	0.0040	0.0000	0.0033
39	NBP[0]200*	0.0000	0.0072	0.0000	0.0151	0.0000	0.0121
40	NBP[0]250*	0.0000	0.0102	0.0000	0.0252	0.0000	0.0198
41	NBP[0]300*	0.0000	0.0113	0.0000	0.0358	0.0000	0.0274
42	NBP[0]350*	0.0000	0.0134	0.0000	0.0469	0.0000	0.0351
43	NBP[0]375*	0.0000	0.0081	0.0000	0.0298	0.0000	0.0220
44	NBP[0]400*	0.0000	0.0088	0.0000	0.0329	0.0000	0.0239
45	NBP[0]450*	0.0000	0.0175	0.0000	0.0685	0.0000	0.0483
46	NBP[0]500*	0.0000	0.0186	0.0000	0.0790	0.0000	0.0538
47	NBP[0]550*	0.0000	0.0179	0.0000	0.0872	0.0000	0.0581
48	NBP[0]600*	0.0000	0.0147	0.0000	0.0819	0.0000	0.0537
49	NBP[0]650*	0.0000	0.0106	0.0000	0.0664	0.0000	0.0430
50	NBP[0]700*	0.0000	0.0071	0.0000	0.0488	0.0000	0.0312
51	NBP[0]775*	0.0000	0.0054	0.0000	0.0427	0.0000	0.0268
52	NBP[0]850*	0.0000	0.0027	0.0000	0.0242	0.0000	0.0149
53	NBP[0]925*	0.0000	0.0012	0.0000	0.0114	0.0000	0.0069
54	NBP[0]1000*	0.0000	0.0004	0.0000	0.0047	0.0000	0.0028
55	NBP[0]1075*	0.0000	0.0002	0.0000	0.0019	0.0000	0.0011
56	NBP[0]1150*	0.0000	0.0001	0.0000	0.0006	0.0000	0.0004
57	NBP[0]1225*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 4 of 10	




1			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS				
2	TEAM LND		Unit Set: EuroSI				
3	Calgary, Alberta		Date/Time: Mon May 29 18:19:52 2006				
4	CANADA						
5							
6	<b>Material Stream: 1_Alím caliente sc Rx (c</b>				Fluid Package: Basis-1		
7					Property Package: Peng Robinson		
8							
9	<b>COMPOSITION</b>						
10							
11	<b>Vapour Phase (continued)</b>					Phase Fraction	0.0000
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	NBP[0]1300*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
16	NBP[0]1402*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
18	<b>K VALUE</b>						
19							
20	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY	
21	Hydrogen	38.08		38.08		---	
22	Nitrogen	---		---		---	
23	H2S	15.34		15.34		---	
24	Ammonia	15.47		15.47		---	
25	CO2	---		---		---	
26	Methane	26.60		26.60		---	
27	Ethane	18.58		18.58		---	
28	Propane	14.01		14.01		---	
29	i-Butane	11.20		11.20		---	
30	n-Butane	10.52		10.52		---	
31	i-Pentane	8.278		8.278		---	
32	n-Pentane	8.057		8.057		---	
33	H2O	19.78		19.78		---	
34	NBP[0]150*	6.192		6.192		---	
35	NBP[0]200*	4.978		4.978		---	
36	NBP[0]250*	3.880		3.880		---	
37	NBP[0]300*	2.974		2.974		---	
38	NBP[0]350*	2.243		2.243		---	
39	NBP[0]375*	1.930		1.930		---	
40	NBP[0]400*	1.663		1.663		---	
41	NBP[0]450*	1.195		1.195		---	
42	NBP[0]500*	0.8493		0.8493		---	
43	NBP[0]550*	0.5848		0.5848		---	
44	NBP[0]600*	0.3917		0.3917		---	
45	NBP[0]650*	0.2539		0.2539		---	
46	NBP[0]700*	0.1586		0.1586		---	
47	NBP[0]775*	7.436e-002		7.436e-002		---	
48	NBP[0]850*	3.279e-002		3.279e-002		---	
49	NBP[0]925*	1.331e-002		1.331e-002		---	
50	NBP[0]1000*	5.028e-003		5.028e-003		---	
51	NBP[0]1075*	1.794e-003		1.794e-003		---	
52	NBP[0]1150*	6.018e-004		6.018e-004		---	
53	NBP[0]1225*	1.913e-004		1.913e-004		---	
54	NBP[0]1300*	5.834e-005		5.834e-005		---	
55	NBP[0]1402*	1.134e-005		1.134e-005		---	
56							
57							
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 5 of 10		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TTESIS
2				Unit Set:	EuroSI
3				Date/Time:	Mon May 29 18:19:52 2006
4				Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
5	<b>Material Stream: 2_Alim Ligeros Frios</b>				
6	<b>CONDITIONS</b>				
7		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
8	Vapour / Phase Fraction	0.6136	0.6136	0.3864	
9	Temperature: (C)	219.0 *	219.0	219.0	
10	Pressure: (bar)	2.994 *	2.994	2.994	
11	Molar Flow (kgmole/h)	362.5	222.4	140.1	
12	Mass Flow (kg/h)	4.925e+004 *	2.091e+004	2.834e+004	
13	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	63.20	29.70	33.50	
14	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-5.331e+004	-3.437e+004	-8.339e+004	
15	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	342.5	294.2	419.2	
16	Heat Flow (kcal/h)	-1.932e+007	-7.645e+006	-1.168e+007	
17	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	60.66 *	28.41	33.17	
18	<b>PROPERTIES</b>				
19		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
20	Molecular Weight	135.9	94.01	202.3	
21	Molar Density (kgmole/m3)	0.1230	7.651e-002	3.450	
22	Mass Density (kg/m3)	16.71	7.193	698.0	
23	Act. Volume Flow (m3/h)	2948	2907	40.60	
24	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-392.4	-365.6	-412.1	
25	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.521	3.129	2.072	
26	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	345.3	223.5	538.7	
27	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.541	2.378	2.662	
28	Lower Heating Value (kcal/kgmole)	---	---	---	
29	Mass Lower Heating Value (kcal/kg)	---	---	---	
30	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.4700	0.4700	0.5300	
31	Phase Fraction [Mass Basis]	0.4246	0.4246	0.5754	
32	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---	---	
33	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	
34	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	2907	---	
35	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	5.736	7.489	4.181	
36	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	345.3	223.5	538.7	
37	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8571	5259	3312	
38	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	779.3	704.0	846.1	
39	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.128e-002	---	1.128e-002	
40	Z Factor	---	0.9563	2.121e-002	
41	Watson K	11.76	12.18	11.60	
42	User Property	---	---	---	
43	Cp/(Cp - R)	1.025	1.039	1.016	
44	Cp/Cv	1.018	1.047	1.016	
45	Heat of Vap. (kcal/kgmole)	4.757e+004	4.757e+004	4.757e+004	
46	Kinematic Viscosity (cSt)	---	1.626	2.591	
47	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	811.9	736.1	854.5	
48	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	60.66	28.41	33.17	
49	Liquid Fraction	0.3864	0.0000	1.000	
50	Molar Volume (m3/kgmole)	8.132	13.07	0.2899	
51	Mass Heat of Vap. (kcal/kg)	350.1	---	---	
52	Phase Fraction [Molar Basis]	0.6136	0.6136	0.3864	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TESIS			
2				Unit Set: EuroSI			
3				Date/Time: Mon May 29 18:19:52 2006			
4							
5	<b>Material Stream: 2_Alím Ligeros Frios (c</b>						
6					Fluid Package: Basis-1		
7					Property Package: Peng Robinson		
8	<b>PROPERTIES</b>						
9							
10		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
11							
12	Surface Tension (dyne/cm)	12.69	---	12.69			
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	3.141e-002	0.1004			
14	Viscosity (cP)	---	1.169e-002	1.809			
15	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	337.0	215.2	530.4			
16	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.480	2.289	2.621			
17	Cv (kJ/kgmole-C)	339.1	213.5	530.4			
18	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.496	2.271	2.621			
19	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	456.7	219.4	---			
20	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	3.361	2.333	---			
21	Cp/Cv (Ent. Method)	0.7562	1.019	---			
22	Reid VP at 37.8 C (bar)	3.031	5.450	0.1288			
23	True VP at 37.8 C (bar)	10.40	15.97	0.2625			
24	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	61.57	28.41	33.17			
25	<b>COMPOSITION</b>						
26							
27	<b>Overall Phase</b>				Vapour Fraction	0.6136	
28							
29	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
30							
31	Hydrogen	0.9673 *	0.0027 *	1.9500 *	0.0000 *	0.0279 *	0.0004 *
32	Nitrogen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
33	H2S	17.3949 *	0.0480 *	592.7500 *	0.0120 *	0.7518 *	0.0119 *
34	Ammonia	0.3089 *	0.0009 *	5.2600 *	0.0001 *	0.0085 *	0.0001 *
35	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
36	Methane	2.9035 *	0.0080 *	46.5800 *	0.0009 *	0.1556 *	0.0025 *
37	Ethane	9.5757 *	0.0264 *	287.9400 *	0.0058 *	0.8095 *	0.0128 *
38	Propane	22.6031 *	0.0624 *	996.7300 *	0.0202 *	1.9672 *	0.0311 *
39	i-Butane	6.1814 *	0.0171 *	359.2900 *	0.0073 *	0.6393 *	0.0101 *
40	n-Butane	33.8549 *	0.0934 *	1967.7800 *	0.0400 *	3.3740 *	0.0534 *
41	i-Pentane	11.6481 *	0.0321 *	840.4200 *	0.0171 *	1.3480 *	0.0213 *
42	n-Pentane	17.9806 *	0.0496 *	1297.3200 *	0.0263 *	2.0601 *	0.0326 *
43	H2O	0.4985 *	0.0014 *	8.9800 *	0.0002 *	0.0090 *	0.0001 *
44	NBP[0]150*	4.2280 *	0.0117 *	341.2800 *	0.0069 *	0.4805 *	0.0076 *
45	NBP[0]200*	15.3048 *	0.0422 *	1464.9300 *	0.0297 *	2.0213 *	0.0320 *
46	NBP[0]250*	22.9105 *	0.0632 *	2575.5900 *	0.0523 *	3.4778 *	0.0550 *
47	NBP[0]300*	25.0473 *	0.0691 *	3603.8900 *	0.0732 *	4.7550 *	0.0752 *
48	NBP[0]350*	28.1156 *	0.0776 *	4491.8900 *	0.0912 *	5.7817 *	0.0915 *
49	NBP[0]375*	15.0618 *	0.0416 *	2512.5800 *	0.0510 *	3.1913 *	0.0505 *
50	NBP[0]400*	15.5188 *	0.0428 *	2649.9400 *	0.0538 *	3.3210 *	0.0525 *
51	NBP[0]450*	30.9857 *	0.0855 *	5528.8000 *	0.1123 *	6.7179 *	0.1063 *
52	NBP[0]500*	27.9378 *	0.0771 *	5406.7400 *	0.1098 *	6.3327 *	0.1002 *
53	NBP[0]550*	21.3731 *	0.0590 *	4754.2400 *	0.0965 *	5.4525 *	0.0863 *
54	NBP[0]600*	13.3390 *	0.0368 *	3389.9200 *	0.0688 *	3.8306 *	0.0606 *
55	NBP[0]650*	8.0390 *	0.0222 *	2287.0100 *	0.0464 *	2.5478 *	0.0403 *
56	NBP[0]700*	4.5194 *	0.0125 *	1421.7900 *	0.0289 *	1.5650 *	0.0248 *
57	NBP[0]775*	3.4796 *	0.0096 *	1249.0100 *	0.0254 *	1.3481 *	0.0213 *
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 7 of 10		





1					Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil TITESIS		
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA				Unit Set: EuroSI		
3					Date/Time: Mon May 29 18:19:52 2006		
4							
5							
6	<b>Material Stream: 2_Alím Ligeros Frios (c</b>				Fluid Package: Basis-1		
7					Property Package: Peng Robinson		
8							
9	<b>COMPOSITION</b>						
10							
11	<b>Overall Phase (continued)</b>						
12							Vapour Fraction 0.6136
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	NBP[0]850*	1.6084 *	0.0044 *	650.5900 *	0.0132 *	0.6888 *	0.0109 *
16	NBP[0]925*	0.6880 *	0.0019 *	309.5300 *	0.0063 *	0.3224 *	0.0051 *
17	NBP[0]1000*	0.2691 *	0.0007 *	132.2200 *	0.0027 *	0.1361 *	0.0022 *
18	NBP[0]1075*	0.1008 *	0.0003 *	53.7500 *	0.0011 *	0.0544 *	0.0009 *
19	NBP[0]1150*	0.0280 *	0.0001 *	16.1000 *	0.0003 *	0.0160 *	0.0003 *
20	NBP[0]1225*	0.0070 *	0.0000 *	4.3100 *	0.0001 *	0.0042 *	0.0001 *
21	NBP[0]1300*	0.0017 *	0.0000 *	1.0900 *	0.0000 *	0.0011 *	0.0000 *
22	NBP[0]1402*	0.0005 *	0.0000 *	0.3200 *	0.0000 *	0.0003 *	0.0000 *
23	Total	362.4808	1.0000	49250.5200	1.0000	63.1974	1.0000
24	<b>Vapour Phase</b>						
25							Phase Fraction 0.6136
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Hydrogen	0.9648	0.0043	1.9450	0.0001	0.0278	0.0009
29	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	H2S	17.1425	0.0771	584.1484	0.0279	0.7409	0.0249
31	Ammonia	0.3039	0.0014	5.1746	0.0002	0.0084	0.0003
32	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Methane	2.8872	0.0130	46.3198	0.0022	0.1547	0.0052
34	Ethane	9.4652	0.0426	284.6176	0.0136	0.8002	0.0269
35	Propane	22.1529	0.0996	976.8753	0.0467	1.9280	0.0649
36	i-Butane	5.9965	0.0270	348.5381	0.0167	0.6202	0.0209
37	n-Butane	32.6958	0.1470	1900.4118	0.0909	3.2585	0.1097
38	i-Pentane	11.0455	0.0497	796.9454	0.0381	1.2783	0.0430
39	n-Pentane	16.9703	0.0763	1224.4255	0.0586	1.9444	0.0655
40	H2O	0.4938	0.0022	8.8965	0.0004	0.0089	0.0003
41	NBP[0]150*	3.8548	0.0173	311.1525	0.0149	0.4381	0.0147
42	NBP[0]200*	13.3192	0.0599	1274.8713	0.0610	1.7590	0.0592
43	NBP[0]250*	18.4640	0.0830	2075.7171	0.0993	2.8028	0.0944
44	NBP[0]300*	17.8681	0.0803	2570.9287	0.1230	3.3921	0.1142
45	NBP[0]350*	16.6232	0.0747	2655.7986	0.1270	3.4184	0.1151
46	NBP[0]375*	7.8184	0.0352	1304.2480	0.0624	1.6566	0.0558
47	NBP[0]400*	6.9439	0.0312	1185.7207	0.0567	1.4860	0.0500
48	NBP[0]450*	9.3048	0.0418	1660.2663	0.0794	2.0173	0.0679
49	NBP[0]500*	5.1033	0.0229	987.6247	0.0472	1.1568	0.0389
50	NBP[0]550*	2.1183	0.0095	471.2033	0.0225	0.5404	0.0182
51	NBP[0]600*	0.6547	0.0029	166.3943	0.0080	0.1880	0.0063
52	NBP[0]650*	0.1799	0.0008	51.1801	0.0024	0.0570	0.0019
53	NBP[0]700*	0.0427	0.0002	13.4438	0.0006	0.0148	0.0005
54	NBP[0]775*	0.0082	0.0000	2.9603	0.0001	0.0032	0.0001
55	NBP[0]850*	0.0009	0.0000	0.3630	0.0000	0.0004	0.0000
56	NBP[0]925*	0.0001	0.0000	0.0367	0.0000	0.0000	0.0000
57	NBP[0]1000*	0.0000	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000	0.0000
58	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 8 of 10	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil\TTESIS\			
2				Unit Set: EuroSI			
3				Date/Time: Mon May 29 18:19:52 2006			
4							
5	Fluid Package: Basis-1						
6	Property Package: Peng Robinson						
7	<b>Material Stream: 2_Alim Ligeros Frios (c</b>						
8	<b>COMPOSITION</b>						
9	<b>Vapour Phase (continued)</b>						
10	Phase Fraction 0.6136						
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	NBP[0]1075*	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
13	NBP[0]1150*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	NBP[0]1225*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	NBP[0]1300*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	NBP[0]1402*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Total	222.4231	1.0000	20910.2109	1.0000	29.7013	1.0000
18	<b>Liquid Phase</b>						
19	Phase Fraction 0.3864						
20	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
21	Hydrogen	0.0025	0.0000	0.0050	0.0000	0.0001	0.0000
22	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	H2S	0.2524	0.0018	8.6016	0.0003	0.0109	0.0003
24	Ammonia	0.0050	0.0000	0.0854	0.0000	0.0001	0.0000
25	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Methane	0.0162	0.0001	0.2602	0.0000	0.0009	0.0000
27	Ethane	0.1105	0.0008	3.3224	0.0001	0.0093	0.0003
28	Propane	0.4503	0.0032	19.8547	0.0007	0.0392	0.0012
29	i-Butane	0.1850	0.0013	10.7519	0.0004	0.0191	0.0006
30	n-Butane	1.1590	0.0083	67.3682	0.0024	0.1155	0.0034
31	i-Pentane	0.6026	0.0043	43.4746	0.0015	0.0697	0.0021
32	n-Pentane	1.0103	0.0072	72.8945	0.0026	0.1158	0.0035
33	H2O	0.0046	0.0000	0.0835	0.0000	0.0001	0.0000
34	NBP[0]150*	0.3732	0.0027	30.1275	0.0011	0.0424	0.0013
35	NBP[0]200*	1.9856	0.0142	190.0587	0.0067	0.2622	0.0078
36	NBP[0]250*	4.4465	0.0317	499.8729	0.0176	0.6750	0.0202
37	NBP[0]300*	7.1792	0.0513	1032.9613	0.0364	1.3629	0.0407
38	NBP[0]350*	11.4925	0.0821	1836.0914	0.0648	2.3633	0.0706
39	NBP[0]375*	7.2434	0.0517	1208.3320	0.0426	1.5347	0.0458
40	NBP[0]400*	8.5749	0.0612	1464.2193	0.0517	1.8350	0.0548
41	NBP[0]450*	21.6809	0.1548	3868.5337	0.1365	4.7005	0.1403
42	NBP[0]500*	22.8346	0.1630	4419.1153	0.1559	5.1759	0.1545
43	NBP[0]550*	19.2548	0.1375	4283.0367	0.1511	4.9121	0.1466
44	NBP[0]600*	12.6843	0.0906	3223.5257	0.1137	3.6426	0.1087
45	NBP[0]650*	7.8591	0.0561	2235.8299	0.0789	2.4908	0.0744
46	NBP[0]700*	4.4767	0.0320	1408.3462	0.0497	1.5502	0.0463
47	NBP[0]775*	3.4714	0.0248	1246.0497	0.0440	1.3449	0.0402
48	NBP[0]850*	1.6075	0.0115	650.2270	0.0229	0.6884	0.0206
49	NBP[0]925*	0.6879	0.0049	309.4933	0.0109	0.3223	0.0096
50	NBP[0]1000*	0.2691	0.0019	132.2168	0.0047	0.1360	0.0041
51	NBP[0]1075*	0.1008	0.0007	53.7498	0.0019	0.0544	0.0016
52	NBP[0]1150*	0.0280	0.0002	16.1000	0.0006	0.0160	0.0005
53	NBP[0]1225*	0.0070	0.0000	4.3100	0.0002	0.0042	0.0001




1			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil T\TESIS				
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Unit Set: EuroSI					
3		Date/Time: Mon May 29 18:19:52 2006					
4							
5							
6	<b>Material Stream: 2_Alim Ligeros Frios (c</b>					Fluid Package: Basis-1	
7						Property Package: Peng Robinson	
8	<b>COMPOSITION</b>						
9							
10	<b>Liquid Phase (continued)</b>						
11							Phase Fraction 0.3864
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
14		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
15	NBP[0]1300*	0.0017	0.0000	1.0900	0.0000	0.0011	0.0000
16	NBP[0]1402*	0.0005	0.0000	0.3200	0.0000	0.0003	0.0000
17	Total	140.0577	1.0000	28340.3091	1.0000	33.4961	1.0000
18							
19							
20							
21							
22							
23							
24							
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31							
32							
33							
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40							
41							
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 10 of 10	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \T\TESIS		
2				Unit Set: impresión		
3				Date/Time: Mon May 29 18:54:44 2006		
4						
5						
6	<b>Blend: Blend-1</b>					
7						
8						
9	<b>DATA</b>					
10						
11	<b>Oil Flow Information</b>					
12						
13	Oil	Flow Units		Oil Flow Rate		
14	Assay-1	Liquid Vol		---		
15	<b>Cut Ranges: User Ranges</b>					
16						
17	Lower Temp Limit:	54.24 C		Upper Temp Limit:	812.27 C	
18	<b>Cut Point Table</b>					
19						Starting Cut Point: 54.24 C
20	Cut End Point T (C)	74.44 *	106.11 *	126.11 *	157.22 *	
21	Num. of Cuts	1 *	1 *	1 *	1 *	
22	Cut End Point T (C)	178.89 *	183.33 *	206.67 *	241.11 *	
23	Num. of Cuts	1 *	1 *	1 *	1 *	
24	Cut End Point T (C)	268.89 *	302.78 *	326.67 *	358.33 *	
25	Num. of Cuts	1 *	1 *	1 *	1 *	
26	Cut End Point T (C)	383.33 *	437.78 *	470.00 *	521.11 *	
27	Num. of Cuts	1 *	1 *	1 *	1 *	
28	Cut End Point T (C)	553.33 *	606.11 *	636.11 *	687.78 *	
29	Num. of Cuts	1 *	1 *	1 *	1 *	
30	Cut End Point T (C)	732.22 *	759.44 *			
31	Num. of Cuts	1 *	1 *			
32	<b>Bulk Data</b>					
33						
34	Molecular Weight:	---	Mass Density:	---	Watson Uopk:	---
35	Viscosity 1 Temp:	37.78 C *	Viscosity 1:	---	Viscosity 2 Temp:	98.89 C * Viscosity 2: ---
36	<b>TABLES</b>					
37						
38	<b>Component Properties: Blend-1</b>					
39						
40	Comp Name	NBP (C)	Mol Wt.	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
41						
42	NBP_66	65.60	80.72	711.75	4.8754	2.5050
43	NBP_93	93.10	95.72	726.22	5.0949	2.6561
44	NBP_121	120.96	112.42	742.08	5.3510	2.8351
45	NBP_149	148.95	143.88	759.46	5.6545	3.0511
46	NBP_177	176.77	159.76	778.48	6.0225	3.1314
47	NBP_191	190.80	166.82	788.92	6.0943	3.4321
48	NBP_204	204.25	170.76	799.55	6.9594	3.8181
49	NBP_232	232.47	178.43	824.66	10.355	5.1705
50	NBP_260	259.79	193.53	855.51	20.307	8.3709
51	NBP_288	287.59	222.44	873.71	35.345	12.010
52	NBP_315	315.30	254.14	886.76	56.409	16.098
53	NBP_343	343.21	284.49	899.44	93.792	21.888
54	NBP_371	371.33	314.60	910.33	152.22	29.031
55	NBP_413	412.81	358.95	928.39	388.73	48.854
56	NBP_454	454.27	404.49	946.44	1267.3	90.735
57	NBP_496	496.05	449.88	962.11	5121.5	182.18
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 7	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \TTESIS\		
2				Unit Set:	impresión		
3				Date/Time:	Mon May 29 18:54:44 2006		
4							
5							
6	<b>Blend: Blend-1 (continued)</b>						
7							
8	<b>TABLES</b>						
9							
10	<b>Component Properties: Blend-1</b>						
11							
12	Comp Name	NBP (C)	Mol Wt.	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)	
13	NBP_538	537.85	491.41	973.81	25168	394.76	
14	NBP_579	579.45	533.39	990.56	2.0998e+005	1040.2	
15	NBP_621	621.11	575.50	1006.47	8.9216e+005	3226.6	
16	NBP_663	662.79	617.59	1022.04	4.7278e+006	12495	
17	NBP_705	704.53	659.22	1036.81	3.3374e+007	59529	
18	NBP_761	760.94	694.79	1056.19	4.2128e+008	2.9003e+005	
19	Comp Name	Critical Temp (C)	Critical Press (kg/cm2_g)	Accentric Fac.	Watson K		
20	NBP_66	240.18	33.590	0.26367	11.890		
21	NBP_93	270.25	30.806	0.31277	11.960		
22	NBP_121	299.61	27.698	0.36210	11.994		
23	NBP_149	328.62	25.138	0.41379	11.991		
24	NBP_177	357.31	23.078	0.46590	11.949		
25	NBP_191	371.86	22.206	0.49202	11.913		
26	NBP_204	385.90	21.474	0.51661	11.867		
27	NBP_232	416.05	20.279	0.56550	11.728		
28	NBP_260	447.25	19.704	0.60464	11.505		
29	NBP_288	474.65	18.326	0.65874	11.458		
30	NBP_315	499.98	16.786	0.71990	11.472		
31	NBP_343	525.05	15.371	0.78331	11.487		
32	NBP_371	549.37	13.988	0.85124	11.519		
33	NBP_413	585.59	12.292	0.95034	11.532		
34	NBP_454	621.46	10.830	1.0387	11.536		
35	NBP_496	656.29	9.4461	1.1308	11.561		
36	NBP_538	689.21	8.0940	1.2261	11.626		
37	NBP_579	723.90	7.0980	1.3079	11.621		
38	NBP_621	758.13	6.1940	1.3875	11.621		
39	NBP_663	792.13	5.3861	1.4640	11.619		
40	NBP_705	825.72	4.6498	1.5387	11.621		
41	NBP_761	870.74	3.7748	1.6352	11.623		
42	<b>Component Breakdown: Blend-1</b>						
43	Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (m3/h)	Mass Flow (kg/h)	Molar Flow (kgmole/h)	
44	Hydrogen	0.0786	0.0786	---	---	---	
45	Nitrogen	0.0000	0.0786	---	---	---	
46	H2S	0.0188	0.0975	---	---	---	
47	Ammonia	0.0016	0.0991	---	---	---	
48	CO2	0.0000	0.0991	---	---	---	
49	Methane	0.0346	0.1337	---	---	---	
50	Ethane	0.1001	0.2338	---	---	---	
51	Propane	0.0783	0.3121	---	---	---	
52	i-Butane	0.0158	0.3279	---	---	---	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \VTESIS\		
2				Unit Set:	impresión		
3				Date/Time:	Mon May 29 18:54:44 2006		
4							
5	<b>Blend: Blend-1 (continued)</b>						
6	<b>TABLES</b>						
7	<b>Component Breakdown: Blend-1</b>						
8	Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (m3/h)	Mass Flow (kg/h)	Molar Flow (kgmole/h)	
9	n-Butane	0.0694	0.3974	---	---	---	
10	i-Pentane	0.0255	0.4229	---	---	---	
11	n-Pentane	0.0368	0.4597	---	---	---	
12	H2O	0.0000	0.4597	---	---	---	
13	NBP_66	0.1700	0.6297	---	---	---	
14	NBP_93	0.2612	0.8909	---	---	---	
15	NBP_121	0.2107	1.1016	---	---	---	
16	NBP_149	0.3068	1.4084	---	---	---	
17	NBP_177	0.2723	1.6807	---	---	---	
18	NBP_191	0.0551	1.7358	---	---	---	
19	NBP_204	0.2855	2.0213	---	---	---	
20	NBP_232	0.5837	2.6050	---	---	---	
21	NBP_260	1.1009	3.7059	---	---	---	
22	NBP_288	2.4202	6.1261	---	---	---	
23	NBP_315	2.2272	8.3532	---	---	---	
24	NBP_343	3.5119	11.8651	---	---	---	
25	NBP_371	3.2310	15.0961	---	---	---	
26	NBP_413	8.8979	23.9940	---	---	---	
27	NBP_454	6.4461	30.4401	---	---	---	
28	NBP_496	11.1356	41.5758	---	---	---	
29	NBP_538	7.7589	49.3347	---	---	---	
30	NBP_579	13.4800	62.8147	---	---	---	
31	NBP_621	7.4242	70.2389	---	---	---	
32	NBP_663	13.0789	83.3178	---	---	---	
33	NBP_705	6.8145	90.1322	---	---	---	
34	NBP_761	9.8678	100.0000	---	---	---	
35	Total :			---	---	---	
36	<b>Molar Compositions</b>						
37	Blend-1						
38	Hydrogen	0.0121					
39	Nitrogen	0.0000					
40	H2S	0.0019					
41	Ammonia	0.0003					
42	CO2	0.0000					
43	Methane	0.0029					
44	Ethane	0.0053					
45	Propane	0.0040					
46	i-Butane	0.0007					
47	n-Butane	0.0031					
48	i-Pentane	0.0010					
49	n-Pentane	0.0014					
50	H2O	0.0000					

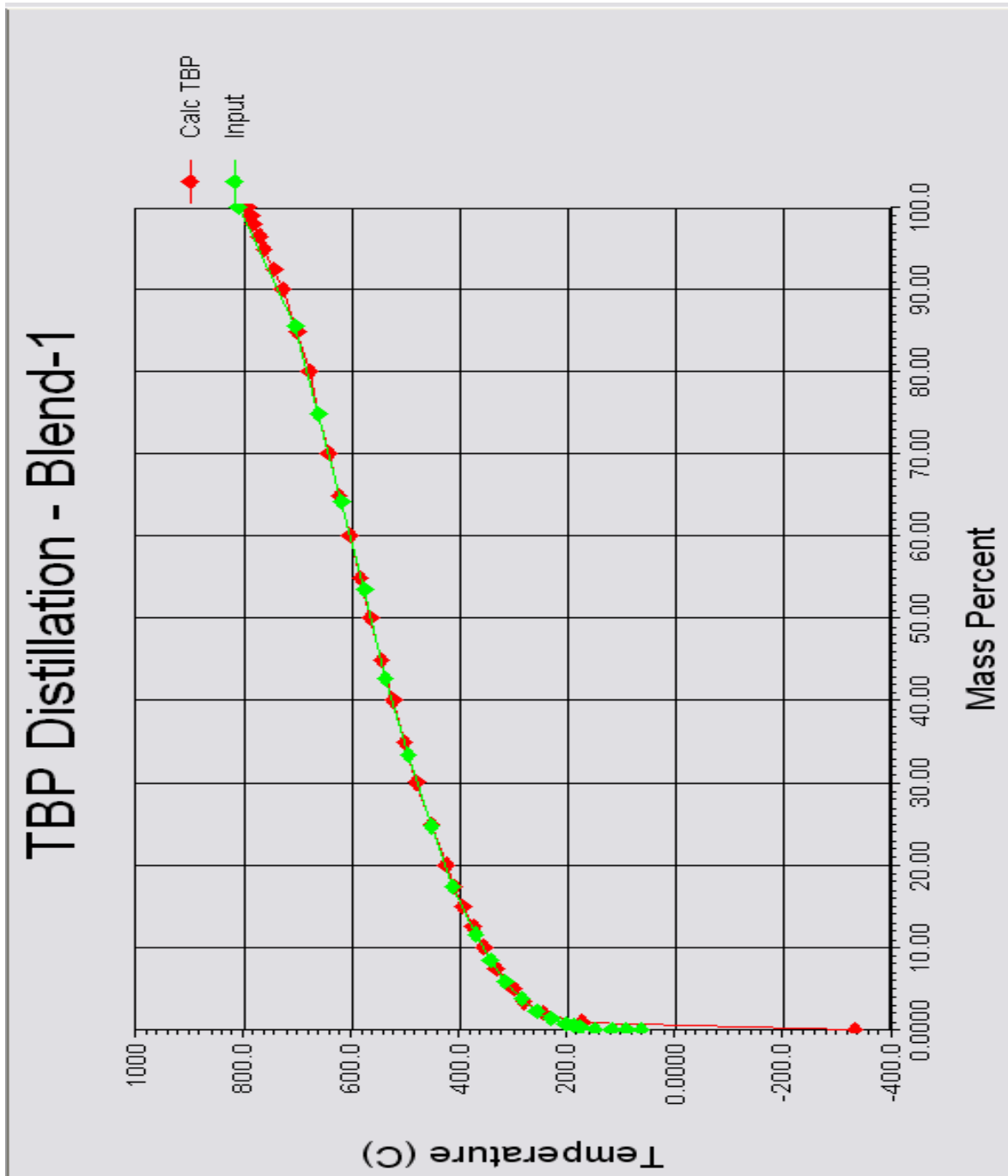


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \VTESIS\	
2				Unit Set:	impresión	
3				Date/Time:	Mon May 29 18:54:44 2006	
4						
5	<b>Blend: Blend-1 (continued)</b>					
6	<b>TABLES</b>					
7	<b>Molar Compositions</b>					
8	Blend-1					
9	NBP_66	0.0067				
10	NBP_93	0.0088				
11	NBP_121	0.0062				
12	NBP_149	0.0072				
13	NBP_177	0.0059				
14	NBP_191	0.0012				
15	NBP_204	0.0059				
16	NBP_232	0.0120				
17	NBP_260	0.0217				
18	NBP_288	0.0423				
19	NBP_315	0.0346				
20	NBP_343	0.0494				
21	NBP_371	0.0416				
22	NBP_413	0.1024				
23	NBP_454	0.0671				
24	NBP_496	0.1060				
25	NBP_538	0.0684				
26	NBP_579	0.1114				
27	NBP_621	0.0578				
28	NBP_663	0.0963				
29	NBP_705	0.0477				
30	NBP_761	0.0668				
31	<b>Oil Properties: Blend-1</b>					Balsiquid Volume
32	Percent	Critical Temp (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Accentric Factor	Molecular Weight	
33	0.00	-360.66	13.346	-0.24282	-8.9227	
34	1.00	300.05	27.657	0.36287	112.84	
35	2.00	395.17	21.053	0.53227	173.17	
36	3.50	452.61	19.443	0.61759	199.48	
37	5.00	475.74	18.265	0.66114	223.71	
38	7.50	502.50	16.641	0.72610	257.22	
39	10.00	524.19	15.419	0.78105	283.45	
40	12.50	542.75	14.357	0.83230	306.37	
41	15.00	559.28	13.488	0.87875	326.75	
42	17.50	574.33	12.785	0.92005	345.15	
43	20.00	587.98	12.190	0.95646	361.93	
44	25.00	611.92	11.209	1.0156	392.21	
45	30.00	633.09	10.369	1.0686	419.61	
46	35.00	652.56	9.5961	1.1205	445.02	
47	40.00	670.62	8.8328	1.1724	468.15	
48	45.00	687.69	8.1503	1.2218	489.53	
49	50.00	704.21	7.6357	1.2629	509.66	
50	55.00	720.43	7.1900	1.3001	529.20	
51	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 4 of 7	



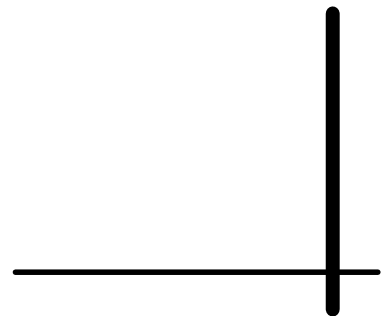
1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA				Case Name:	C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \T\TESIS
2					Unit Set:	impresión
3					Date/Time:	Mon May 29 18:54:44 2006
4						
5						
6	<b>Blend: Blend-1 (continued)</b>					
7						
8	<b>TABLES</b>					
9						
10	<b>Oil Properties: Blend-1</b>					
11						Babiquid Volume
12	Percent	Critical Temp (C)	Critical Pressure (kg/cm2_g)	Accentric Factor	Molecular Weight	
13	60.00	736.73	6.7492	1.3379	549.11	
14	65.00	753.11	6.3211	1.3759	569.30	
15	70.00	769.60	5.9136	1.4135	589.67	
16	75.00	786.20	5.5222	1.4508	610.23	
17	80.00	801.85	5.1734	1.4859	630.98	
18	85.00	818.86	4.7987	1.5237	651.94	
19	90.00	840.73	4.3357	1.5712	673.11	
20	92.50	854.37	4.0690	1.6004	683.78	
21	95.00	870.28	3.7826	1.6342	694.50	
22	96.50	878.48	3.6508	1.6518	700.90	
23	98.00	886.58	3.5278	1.6692	707.30	
24	99.00	891.97	3.4493	1.6807	711.56	
25	100.00	897.37	3.3734	1.6923	715.83	
26	Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)		
27	0.00	-187.45	10.251	6.6359		
28	1.00	742.34	5.3552	2.8381		
29	2.00	806.93	7.7295	4.1439		
30	3.50	859.07	22.633	8.9837		
31	5.00	874.35	36.094	12.173		
32	7.50	888.05	59.267	16.595		
33	10.00	899.02	92.136	21.658		
34	12.50	907.45	133.02	26.870		
35	15.00	915.08	191.44	33.063		
36	17.50	922.59	281.86	41.002		
37	20.00	929.60	416.87	50.729		
38	25.00	941.71	899.27	76.079		
39	30.00	951.95	1959.2	113.13		
40	35.00	960.56	4348.9	168.13		
41	40.00	967.25	9823.5	251.03		
42	45.00	973.25	23199	379.79		
43	50.00	980.76	63248	587.37		
44	55.00	988.82	1.7155e+005	936.46		
45	60.00	996.58	3.7104e+005	1552.3		
46	65.00	1004.2	7.2580e+005	2697.0		
47	70.00	1011.8	1.5188e+006	4964.0		
48	75.00	1019.4	3.4621e+006	9702.5		
49	80.00	1026.4	8.2250e+006	20055		
50	85.00	1033.8	2.2343e+007	44391		
51	90.00	1043.3	7.9317e+007	1.0713e+005		
52	92.50	1049.2	1.7102e+008	1.7269e+005		
53	95.00	1056.0	4.1096e+008	2.8607e+005		
54	96.50	1059.5	6.5142e+008	3.8077e+005		
55	Hyprotech Ltd.					
56	HYSYS v3.2 (Build 5029)				Page 5 of 7	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Lorena\Mis documentos\H-Oil \TITESIS\				
2			Unit Set: impresión				
3			Date/Time: Mon May 29 18:54:44 2006				
4							
5	<b>Blend: Blend-1 (continued)</b>						
6	<b>TABLES</b>						
7	<b>Oil Properties: Blend-1</b> <span style="float: right;">Babiquid Volume</span>						
8	Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)			
9	98.00	1063.0	1.0278e+009	5.0621e+005			
10	99.00	1065.3	1.3929e+009	6.1204e+005			
11	100.00	1067.7	1.8877e+009	7.3999e+005			
12	<b>Oil BP Temperatures: Blend-1</b> <span style="float: right;">Babiquid Volume</span>						
13	Percent	TBP (C)	ASTM D86 (C)	D86 Crack Reduced (C)	D1160 Vac. (C)	D1160 ATM (C)	D2887 (C)
14	0.00	11.688	78.352	78.352	-67.316	13.912	19.574
15	1.00	121.38	150.61	150.61	15.595	122.07	61.137
16	2.00	213.03	218.27	218.27	88.532	213.96	98.586
17	3.50	265.23	259.42	256.27	131.40	266.60	147.49
18	5.00	288.74	278.46	274.00	150.96	290.29	188.28
19	7.50	318.08	302.69	295.84	175.62	319.88	240.10
20	10.00	342.24	323.00	313.34	196.11	344.22	272.89
21	12.50	363.61	341.21	328.24	214.34	365.71	293.18
22	15.00	382.71	357.67	341.01	230.74	384.89	311.81
23	17.50	399.93	372.66	351.99	245.59	402.14	330.26
24	20.00	415.55	386.37	361.46	259.12	417.76	347.22
25	25.00	443.15	410.83	377.01	283.12	445.26	377.70
26	30.00	468.01	433.13	389.71	304.86	469.92	404.74
27	35.00	491.47	454.36	400.59	325.44	493.06	430.22
28	40.00	514.17	475.09	410.18	345.32	515.24	455.75
29	45.00	535.92	495.09	418.55	364.47	536.42	480.34
30	50.00	555.99	513.62	425.63	382.43	556.13	503.79
31	55.00	575.32	531.56	431.94	400.01	575.28	525.82
32	60.00	595.00	549.82	437.88	418.18	594.94	546.46
33	65.00	614.97	568.47	443.49	436.83	614.95	567.34
34	70.00	635.11	587.71	448.87	455.75	635.11	588.98
35	75.00	655.48	607.40	454.02	475.02	655.48	609.53
36	80.00	674.80	626.32	458.68	493.41	674.76	630.57
37	85.00	695.97	646.45	463.34	513.76	695.94	655.78
38	90.00	725.67	673.26	469.01	542.64	725.70	690.55
39	92.50	742.91	688.01	471.72	559.51	742.93	714.59
40	95.00	760.47	702.24	473.93	576.81	760.47	741.89
41	96.50	770.93	710.22	474.97	587.16	770.92	758.97
42	98.00	781.18	717.61	475.83	597.36	781.16	776.03
43	99.00	787.83	722.13	476.31	604.01	787.82	787.14
44	100.00	794.30	726.27	476.73	610.50	794.30	797.88
45	<b>Oil User Properties: Blend-1</b> <span style="float: right;">Babiquid Volume</span>						
46	Percent						
47	0.00						
48	1.00						
49	Hyprotech Ltd. <span style="float: right;">HYSYS v3.2 (Build 5029) <span style="margin-left: 50px;">Page 6 of 7</span></span>						





# BIBLIOGRAFÍA



## **Bibliografía**

Aspentech Driving process profitability. Application List, Product Detail: Aspen HYSYS  
<http://www.aspentech.com/product.cfm?ProductID=274> Fecha de última visita: mayo 12, 2006.

Barrera, Adrián y Roldán, et al. Índice de sustentabilidad industrial: refinería “Miguel Hidalgo”. Problemas del Desarrollo. Revista Latinoamericana de Economía. Vol. 35, núm. 137, abril-junio, 2004.

[http://www.ejournal.unam.mx/problemas\\_des/pde137//PDE13705.pdf](http://www.ejournal.unam.mx/problemas_des/pde137//PDE13705.pdf)  
Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

L.T. Biegler, I.E. Grossman y A.W. Westerberg. *Systematic methods of chemical process design*. Carnie Mellon University, Prentice Hall PTR, EUA, 1999. p. 6-9, 208-215, 239, 249-254, 295-297, 311-317.

Calidades Típicas de los Crudos Mexicanos. P.M.I. Comercio Internacional S.A. de C.V. Dirección Comercial de Petróleo Crudo.  
<http://www.pmi.com.mx/onepage/public/main.htm>

Clarifying the Scope of Petroleum Hazardous Waste Listings: Supplemental Information Regarding. Petroleum Hydroprocessing Units. Preparado para: U.S. Environmental Protection Agency Office of Solid Waste. Ariel Rios Building. Realizado por: Science Applications International Corporation. Junio, 2001.

Giral, José; Barnés, Francisco y Ramírez, Alejandro. *Ingeniería de Procesos. Manual para el diseño de procesos químicos apropiados para países en desarrollo*. UNAM, México, 1977.

*HyCycle Unicracking™ Process*. Process Technology and Equipment, UOP Refining, 2004  
UOP LLC, UOP 4223-26, USA.  
<http://www.uop.com/objects/hycycle.pdf>  
Fecha de última visita: mayo 24, 2006.

HydrocrabonProcessing's (2000, noviembre) Refining Processes 2000. Hydrocarbon Processing, vol.79 (No. 11), p. 114,119.

R. Pulido, G. Fernández. “Propuesta de mejora ambiental al ciclo de vida de los fondos de barril mexicanos”, Revista del instituto mexicano de ingenieros Químicos, 47 (1-2), (2006), p.25-31.

Raseev, Serge. *Thermal and Catalytic Processes in Petroleum Refining*. Marcel Dekker, Inc., EUA, 2003. p. 649-651, 674-675, 681-690.

Rugarcia Torres, Armando y Colin Ortega, Francisco. *Ingeniería de procesos para países en desarrollo*. Universidad Iberoamericana Puebla, México, 2002. p.52-53, 147-153, 276-279.

Scherzer, Julios y Gruia, A.J. *Hydrocracking Science and Technology*. Editorial Marcel Dekker, Inc., EUA, 1996. p. 73-93.



Speight , James G. *The Chemistry and technology of petroleum*. 3a edición, Marcel Dekker, EUA, 1999. p. 661-664.

PEMEX Refinación. La Refinería Miguel Hidalgo. Gerencia de la Refinería Miguel Hidalgo (Luis Martínez), Revista Octanaje, num. 17, mayo-junio, 1998.

<http://www.ref.pemex.com/octanaje/17miquel.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

PEMEX Reporte Anual 2004. Comercialización. Precios de Hidrocarburos

<http://www.pep.pemex.com/#> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

[http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/comercializacion/precio\\_hidrocarburos.htm](http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/comercializacion/precio_hidrocarburos.htm) Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/comercializacion/graficas/distcrudo/01.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/comercializacion/graficas/distcrudo/02.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/comercializacion/graficas/distcrudo/03.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

PEMEX Reporte Anual 2004. Exploración. Reservas de hidrocarburos al 1 de enero de 2005.

<http://www.pep.pemex.com/#> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

[http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/exploracion/prin\\_exploracion.htm](http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/exploracion/prin_exploracion.htm) Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

[http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/exploracion/reservas\\_hidro.htm](http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/exploracion/reservas_hidro.htm) Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/exploracion/graficas/reservashid/02.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/exploracion/graficas/reservashid/02.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/images/tablita.jpg> Fecha de última visita: mayo 18, 2006.

PEMEX Reporte Anual 2004. Explotación. Producción de crudo y gas.

<http://www.pep.pemex.com/#> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

[http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/explotacion/prod\\_crudo\\_gas.htm](http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/explotacion/prod_crudo_gas.htm) Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/explotacion/graficas/procrudogas/01.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/explotacion/graficas/procrudogas/02.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/explotacion/graficas/procrudogas/03.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

<http://www.pep.pemex.com/reporteannual2004/webreporte/recursos/html/explotacion/graficas/procrudogas/04.htm> Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

PEMEX Anuario estadístico 2004. Cuadros estadísticos. K. Producción de crudo por región y por activo.

[http://www.pep.pemex.com/anuario2004/web\\_anuario/recursos/html/cuadros\\_estadisticos/imagenes/cuadros\\_esp/15.png](http://www.pep.pemex.com/anuario2004/web_anuario/recursos/html/cuadros_estadisticos/imagenes/cuadros_esp/15.png) Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

PEMEX Anuario estadístico 2004. Cuadros estadísticos. L. Producción de crudo por región y tipo.

[http://www.pep.pemex.com/anuario2004/web\\_anuario/recursos/html/menu.htm](http://www.pep.pemex.com/anuario2004/web_anuario/recursos/html/menu.htm) Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

[http://www.pep.pemex.com/anuario2004/web\\_anuario/recursos/html/cuadros\\_estadisticos/imagenes/cuadros\\_esp/18.png](http://www.pep.pemex.com/anuario2004/web_anuario/recursos/html/cuadros_estadisticos/imagenes/cuadros_esp/18.png) Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

PEMEX Anuario estadístico 2004. Cuadros estadísticos. N. Distribución de petróleo crudo.

[http://www.pep.pemex.com/anuario2004/web\\_anuario/recursos/html/cuadros\\_estadisticos/imagenes/cuadros\\_esp/21.png](http://www.pep.pemex.com/anuario2004/web_anuario/recursos/html/cuadros_estadisticos/imagenes/cuadros_esp/21.png) Fecha de última visita: mayo 9, 2006.

Datos de la alimentación e información de diseño de la Unidad de Fraccionamiento y Recuperación de Ligeros. Proporcionada por PEMEX a través del Ing. Celestino Montiel Maldonado.