

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

00568
6

FACULTAD DE QUÍMICA

TECNOLOGÍAS DE ESTABILIZACIÓN DE
PETRÓLEO CRUDO Y APLICACIÓN INDUSTRIAL
EN LA BATERÍA CENTRAL SAMARIA II

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA
(INGENIERÍA DE PROYECTOS)

P R E S E N T A :

RAFAEL MATA DÍAZ

DIRECTOR: DR. JULIO R. LANDGRAVE ROMERO

México, D.F. 2002.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



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.



BIOL. FRANCISCO J. INCERA UGALDE

Jefe de la unidad de Administración del Posgrado
P r e s e n t e .

Me es grato informarle que el alumno **Rafael Mata Díaz** presentará próximamente su tesis para obtener el grado de Maestro en Ingeniería Química (Ingeniería de Proyectos), Clave 468, ante el siguiente jurado:

Presidente:	M. en C. Alejandro Anaya Durand (UNAM)
Primer Vocal:	Dr. Constantino Álvarez Fuster (UNAM)
Secretario:	M. en A. Fernando Báez Ramos (UNAM)
Primer Suplente:	Dr. Helio Humberto García del Río (UNAM)
Segundo Suplente:	M. en C. Jorge Luis Aguilar González (UNAM)

Sin otro particular de momento, aprovecho la ocasión para enviarle un cordial saludo.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Cd. Universitaria, D.F., a 28 de junio de 2002.

EL COORDINADOR


DR. JESÚS RIVERA RODRÍGUEZ

c.c.p. Dr. Ricardo Aceves García.- Presidente del SACC de Ingeniería de Sistemas
c.c.p. Dr. Julio Landgrave Romero.- Representante de la Facultad de Química en el SACC de Ingeniería de Sistemas
c.c.p. Integrantes del Jurado
c.c.p. Departamento de Control Escolar de la Facultad de Química
c.c.p. Interesado

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

DEDICATORIA

A mis padres:
Alicia y Manuel

A Diana

A Rafael

A mis Hermanos:
María Rosa
María Gracia
María Elena
María del Carmen
María de Jesús
María Alicia
José Manuel
Pablo Alejandro

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Mi agradecimiento especial al Dr. Julio R. Landgrave Romero por la dirección de esta tesis y por sus acertados consejos, al Ing. Ricardo Saint Martín C. por su gran soporte técnico, experiencia y dirección, a la Ing. Susana E. Ochoa Islas por su gran contribución a mi formación profesional, a todos mis compañeros de trabajo en el IMP por haber compartido su experiencia y por la fortuna de trabajar con ellos, al Departamento de Diseño de Proceso por todas las facilidades brindadas para la realización de esta, a todos los profesores de la Maestría por su dedicación, capacidad y entrega a la docencia, al Instituto Mexicano del Petróleo por su invaluable apoyo.

Í N D I C E

RESUMEN	3
HIPÓTESIS	4
OBJETIVOS	4
ALCANCE	4
INTRODUCCIÓN	5
I.- PRINCIPIOS BÁSICOS	7
I.1 Presión de Vapor	8
I.2 Presión de Vapor Reid	13
I.3 Contenido de H ₂ S	17
II.- ANÁLISIS DE TECNOLOGÍAS DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO	18
II.1 Estabilización por medio de vaporización "Flasheo"	19
II.1.1 Separación multietapas simple	19
II.1.2 Separación multietapas con recuperación de condensados	21
II.1.3 Separación multietapas con vacío	24
II.1.4 Tren de calentamiento	26
II.2 Estabilización por medio de fraccionamiento:	28
II.2.1 Agotamiento en frío	29
II.2.2 Agotamiento en caliente	31
II.2.3 Rectificación en dos etapas	33
II.2.4 Estabilización con reflujo	35
II.2.5 Fraccionamiento con recirculación interna de calor	37
II.2.6 Combinación de proceso Boot y Fraccionamiento	39
II.2.7 Proceso Gas-boots	41
II.3 Resumen de tecnologías de estabilización de crudo	43
II.4 Definición del proceso de estabilización para el crudo ligero	46
III.- APLICACIÓN TÍPICA DE TECNOLOGÍAS AL CRUDO LIGERO	48
III.1 Situación de la Bateria Central Samaria II en el 2000	49
III.1.1 Planteamiento del problema	52
III.1.2 Descripción del Proceso Actual	53
III.2 Estudio de Tecnologías de Estabilización para el Crudo Ligero	55
III.2.1 Bases del estudio	55
III.2.2 Procesos por analizar	60
III.2.2.1 Descripción de los procesos	60
III.2.2.2 Resultados	70
III.2.2.3 Análisis de resultados	71

IV.- INGENIERÍA BÁSICA DE PROCESO PARA LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO ISTMO EN LA BATERÍA CENTRAL SAMARIA II	73
IV.1 Bases de diseño	74
IV.2 Diagrama de Flujo de Proceso	88
IV.3 Descripción del Proceso	90
IV.4 Lista de equipo	94
IV.5 Balance de Materia y Energía	96
IV.6 Información Complementaria (Datos de proceso para diseño de tuberías y especificaciones de instrumentos)	98
IV.7 Criterios de Diseño	102
IV.8 Filosofía Básica de Operación	110
IV.9 Hojas de Datos de Equipos	123
IV.10 Requerimiento de Servicios Auxiliares	135
V.- CONCLUSIONES	140
BIBLIOGRAFÍA	143
APENDICE A Normatividad Ambiental	147
APENDICE B Resultados de la simulación	153

RESUMEN

Los yacimientos de hidrocarburos localizados en la Sonda Marina de Campeche y los ubicados en la Región Sur (área mesozoica de Chiapas-Tabasco), son los que contribuyen en mayor proporción a la producción nacional de aceite crudo (Maya, Istmo y Olmeca). Actualmente la necesidad de satisfacer la demanda mundial de aceite y aprovechar su alto costo de oportunidad, marca el acelerado desarrollo de los campos en la Región Sur, creando la infraestructura para el manejo de crudo con la calidad de 32 °API. La Batería Central Samaria II por su ubicación geográfica es un punto estratégico para llevar a cabo la estabilización del crudo además de que se encuentra cerca de las terminales de exportación y de los puntos locales de transferencia hacia las refinerías y plantas petroquímicas.

Actualmente el proceso de estabilización usado por PEMEX en sus instalaciones, no permite tener a la salida de baterías de separación un crudo estabilizado. La estabilización se realiza durante el almacenamiento o en la terminal de exportación; el crudo suministrado a las refinerías no cuenta con la calidad y especificaciones requeridas por el proceso en cuanto al contenido de H₂S, agua y estabilidad del crudo.

Además, la configuración de los sistemas productivos no es apta para los nuevos volúmenes de producción de hidrocarburos, ni para las nuevas calidades de crudo a manejar, resulta incompatible con el proceso y conlleva a problemáticas de: Diferimiento de producción, dispendio de hidrocarburos a la atmósfera, altos consumos de energía y pérdidas económicas en comercialización. La última derivada de penalizaciones por especificación inadecuada, deficiente medición y regalo en la calidad de aceite y gas.

El propósito del presente trabajo, es analizar los procesos de estabilización que pueden mejorar al proceso actual y seleccionar la más viable técnicamente y que cumpla con las especificaciones de transporte y venta.

En esta tesis se describen los principios básicos de la estabilización y las propiedades físicas en las que se basa, así como las tecnologías existentes para la estabilización de crudo. Los dos tipos más usados son por medio de separación flash y por fraccionamiento. La selección del proceso más adecuado considera varios factores principalmente las propiedades del crudo, especificaciones del producto, localización de las instalaciones, etc.

Se describe también la situación de la Batería Central Samaria II e incluye la evaluación técnica de los procesos de estabilización y corresponde la Ingeniería Básica para el proceso seleccionado, en la que se integran los documentos importantes de la misma.

HIPÓTESIS

Si se modifica en forma adecuada el proceso actual de estabilización de crudo de la Batería Central Samaria II, se podría maximizar la producción y calidad de crudo producido cumpliendo con las especificaciones de PVR y H₂S. Se espera que el análisis de tecnologías conduzca a que la estabilización por fraccionamiento sea la tecnología que obtenga mayores beneficios.

OBJETIVOS

- Describir y evaluar cualitativamente las Tecnologías de Estabilización de petróleo crudo.
- Comparar las tecnologías de estabilización de crudo que puedan mejorar el proceso actual y seleccionar la mejor desde el punto de vista técnico, cumpliendo con las especificaciones de PVR y H₂S, y
- Realizar la Ingeniería Básica de Proceso correspondiente.

ALCANCE

- Descripción de tecnologías existentes de estabilización de crudo.
- Descripción de situación de la Batería Central Samaria II.
- Análisis técnico de alternativas y selección de la más adecuada.
- Elaboración de la Ingeniería Básica de alternativa seleccionada.

HIPÓTESIS

Si se modifica en forma adecuada el proceso actual de estabilización de crudo de la Batería Central Samaria II, se podría maximizar la producción y calidad de crudo producido cumpliendo con las especificaciones de PVR y H₂S. Se espera que el análisis de tecnologías conduzca a que la estabilización por fraccionamiento sea la tecnología que obtenga mayores beneficios.

OBJETIVOS

- Describir y evaluar cualitativamente las Tecnologías de Estabilización de petróleo crudo.
- Comparar las tecnologías de estabilización de crudo que puedan mejorar el proceso actual y seleccionar la mejor desde el punto de vista técnico, cumpliendo con las especificaciones de PVR y H₂S, y
- Realizar la Ingeniería Básica de Proceso correspondiente.

ALCANCE

- Descripción de tecnologías existentes de estabilización de crudo.
- Descripción de situación de la Batería Central Samaria II.
- Análisis técnico de alternativas y selección de la más adecuada.
- Elaboración de la Ingeniería Básica de alternativa seleccionada.

INTRODUCCIÓN

La Región Sur de Petróleos Mexicanos (PEMEX), importante zona productora de petróleo, se localiza al sureste del Estado de Tabasco, al sur del Golfo de México. Esta Región también está cerca de las terminales de exportación y de los puntos locales de transferencia hacia las refinerías y plantas petroquímicas del país. Dentro de esta Región existen cinco distritos de producción que abarcan 1,928 pozos y 110 instalaciones. Los cinco distritos son: Reforma, Cárdenas, Comalcalco, Ocosingo y Agua Dulce (Figura 1); los cuales producen aproximadamente 665 MBPD de crudo, 2055 MM ft³/día de gas natural y 230 Mbbbl/día de condensados. Estas cifras representan más de la cuarta parte de la producción total de PEMEX.

De estos cinco distritos, tres aportan aproximadamente el 90% de la producción total de la región. Los distritos en cuestión son: Reforma, Comalcalco y Cárdenas.

La producción de crudo en esta Región comenzó en los años 70 con la explotación del campo Mesozoico. La densidad de este crudo oscila entre los 27 y los 38 °API.

Durante los 80's se hicieron descubrimientos adicionales de campos de aceite de mayor calidad, mismos que se integraron a los sistemas existentes. La nueva producción incluye el Crudo Olmeca con densidad a 39 °API, descubierto en 1988; y más recientemente el crudo del Campo Catedral con densidad de 58 °API.

Las instalaciones diseñadas y construidas para el procesamiento original, no se actualizaron para el manejo de los nuevos crudos, más ligeros y volátiles. En aquel momento el proceso de separación multietapas era la tónica, dada su sencillez y facilidad de implementación; actualmente, la creciente preocupación por el mejoramiento del medio ambiente requiere de la estabilización del crudo; que es el proceso por el cual la presión de vapor del aceite crudo se reduce a un nivel aceptable para almacenaje y transportación. La cantidad de ligeros que deben ser extraídos del crudo dependerá de la composición del crudo, la temperatura ambiente, el tipo de transportación y de consideraciones económicas. Para la transportación a tanques la especificación de la presión de vapor Reíd del petróleo crudo del Sistema Nacional de Pemex Exploración y Producción (PEP) para venta a Refinería y a exportación deberá ser de 6.5 psia máximo (especificación de contrato de compra venta de crudo entre PEP Y PMI Comercio Internacional).

No obstante un crudo con una presión de vapor verdadera de 10 a 12.5 psia, se considera estable a una temperatura ambiente de 38°C, valor máximo permisible por seguridad para el almacenamiento en tanques a presión atmosférica.

En la actualidad, la configuración de los sistemas productivos no es apta para los nuevos volúmenes de crudo, con densidades hasta 39 °API, resulta incompatible con el proceso y conlleva a problemáticas de:

- Diferimiento de producción,
- Emisión de vapores de hidrocarburos a la atmósfera
- Altos consumos de energía y
- Pérdidas económicas en comercialización

La última, derivada de penalizaciones por especificación inadecuada, deficiente medición e insuficiencia en la calidad de aceite y gas.



Figura 1 Zona productora de petróleo, Región Sur.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPITULO I

PRINCIPIOS BÁSICOS

I. PRINCIPIOS BÁSICOS DE ESTABILIZACIÓN

El aceite que se produce en yacimientos petrolíferos es una mezcla de hidrocarburos formado por las siguientes fracciones:

- Fracciones ligeras: metano, etano, propano.
- Butano
- Fracciones más pesadas que las anteriores: pentano, hexano y más pesados.

Es necesario separar del crudo, la mayor parte de las fracciones ligeras, antes de enviarse a tanques de almacenamiento atmosférico; de otra forma, parte de estas vaporizarán en el tanque, lo que significa pérdidas del producto y daños al medio ambiente.

El proceso de remoción de hidrocarburos con alta presión de vapor (componentes ligeros) de la corriente de crudo se conoce como **estabilización**.

Lo anterior garantiza tener un crudo con las condiciones apropiadas para su transporte y almacenamiento, evitando con ello los riesgos y pérdidas ya mencionadas.

Se considera un crudo estabilizado, aquel que no vaporiza durante su almacenamiento a presión atmosférica y temperatura ambiente.

La presión de vapor del crudo y el contenido de ácido sulfhídrico son los dos parámetros más importantes que están relacionados con la estabilidad del crudo.

I.1. Presión de Vapor.^{[L-1][M5]}

La propiedad física principal relacionada con la estabilización, es la presión de vapor (PV). Esta se obtiene por medio de la lectura en un manómetro colocado en un separador conteniendo hidrocarburos gaseosos y líquidos. Esta lectura del manómetro, es la **presión de vapor** de los hidrocarburos líquidos contenidos en el recipiente, cuando el vapor desprendido está en equilibrio con el líquido (Figura I.1.1).

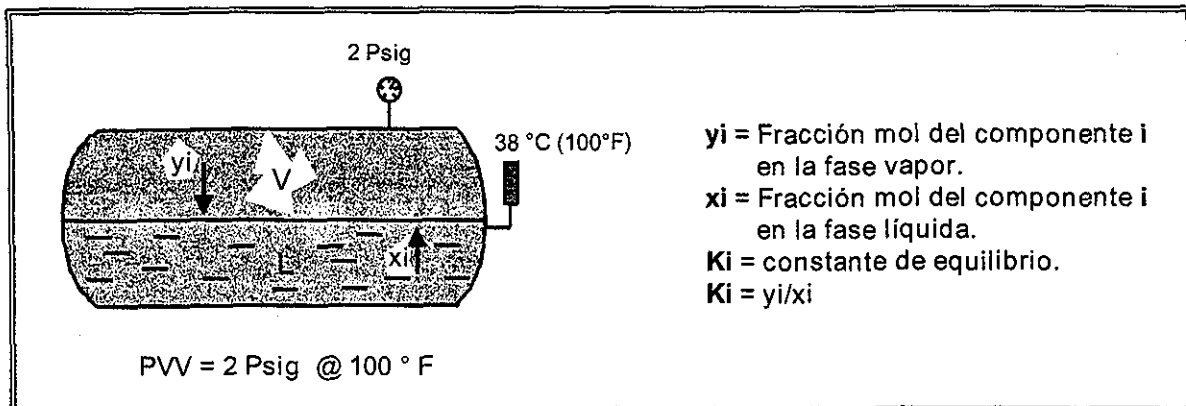


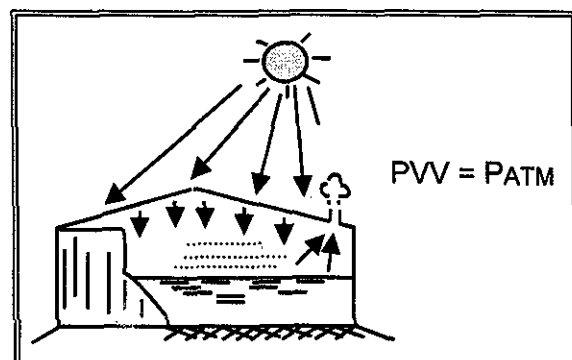
Figura I.1.1 Presión de Vapor

En la Figura I.1.2 se presenta La presión de vapor absoluta de algunos hidrocarburos puros.

La presión absoluta es la suma de la presión manométrica más la presión atmosférica. En la Región Sur de Pemex la presión atmosférica es de 14.7 lb/pulg², de modo que la relación entre presión manométrica y absoluta queda definida por la siguiente ecuación:

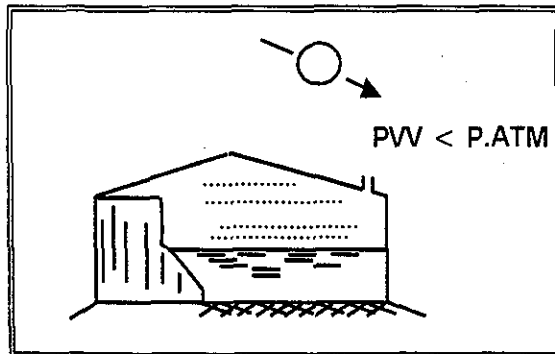
$$\begin{aligned} \text{Presión Absoluta} &= \text{Presión manométrica} + 14.7 \\ \text{Presión Manométrica} &= \text{Presión absoluta} - 14.7 \\ &(\text{En unidades consistentes}) \end{aligned}$$

Si se almacena un crudo o gasolina en un tanque abierto a la atmósfera, y el tanque se calienta por el sol hasta que su presión de vapor alcance la presión atmosférica, el líquido empezará a evaporarse.



En general, un producto almacenado en un tanque atmosférico no debe tener una presión de vapor mayor que la presión atmosférica.

Un producto almacenado en un tanque atmosférico no evaporará si su **presión de vapor es menor a la presión atmosférica** a la temperatura de almacenamiento.



La presión de vapor real o verdadera (PVV) es una propiedad termodinámica como la densidad, viscosidad, etc. que, como muchas propiedades termodinámicas cambia con la temperatura.

Para la medición de la presión de vapor de una sustancia pura, los valores determinados son iguales a los reales ya que para esta sustancia, no existe un cambio de composición del líquido por pérdidas de vapores.

Durante los procedimientos de medición de presión de vapor de una mezcla de dos ó más componentes, las pérdidas de vapores de los componentes más ligeros modifican la composición del líquido, por lo que los valores experimentales son menores a los reales.

UNIDADES SISTEMA INTERNACIONAL

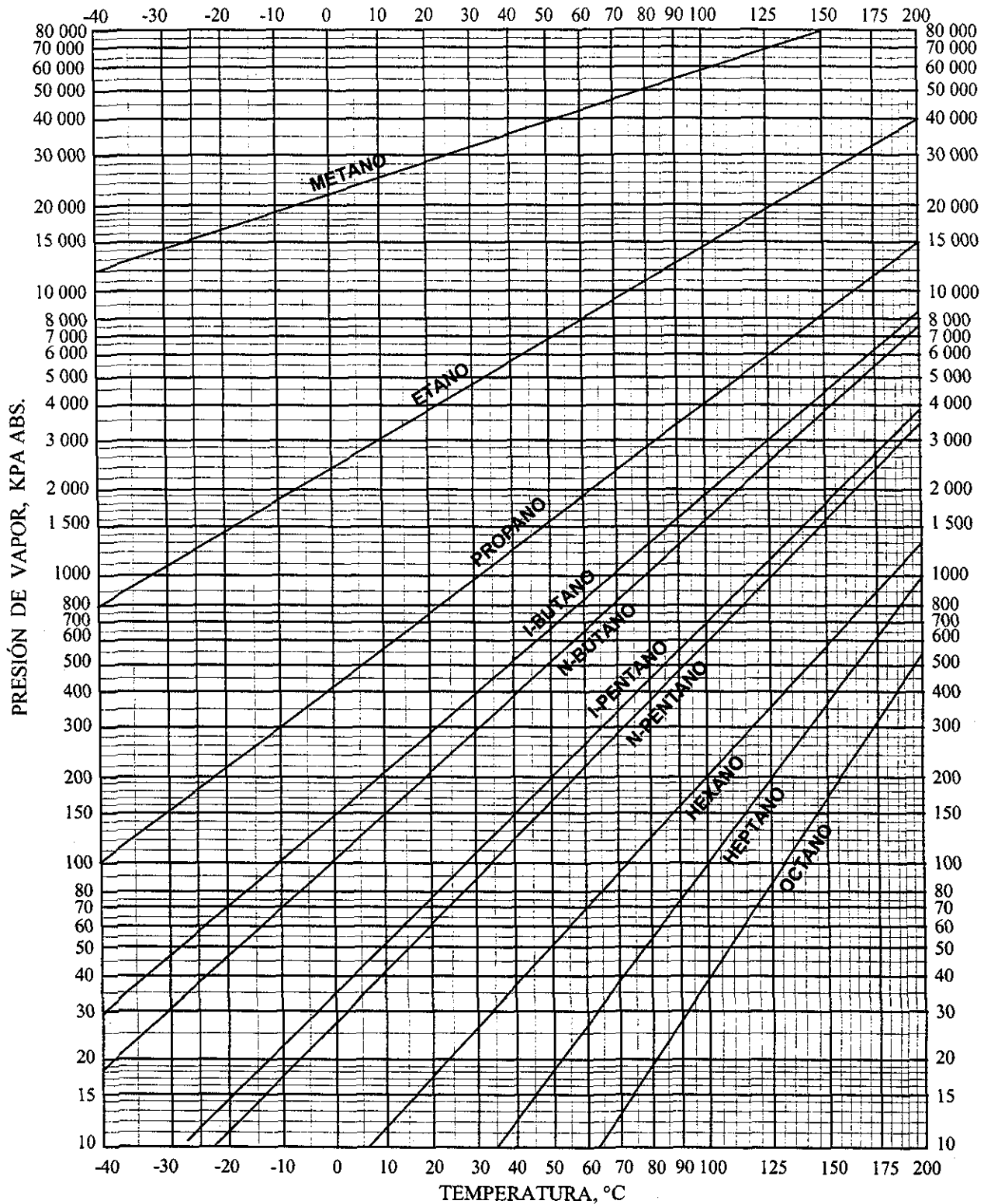


Figura I.1.2.a Curvas de Presión de Vapor de Hidrocarburos Puros.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

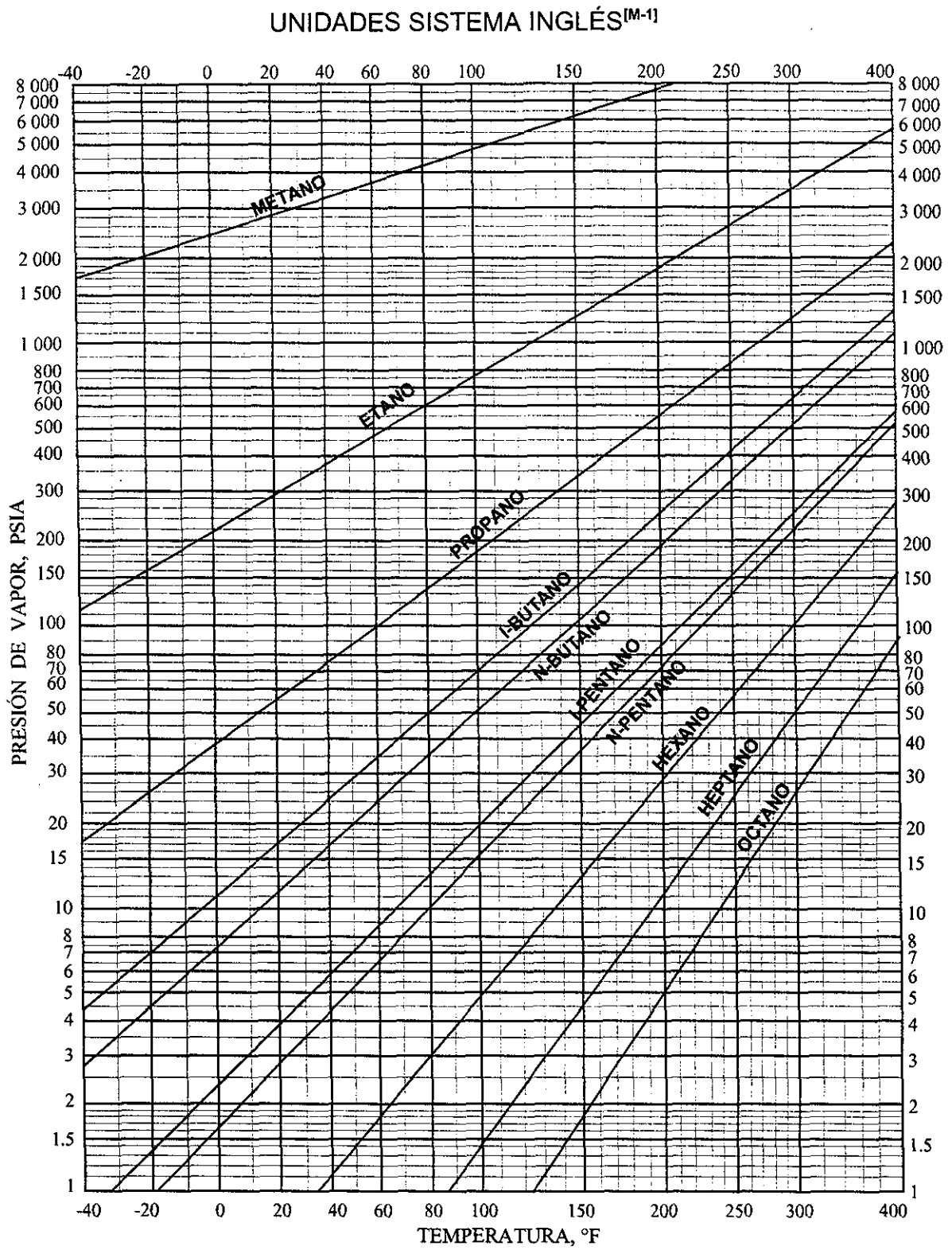


Figura I.1.2.b Curvas de Presión de Vapor de Hidrocarburos Puros.

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

I.2. Presión de Vapor Reid^[A-1]

Desde hace años, se desarrolló una prueba de presión de vapor a la que se le llamó Presión de Vapor Reid (PVR), la cual es todavía un procedimiento estándar de prueba para determinar la presión de vapor del aceite crudo, condensados, gasolina y otros productos del petróleo que se almacenan en tanques atmosféricos. La prueba de la PVR da una aproximación de la presión de vapor de un líquido del Petróleo a una temperatura de 38 °C (100°F). La idea básica de realizar la prueba a 38 °C se debe a que se espera que la temperatura en los tanques de almacenamiento del crudo durante los meses de verano alcance el valor mencionado.

El procedimiento para medir aproximadamente la presión de vapor verdadera es algo complicado y requiere equipo de laboratorio especial.

La determinación de la PVR se refiere al método estándar ASTM D-323, medición a 38°C (100 °F) de la presión de vapor de un crudo, utilizando un aparato de forma cilíndrica de medidas específicas dividido en dos cámaras de acero (ver Figura I.2.1), este método no es aplicable para gasolinas, condensados de estabilizador, o cualquier otro servicio que sale de una torre fraccionadora.

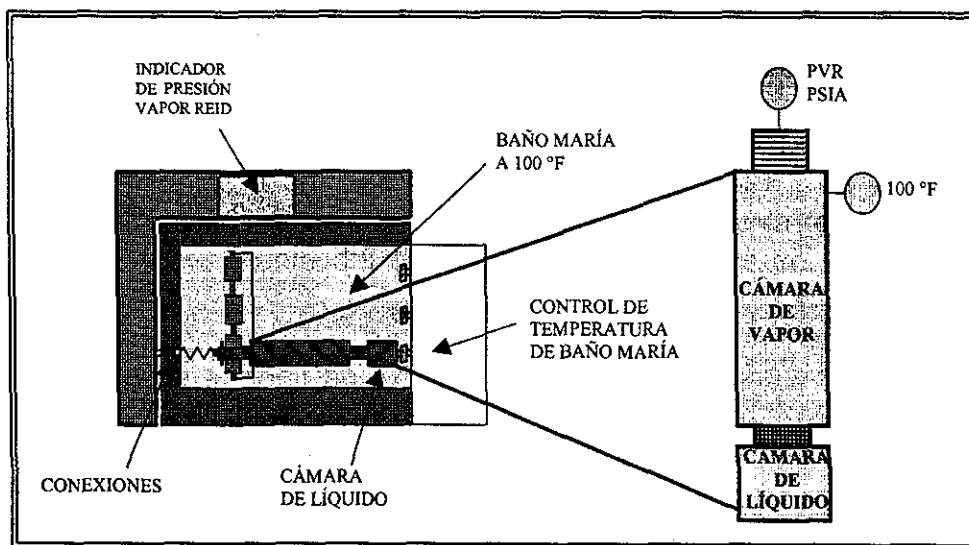


Figura I.2.1 Prueba de laboratorio de la PVR

A 38°C, la PVR difiere un poco en valor de la PVV, debido a que el procedimiento para efectuar la PVR incluye dos exposiciones del líquido al aire ambiente: una cuando se toma la muestra y otra cuando se transfiere del recipiente al aparato de

prueba. Durante estos traspasos, algunos hidrocarburos ligeros del aceite se vaporizan y de ese modo disminuye la lectura de la presión de vapor.

La PVV puede ser estimada a partir de su PVR o viceversa, utilizando el nomograma de la figura I.2.2 y o las curvas de la figura I.2.3.

La presión de vapor Reid del petróleo crudo del Sistema Nacional de Pemex Exploración y Producción (PEP) para venta a Refinería y a exportación deberá ser de 6.5 psia máximo (especificación de contrato de compraventa de crudo entre PEP Y PMI Comercio Internaciona).

Una PVR de 6.5 psia corresponde a la de un crudo estabilizado que no representa riesgos. No obstante un crudo con una PVV de 10 a 12.5 psia, se considera estable a una temperatura ambiente de 38°C, valor máximo permisible por seguridad para el almacenamiento en tanques a presión atmosférica.

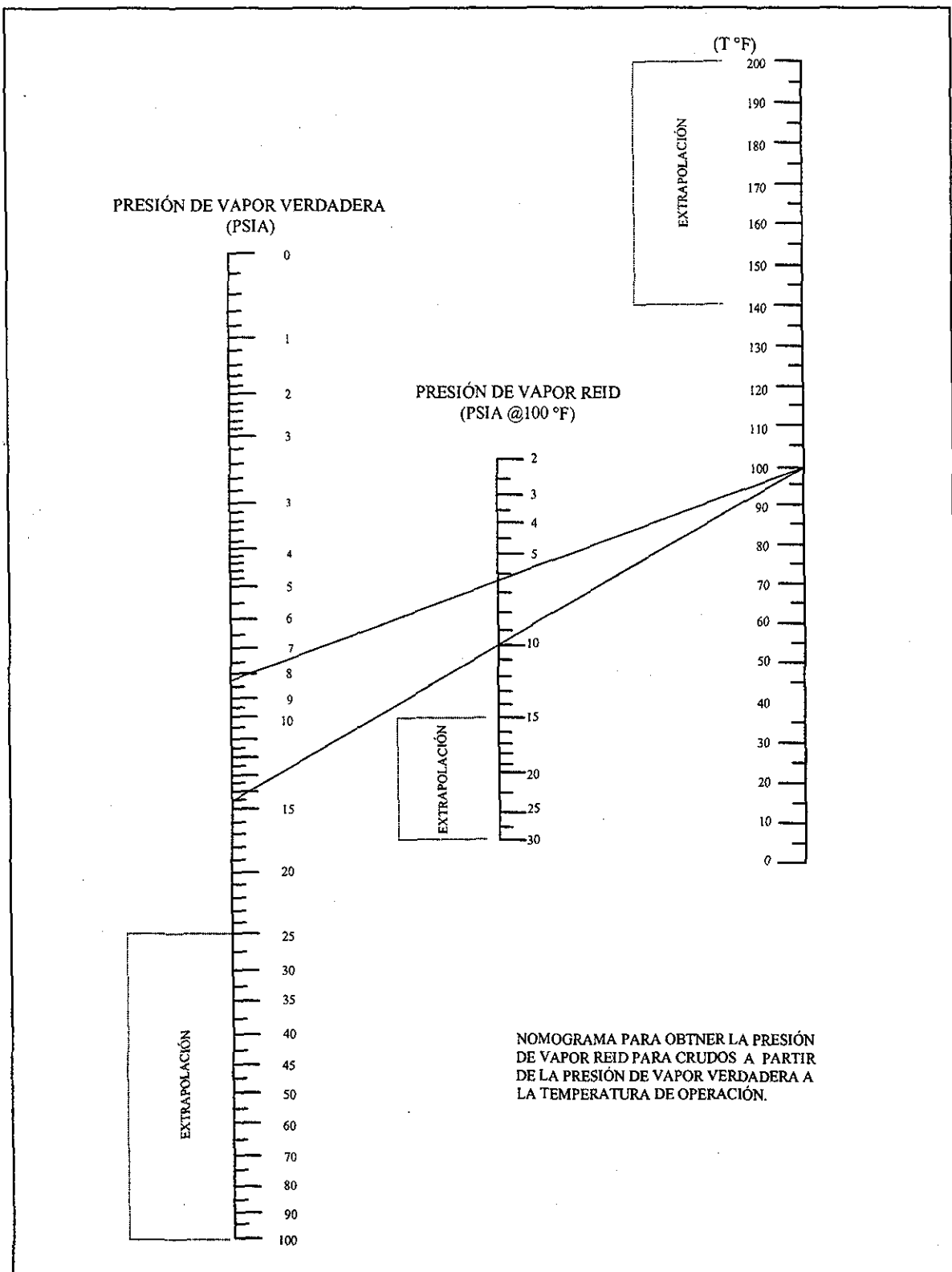
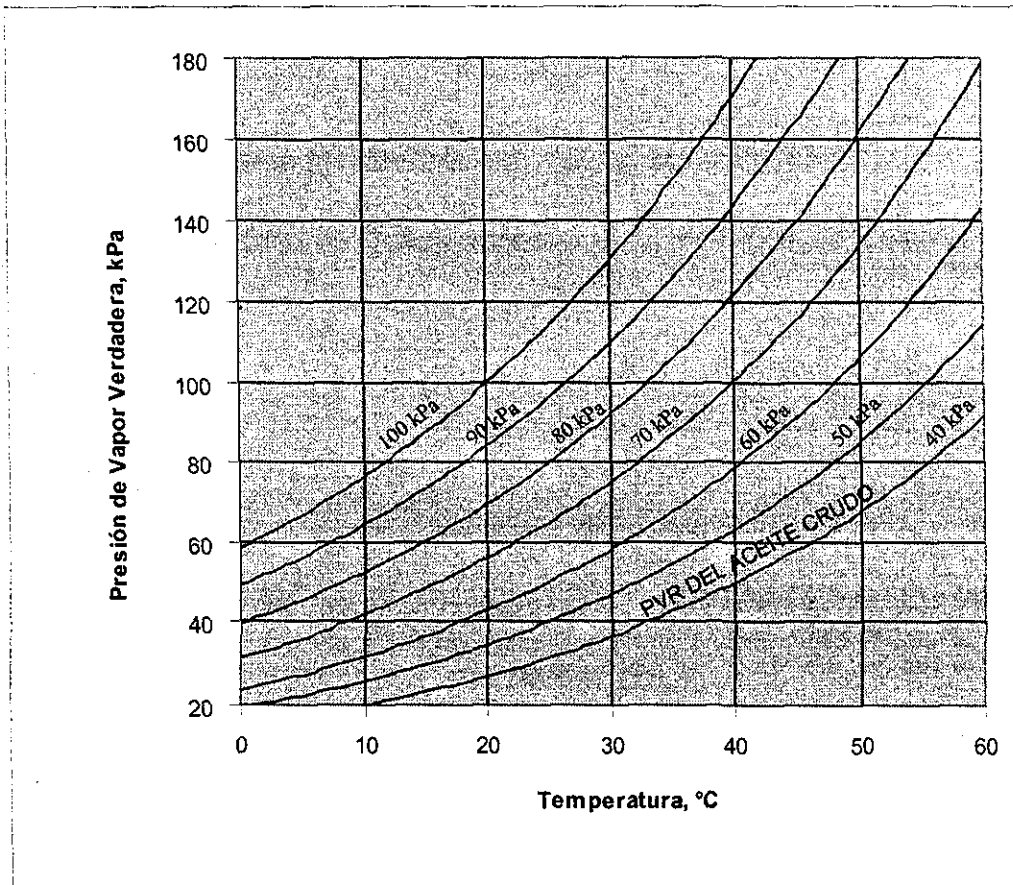


Figura I.2.2 Nomograma para obtener la Presión de Vapor Reíd a partir de la Presión de Vapor Verdadera a la Temperatura de operación.

UNIDADES SISTEMA INTERNACIONAL



UNIDADES SISTEMA INGLÉS^{IM-1}

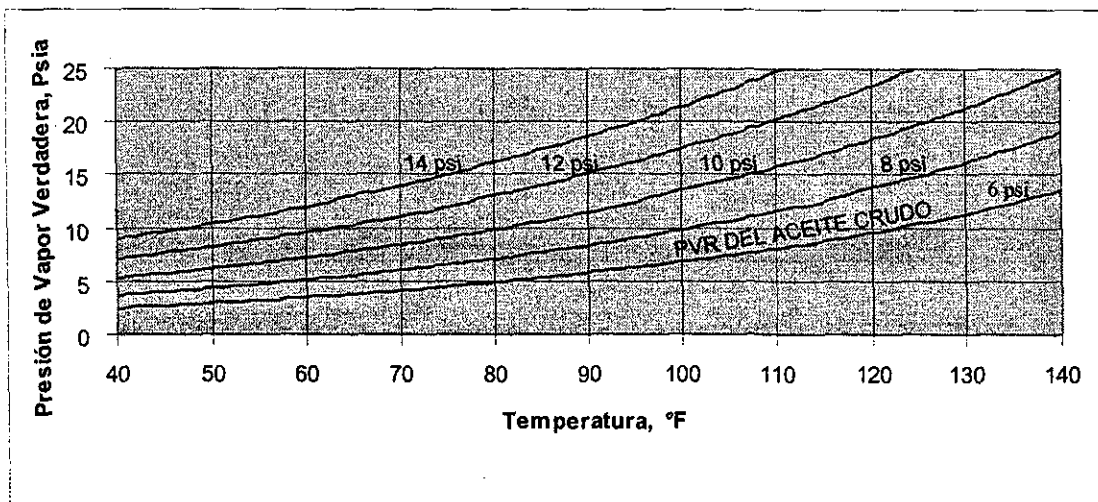


Figura I.2.3 Presión de Vapor Verdadera (PVR) Vs. Presión de Vapor Reid (PVR)

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Cabe mencionar que tanto el nomograma como las curvas consideran valores promedios para la mayoría de los crudos. Sin embargo, la diferencia entre PVR Y PVV puede variar tanto como un 50% para ciertos crudos. La PVV de un crudo producido de pozos con unidades de bombeo, estará más cerca la PVR.

1.3. Contenido de H₂S^{[M-2] [A6]}

La presencia de H₂S en la corriente de crudo a estabilizar ocasiona restricciones adicionales en el proceso de estabilización. La seguridad del personal y la corrosión provocada por el mismo, requiere que los niveles de H₂S se lleven a niveles seguros. Las especificaciones para el contenido de H₂S en un crudo estabilizado oscilan entre 60 a 80 ppm de H₂S máximo (ver Apéndice A), sin embargo, en algunos casos suelen ser hasta de 10 ppm. Debido a esto e muy importante conocer el nivel de H₂S requerido en el producto para la selección del método de estabilización aplicable a un sistema.

CAPITULO II

ANÁLISIS DE TECNOLOGÍAS DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO

II. ANÁLISIS DE TECNOLOGÍAS DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO. ^[M2]

[L2] [L3] [A2] [A3][A10][A11][A12][L4][L5][P1]

Durante el análisis de tecnologías para la estabilización de petróleo crudo, se encontraron diversos esquemas de procesos para este fin, los cuales se describen a continuación.

II.1 ESTABILIZACIÓN POR MEDIO DE VAPORIZACIÓN (Flasheo) ^[A5]

II.1.1. Separación multietapas simple

a) Principios de operación

Uno de los procesos empleados para la estabilización del crudo, lo constituye el denominado "Separación Multietapas Simple". Este proceso emplea como principio la reducción sucesiva de la presión aumentando la tendencia de los componentes a pasar a la fase vapor. La fracción de los componentes que se "flashean" o se vaporizan durante alguna etapa, está en función de la temperatura, presión y composición del fluido en cada etapa. La última etapa de la separación se lleva a cabo a una presión cercana a la atmosférica. Las especificaciones para presión de vapor y H_2S se determinan sobre el producto de la última etapa de la separación (ver Figura II.1.1).

Cuando se utiliza un sistema de estas características usualmente no se consideran más de 4 etapas, ya que la recuperación en etapas adicionales no sería significativa.

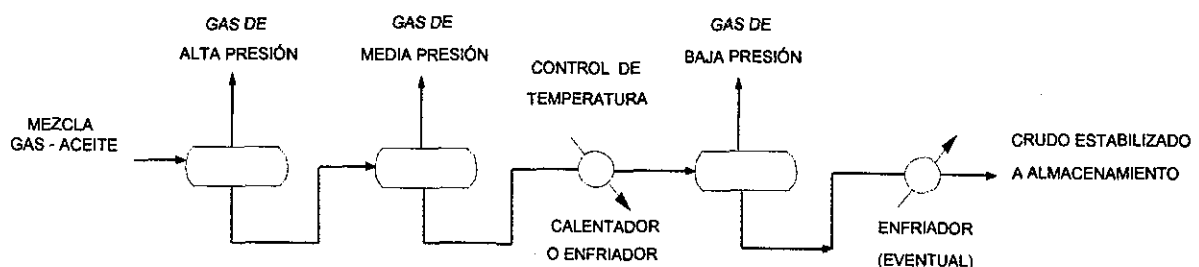


Figura II.1.1 Separación multietapas simple

b) Características relevantes del proceso

<i>Capacidad de remoción de H₂S</i>	Limitada. Si el contenido de H ₂ S en la alimentación es del orden de 1,000 ppm, se requiere una temperatura muy alta en la última etapa de separación para cumplir con niveles bajos en el producto.
<i>Temperatura</i>	La temperatura de la última etapa de separación controla el H ₂ S en el aceite tratado, y por consecuencia, determina la recuperación.
<i>Sistemas</i>	Separación. Calentamiento o enfriamiento (según requerimientos).

c) Características del producto

<i>Recuperación del líquido</i>	Su recuperación es baja con respecto a la mayoría de los otros procesos, sobre todo si la temperatura requerida en la última etapa debe ser elevada para cumplir con presión de vapor a contenido de H ₂ S.
---------------------------------	--

d) Ventajas

- Simplicidad de operación.
- Es factible manejar variaciones de la relación gas-aceite (RGA).
- Adaptable a diversas condiciones ambientales.
- Bajo costo de inversión y de consumo de servicios.

e) Desventajas

- No es adecuado para obtener un producto con bajos contenidos de H₂S, ya que para esto se requiere de altas temperaturas en la última etapa de separación.
- Baja recuperación de crudo con respecto a otros métodos, si se quiere cumplir con la especificación de estabilización.

II.1.2. Separación multietapas con recuperación de condensados

a) Principios de operación

Otro de los procesos para la estabilización, es el de Separación Multietapas con Recuperación de Condensados del Gas Natural; este método es una mejora a la Separación Multietapas Simple. El condensado asociado que se recupera del gas natural a través de su compresión y enfriamiento se reinyecta al crudo, previa estabilización, como se muestra en la Figura II.1.2.

El método se diseña para separar la mayor parte de etano (C_2) en las diferentes etapas para obtener un crudo de baja presión de vapor en la última de estas. La PVR se ajusta al valor especificado, por medio de una inyección controlada de los líquidos (C_3 , C_{4s} y C_{5+s}), que provienen de la torre fraccionadora.

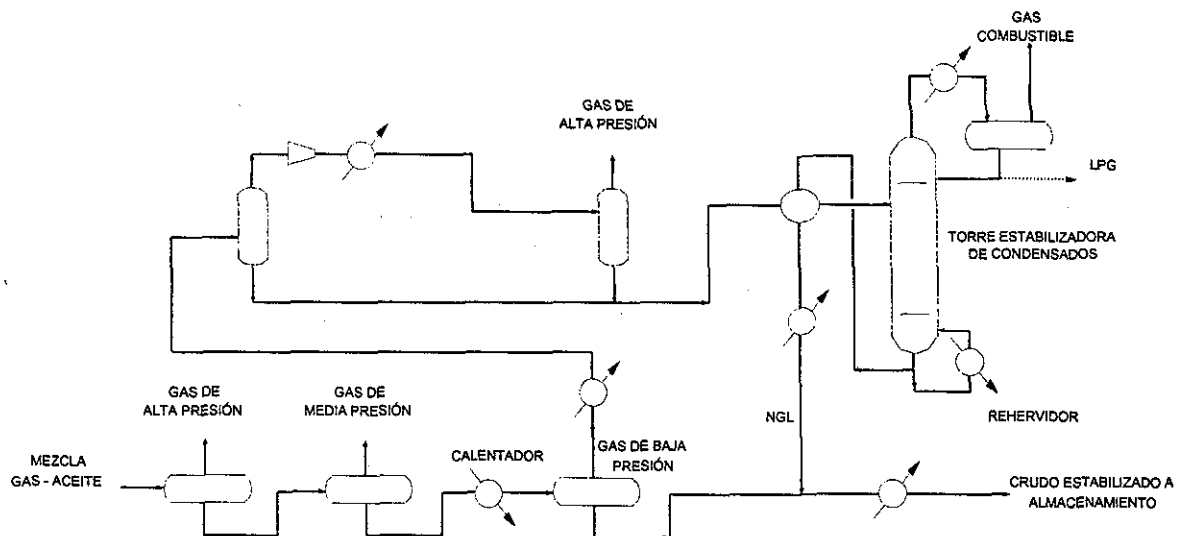


Figura II.1.2 Separación multietapas con recuperación de condensados

El gas de la última etapa de separación se comprime (hasta una presión del orden de 300 psig) y se enfría; los condensados pesados resultantes se fraccionan en una columna de destilación. Los fondos de la torre se ajustan para que después de mezclarlos con el aceite proveniente de la última etapa de separación, se obtenga un crudo producto con la PVR especificada. El gas de la primera y segunda etapas de separación contienen menores volúmenes de fracciones pesadas por lo que usualmente no se procesa para propósitos de estabilización.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

El fraccionador de condensados de este método es importante, ya que permitirá la selectividad de los componentes.

La recuperación de condensados sin estabilizar por recirculación, es menor que la que se puede alcanzar con el empleo de la torre para procesarlos y adicionarlos al crudo.

La presión del gas después de su compresión y la temperatura de post-enfriamiento, determinan las pérdidas de fracciones pesadas en el gas.

b) Características relevantes del proceso

<i>Capacidad de remoción de H₂S</i>	Su conveniencia económica es limitada en cuanto a remoción de H ₂ S. Si la alimentación contiene más de 2,000 ppm de H ₂ S, la temperatura de la última etapa tiene que ser muy alta para cumplir con especificaciones en el producto (de H ₂ S).
<i>Presión</i>	La operación de la torre a 300 psig aproximadamente. Presión y temperatura de la torre es función de la composición de entrada a la torre y de los productos.
<i>Sistemas</i>	Separación, Calentamiento, Enfriamiento, Compresión, Fraccionamiento con Condensador y Rehervidor.

c) Características del producto

<i>Recuperación del líquido</i>	Mejora la recuperación del producto con respecto a la de multietapas simple. La recuperación del producto y su contenido de H ₂ S, son función de la temperatura en la última etapa de separación. Para una presión de vapor dada para el crudo, la recuperación se incrementa, elevando la temperatura de la última etapa de separación y disminuyendo correlativamente la temperatura del acumulador de reflujo. De otra manera la recuperación disminuye
---------------------------------	--

d) Ventajas

- Cumple con requerimientos de proceso cuando se tienen relativamente bajos contenidos de H₂S (menos de 2,000 ppm) en la corriente de alimentación al sistema.
- Puede operarse aún cuando el sistema de recuperación de condensados no esté trabajando.
- Ofrece la posibilidad de producir LPG.
- Favorece la recuperación de crudo y asegura su calidad por la reinyección de fracciones más ligeras obtenidas en forma selectiva.

e) Desventajas

- No es tan simple como el proceso de multietapas sin recuperación de condensados ya que requiere de otros sistemas más complejos (compresión, fraccionamiento, etc.)
- Altos costos de inversión y de consumo de servicios con relación a la separación multietapas simple.
- Aplicación limitada para obtener productos con especificación estricta en contenido de H₂S. Si la alimentación contiene mas de 2000 ppm de H₂S, se requiere operar la ultima etapa de separación a alta temperatura.

II.1.3. Separación multietapas con vacío

a) Principios de operación

Otra forma de llevar a cabo la estabilización de un crudo es la de someterlo a vacío en la última etapa de separación, antes de enviarlo a almacenamiento (ver Figura II.1.3).

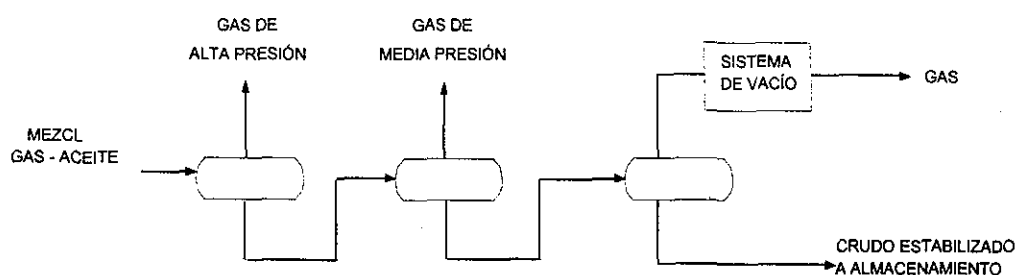


Figura II.1.3 Separación multietapas con vacío

b) Características relevantes del proceso

Este método es aplicable cuando el crudo proveniente de las etapas de separación previas, se encuentra muy cercano a la condición de estabilización ya que de otra manera la capacidad del equipo de vacío requerido será muy alta, además de que se reducirá la recuperación de crudo.

La etapa de vacío es equivalente a la última etapa de separación con precalentamiento, y la selección entre una y otra, será función de las características de la corriente y de los servicios auxiliares disponibles.

c) Características del producto

El método está limitado en lo que respecta a una especificación estricta de H_2S en el crudo estabilizado.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

d) Ventajas

- Es simple.

e) Desventajas

- La corriente de ligeros que se succiona con el equipo de vacío debe incorporarse al sistema de compresión del gas que se libera en las etapas anteriores a la del vacío, por lo que la potencia total requerida se incrementa. Sin embargo, lo mismo ocurre cuando se efectúa un precalentamiento en la última etapa de separación.
- Involucra los problemas operacionales y de mantenimiento inherentes a un equipo mecánico de vacío.

II.1.4. Separación multietapas con tren de calentamiento

a) Principios de operación

Este método de estabilización de crudo, se basa en la combinación de etapas sucesivas de expansión y calentamiento. Por medio del calentamiento a ciertos niveles del líquido efluente de las etapas de separación de presión intermedia, se obtiene la composición requerida del líquido de los separadores, para obtener el producto dentro de las especificaciones (Figura II.1.4). Es decir, la estabilización del crudo puede llevarse a cabo por medio del control adecuado de la presión y de la temperatura de cada etapa.

Al igual que el método de Separación Multietapas, no es usual considerar más de 4 etapas en el diseño.

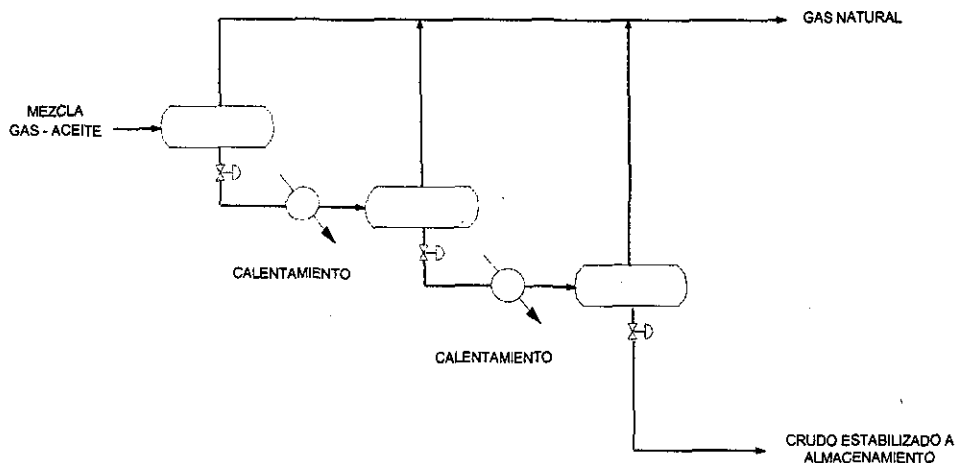


Figura II.1.4 Separación multietapas con tren de calentamiento

b) Características relevantes del proceso

<i>Temperatura</i>	Control en el calentador antes de la entrada a cada etapa.
<i>Presión</i>	Los ajustes de temperatura y presión para la alimentación a los separadores subsecuentes son indispensables para asegurar el control de la estabilización.
<i>Sistemas</i>	Separación y Calentamiento.

c) Características del producto

<i>Recuperación del líquido</i>	Baja, del orden del 80 % del ideal. El porcentaje de recuperación de crudo es menor que en otros procesos debido a las fracciones de hidrocarburos que se pierden por el calentamiento en las etapas.
<i>Gas asociado</i>	Puede ser procesado o enviado directamente a ventas.
<i>Especificación de H₂S</i>	Menor a 60 ppm.

d) Ventajas

- Menor costo inicial y menor complejidad, con respecto a tecnologías con fraccionadoras.
- Adaptable a diversas condiciones ambientales.

e) Desventajas

- El calentamiento reduce la producción de crudo estabilizado y la densidad API e incrementa la potencia requerida para la compresión del gas.
- Alto consumo de servicios auxiliares.
- Se requiere de equipo de calentamiento interetapas, así como de enfriamiento al final de la operación de estabilización.

II.2 ESTABILIZACIÓN POR MEDIO DE FRACCIONAMIENTO^[M2] [L-2] [L-3] [A7]

[A8] [A9] [A10] [A11] [A12] [M3] [M4]

Este proceso utiliza una columna de destilación (torre estabilizadora) puede llevarse a cabo en frío o en caliente, para separar los componentes ligeros del crudo y supera a los procesos de separación multietapas ya que permite retener gran parte de las fracciones de componentes pesados en el aceite aumentando el volumen de crudo estabilizado producido.

Varios autores recomiendan diferentes número de platos y niveles de presión en la torre estabilizadora, Maddox (1979) recomienda 20-25 platos y una presión de 110-160 psia, con una eficiencia para torres absorbedora y agotadora del orden de 25-33%.

Moins^[A2] (1980) menciona de 15-20 platos y una presión de 30-45 psia.

Penick y Thrasher (1977) recomiendan 20-30 platos para plataforma costa fuera.

Las torres estabilizadoras tienen típicamente 30 platos por abajo de la alimentación. La carga térmica requerida por el sistema puede proporcionarse mediante el rehervidor de fondos y un calentador de la corriente de un plato intermedio, maximizando la recuperación y la calidad del líquido.

Existen varios tipos de procesos que utilizan el principio de fraccionamiento, mismos que se describen a continuación.

II.2.1. Agotamiento en frío

a) Principios de operación

Este método utiliza agotamiento con gas para ajustar las especificaciones de H_2S , además del número de etapas de separación requeridas, que pueden reducirse, ya que la torre efectúa la función de la de baja presión. Se utiliza solamente el gas de la primera etapa para llevar a cabo el agotamiento porque tiene menor contenido de H_2S (ver Figura II.2.1).

La columna requiere de 15 a 20 platos. El contenido de H_2S en el gas de agotamiento está limitado en términos del contenido requerido de H_2S para el procesamiento del crudo. El flujo del gas de agotamiento es muy importante ya que si no es el adecuado, el nivel de H_2S del aceite procesado tiende a incrementarse y la recuperación tiende a disminuir.

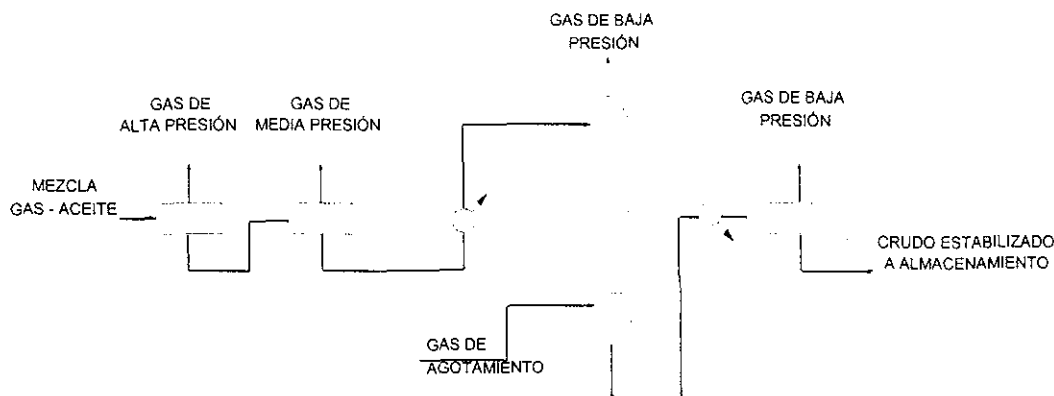


Figura II.2.1 Agotamiento en frío

b) Características relevantes del proceso

El rendimiento en forma general de un agotador en frío, es pobre. La recuperación es aproximadamente la misma que con separación multietapas. La capacidad de separación de H_2S limita su concentración en la alimentación hasta 2000 ppm o para producir un crudo estabilizado con 60 ppm de H_2S . Si se dispone de gas dulce para el agotamiento, el límite de 2000 ppm puede incrementarse.

La temperatura del crudo a la entrada del agotador deberá ser tan baja como sea posible. Esto está limitado por la viscosidad máxima que permita una operación satisfactoria en los platos de destilación.

c) Características de los productos

La recuperación de líquidos es pobre y se reduce de manera significativa conforme la especificación de H_2S es más rigurosa, o según se incrementa el contenido de H_2S en la alimentación. La operación a presión alta en el agotador favorece la recuperación.

La presión de vapor Reid es independiente de la concentración de H_2S en la alimentación, ya que la PVR se controla por la etapa de separación posterior al agotador.

d) Ventajas

- Muy simple.
- Bajo consumo de servicios.

e) Desventajas

- No maneja variaciones en la relación gas/aceite.
- Limitado por la concentración de H_2S en la alimentación y por las especificaciones de H_2S en el crudo estabilizado.

II.2.2. Agotamiento en caliente

a) Principios de operación

Este método involucra un proceso de agotamiento con una columna con rehervidor Figura II.2.2, que permite llegar a las especificaciones de H_2S y de presión de vapor por medio del control de temperatura del rehervidor. Es recomendable el control de temperatura del aceite a la entrada del agotador para optimizar la recuperación.

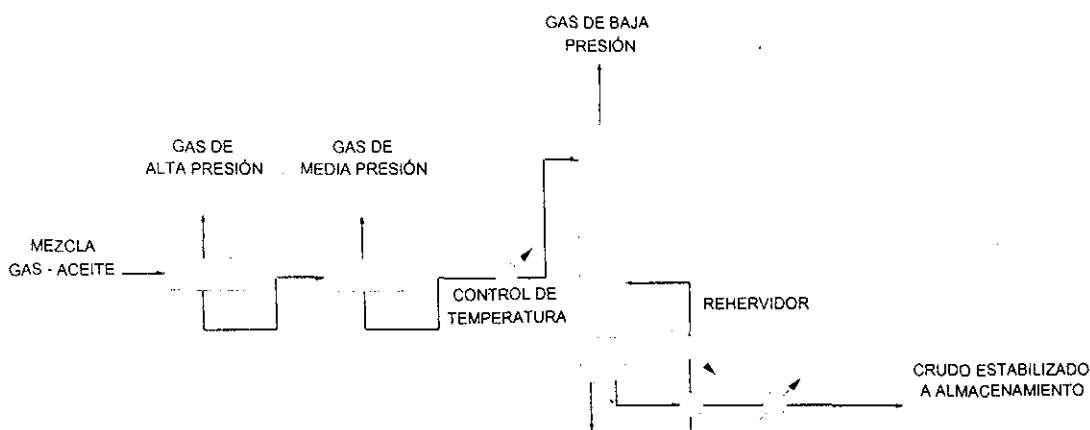


Figura II.2.2 Agotamiento en caliente

El diseño de este proceso involucra varios parámetros:

- Número de etapas de separación.
- Número de platos de agotamiento, usualmente 5 a 6 etapas teóricas (cerca de 25 platos reales).
- Temperatura de alimentación al agotador. Una temperatura menor favorece la recuperación, pero resulta en un aumento de la viscosidad, lo cual es un factor limitante.
- Presión del agotador. Una presión de operación alta en la torre favorece el incremento en la recuperación del líquido; sin embargo estará limitada por la temperatura máxima permisible en el rehervidor. La presión puede oscilar entre 15 y 30 psig.
- Temperatura del rehervidor. La calidad de la alimentación (por el contenido de sal principalmente) puede limitar la temperatura de fondos para evitar problemas de ensuciamiento. Para presiones entre 15 y 30 psi, las temperaturas podrían variar entre 250 y 270 °C.

b) Características relevantes del proceso

Este proceso puede estabilizar cualquier tipo de aceite y permite alcanzar las especificaciones de H_2S . La recuperación depende de la severidad del agotamiento. La disminución de la especificación de H_2S de 60 a 10 ppm equivale a una reducción de 0.5 % en la recuperación del producto.

Se debe evitar la entrada de agua al agotador, por lo que se requerirá de la previa deshidratación del crudo, para evitar requerimientos mayores de energía y además evitar corrosión por cloruros.

c) Características del producto

Se alcanza una buena recuperación de líquidos (87.5%) que puede disminuir si las especificaciones de H_2S son más rigurosas (menor a 80 ppm de H_2S) y la concentración en la alimentación aumenta. Presenta buena recuperación para intervalos amplios en la especificación de H_2S y concentraciones de H_2S en la alimentación. Es un buen método para alcanzar especificaciones bajas de H_2S (10 ppm) si la concentración en la alimentación es del orden de 1000 ppm.

d) Ventajas

- Puede manejar variaciones en la concentración de H_2S en la alimentación.
- La presión de vapor del crudo estabilizado puede modificarse según los requerimientos, en base al control de temperatura en el rehervidor.

e) Desventajas

- Este método no es recomendable para especificaciones rigurosas de H_2S en el crudo.
- El método es complejo.
- La temperatura en el rehervidor debe mantenerse lo más baja posible para prevenir el ensuciamiento si existe alta concentración de sales.

II.2.3. Rectificación en dos etapas

a) Principios de operación

Este proceso resulta de mejorar el de agotamiento en caliente. Los vapores del domo de la torre estabilizadora se comprimen hasta alrededor de 300 psi y se enfrían. Los líquidos obtenidos por efecto del enfriamiento se envían a una segunda columna (torre estabilizadora de condensados). Los fondos de esta segunda columna, que contienen los condensados pesados, se reincorporan al crudo. Esto proporciona mayor selectividad de las fracciones (ver Figura II.2.3).

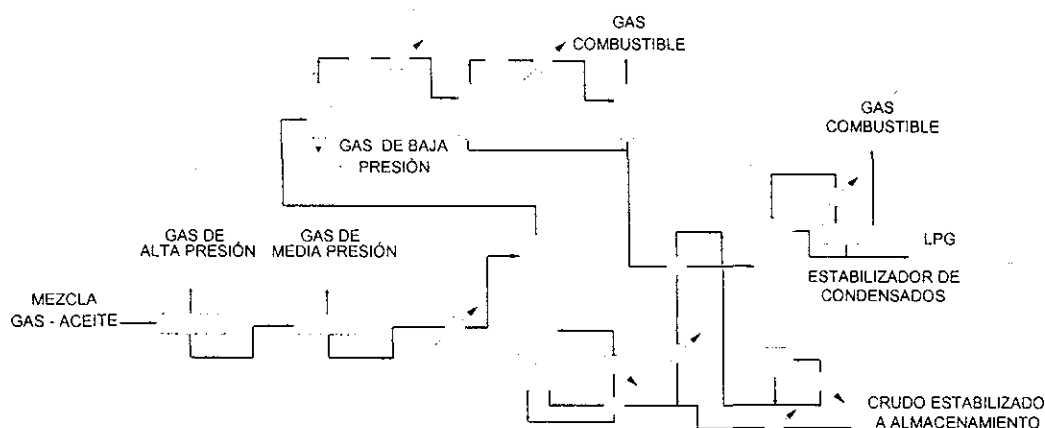


Figura II.2.3 Rectificación en dos etapas

b) Características relevantes del proceso

Este método puede procesar cualquier tipo de aceite y con mayor recuperación que el agotamiento en caliente. No existe limitante para la concentración de H_2S en la alimentación ya que la recuperación y PVR del crudo producto disminuyen solo un poco cuando la concentración de H_2S se incrementa.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

c) Características del producto

Este método presenta una recuperación muy alta del líquido, cerca del 87.8%, que puede disminuir de manera poco significativa si se considera especificación más rigurosas de H₂S y se incrementa su concentración en la alimentación. Con una baja presión en la torre agotadora y una baja temperatura en el condensador del fraccionador de condensados se logra una alta recuperación. Puede llegarse a especificaciones de hasta 10 ppm de H₂S a altas concentraciones del mismo en la alimentación con una alta recuperación del producto.

d) Ventajas

- Alta recuperación del producto.
- Adecuado para manejar variaciones en la relación gas/aceite.
- Puede manejar grandes variaciones de concentración de H₂S en la alimentación.
- Se puede producir LPG.
- Podría operar sin el fraccionador como agotador en caliente.
- Flexibilidad.

e) Desventajas

- El método es complejo debido al uso de dos columnas de fraccionamiento con sus respectivos rehervidores, sistema de reflujo en la columna de condensados, sistemas de compresión y enfriamiento del gas (puede requerirse un refrigerante).
- Alto consumo de servicios auxiliares.
- No es adecuado para crudos pesados ya que se requeriría altas temperaturas en el rehervidor, lo que haría necesario el desalado del crudo antes de su alimentación a la torre estabilizadora.

II.2.4. Estabilización con reflujo

a) Principios de operación

En este proceso se utiliza una columna con reflujo para la estabilización del crudo. El líquido de la última etapa de separación se alimenta a una columna con reflujo para producir LPG, gas asociado y crudo estabilizado.

La alimentación se precalienta con los fondos de la torre y se alimenta a la torre debajo del plato superior, donde la temperatura en el plato es igual a la temperatura de alimentación. Esto minimiza el "flasheo". Conforme el líquido desciende a través de la torre se enriquece en componentes pesados y disminuyen sus componentes ligeros. El líquido estabilizado se enfría intercambiando calor con la corriente de alimentación (ver Figura II.2.4)

El vapor efluente del domo de la torre se condensa parcialmente, y se recircula a la torre.

El proceso se controla por medio de la temperatura del rehervidor, del condensador y la presión de operación de la torre.

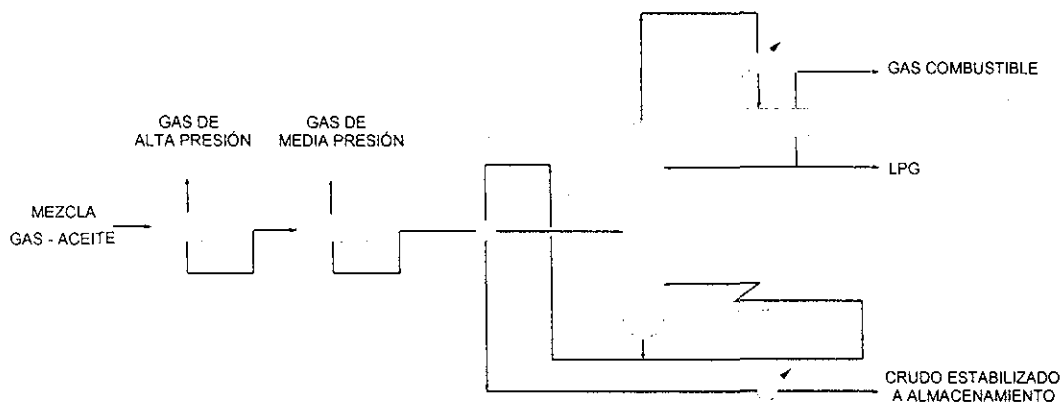


Figura II.2.4 Estabilización con reflujo

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

b) Características relevantes del proceso

Este método puede procesar crudos con alto contenido de H_2S y alcanzar todas las especificaciones del producto estabilizado. Para producir el reflujo en el domo se requiere de alta presión de operación (si se dispone de enfriamiento ordinario como aire, agua). Esto requiere alta temperatura en fondos, para crudos pesados. Los crudos ligeros procesan a condiciones menos drásticas.

c) Características del producto

Se pueden obtener recuperaciones altas de líquido con un contenido de H_2S de hasta 10 ppm en el crudo estabilizado.

d) Ventajas

- Alta recuperación
- Flexibilidad
- Manejo de crudos con alto contenido de H_2S
- Se obtiene producción de LPG
- Se obtienen buenos resultados manejando crudos ligeros

e) Desventajas

- Este método no es recomendado para crudos pesados. Requiere un desalado "*in situ*" debido a las altas temperaturas que se requieren en el rehervidor
- Involucra temperaturas más altas en el rehervidor que el agotamiento en caliente.
- Un estabilizador con reflujo puede recuperar más componentes intermedios del gas que un agotador en caliente. Sin embargo requiere más equipo.

II.2.5. Fraccionamiento con recirculación interna de calor^[A4]

a) Principios de operación

La mezcla gas-aceite-agua se alimenta a una batería de separación con el número de etapas de acuerdo a las características y condiciones de presión y temperatura de la alimentación a la planta. La fase líquida separada se envía a una torre de fraccionamiento a una presión menor o igual que la del separador.

La torre de fraccionamiento cuenta con una zona interna de intercambio de calor y un rehervidor que vaporiza parcialmente la alimentación. La fracción pasa por la zona interna de intercambio de calor. El gas efluente del domo de la torre estabilizadora se comprime y se para recuperar condensados que se recirculan a la última etapa de separación (ver Figura II.2.5)

El rehervidor de la torre puede utilizar ya sea energía eléctrica o un fluido como medio de calentamiento. La zona de intercambio de está formada por 2 secciones de circulación de líquido, una donde el aceite fluye por efecto de la gravedad, eliminando el gas contenido en el mismo; y otra dónde el liquido calentado en el rehervidor fluye del fondo al domo de la torre por medio de una bomba.

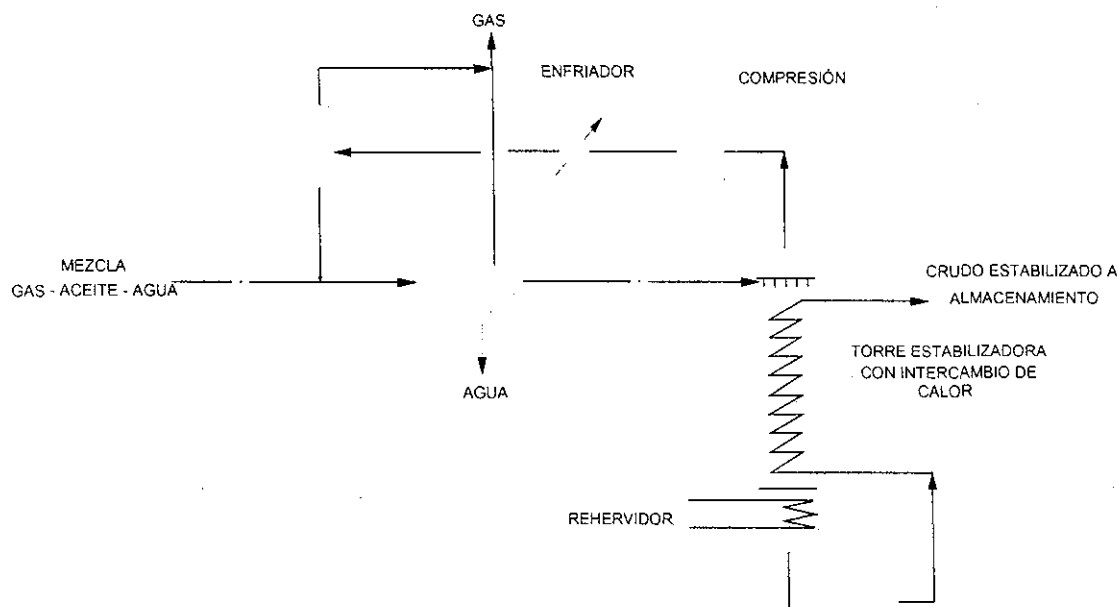


Figura II.2.5 Fraccionamiento con recirculación interna de calor

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

b) Características relevantes del proceso

Este proceso resulta útil para el tratamiento de una corriente de pozo con hidrocarburos ligeros asociados.

La temperatura base de destilación esta entre 100 y 250 °C, la presión en la zona de destilación es entre 23 y 150 psig.

c) Características del producto

<i>Recuperación del líquido</i>	Con este tipo de fraccionamiento se obtiene un alto rendimiento de líquido estabilizado y con un contenido de H ₂ S dentro de especificación.
<i>Especificación de H₂S</i>	60 ppm.

d) Ventajas

- Al utilizar un intercambiador de calor dentro de la torre de destilación se obtienen ahorros substanciales de energía al recuperar el calor emitido por el rehervidor.

e) Desventajas

- Para lograr una buena eficiencia de separación se debe asegurar una adecuada transferencia de calor dentro de la torre para obtener un crudo estabilizado y con el contenido requerido de H₂S. Se podría utilizar recirculaciones para hacer más eficiente el proceso.

II.2.6. Combinación proceso "boot"-fraccionamiento^{[P2] [A4]}

a) Principios de operación

El objetivo de este proceso consiste en obtener un crudo estabilizado en el que se puede recuperar la máxima cantidad de hidrocarburos de C_4 a C_7 , lo que generalmente no se logra en los procesos convencionales, en los que solo se pretende ajustar la cantidad de C_3 para obtener un crudo con una PVR óptima para su almacenamiento y transporte.

El proceso consiste en al menos una etapa de separación flash de la mezcla gas-aceite de yacimiento; en esta etapa el equipo lleva montado en la parte superior una mini-columna (de al menos dos platos teóricos).

Las fracciones de C_4 a C_7 del vapor obtenido en esta separación se absorben en una corriente de producto de fondo de la torre estabilizadora que se alimenta en la parte superior de la mini-columna. La fracción líquida se alimenta a una columna de platos con sistema de reflujo. El reflujo deberá estar formado por fracciones de hidrocarburos de C_4 y C_5 . Casi en el fondo de esta segunda columna se obtiene el líquido estabilizado para enviarse a almacenamiento. Se tienen algunos platos más abajo para reducir aun más la PVR del producto del fondo, y una parte de éste se recircula a la mini-columna para la absorción de la fracción C_4 - C_7 , como se describió anteriormente.

Para crear el flujo de vapor ascendente se recircula al fondo de la columna parte del producto del fondo de la columna después de su vaporización en un rehervidor (ver Figura II.2.6)

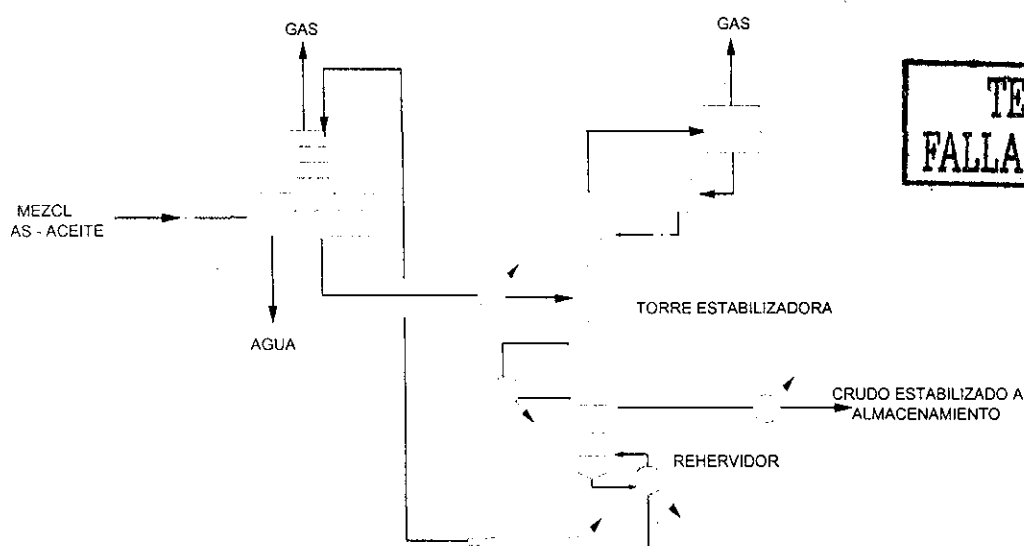


Figura II.2.6 Combinación proceso "boot"-fraccionamiento

b) Características relevantes del proceso

Este proceso es adecuado para el tratamiento de una corriente de pozo de hidrocarburos ligeros.

c) Características del producto

Recuperación del líquido

Con este tipo de proceso se obtiene un crudo estabilizado rico en butanos y más pesados.

d) Ventajas

- Se recupera la máxima cantidad de hidrocarburos de C_4 a C_7 , lo que generalmente no se logra en los procesos convencionales.

e) Desventajas

- Requiere de una cantidad considerable de equipo, por lo que su costo se eleva, con respecto a otros procesos.

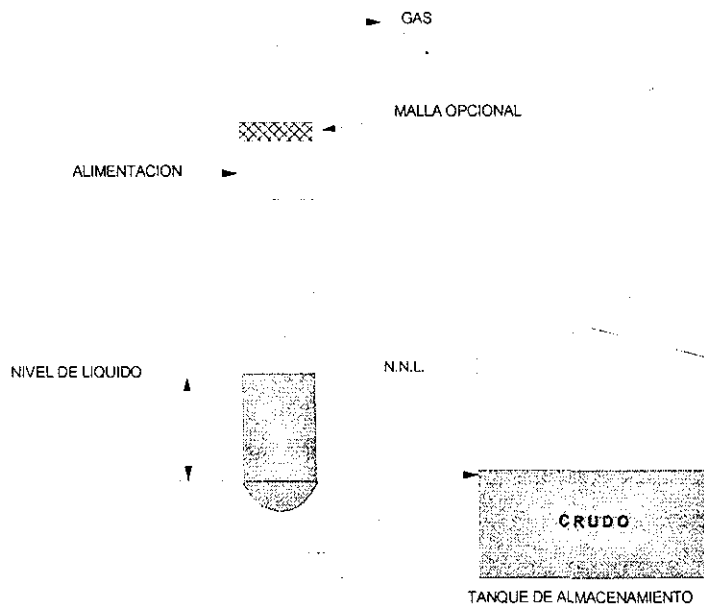
II.2.7. Proceso Gas-boots^[B1]

a) Principios de operación

Este proceso se utiliza generalmente como etapa final de separación para minimizar el venteo en tanques de almacenamiento. Se utiliza una columna de platos que opera a una presión cercana a la atmosférica. En esta torre se eliminan los hidrocarburos ligeros que podrían separarse de la corriente de crudo, minimizando la vaporización en almacenamiento y por lo tanto las pérdidas de hidrocarburos e incrementando la seguridad de la operación.

Este proceso se vuelve más eficiente mientras la diferencia entre la presión de la columna y la presión del tanque de almacenamiento es menor. Por esta razón este equipo se instala tan cerca del tanque de almacenamiento como sea posible.

Para asegurar que el tanque atmosférico se llene se requiere mantener un nivel adecuado de aceite en la columna (ver Figura II.2.7).



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Figura II.2.7 Proceso gas-boot

b) Características relevantes del proceso

Puede manejar diferentes tipos de crudo; sin embargo, conforme el crudo es más pesado se requerirá mayor área para la separación, lo que implica un mayor número de platos y un mayor diámetro de columna.

c) Características del producto

Se reduce la vaporización al mínimo en almacenamiento.

d) Ventajas

- El equipo requerido es más sencillo que el requerido en otros procesos (columna de platos, sin rehervidor, sin reflujo).
- El costo del equipo requerido, puede quedar justificado con tan solo la recuperación lograda de líquido.
- Aplicable a instalaciones aisladas en donde no se dispone de servicios auxiliares o en donde el presupuesto disponible es muy bajo.

e) Desventajas

- No es el proceso indicado para cumplir con especificaciones de PVR y contenido de H_2S en el crudo producto. Su función es solamente reducir los venteos de hidrocarburos a la atmósfera.

II.3 RESUMEN DE TECNOLOGÍAS DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO.

TECNOLOGÍA	APLICABILIDAD	VENTAJAS	DESVENTAJAS
Separación multietapa simple	<p>La capacidad de remoción de H₂S es limitada, si la alimentación es del orden de 1,000 ppm, se requiere de una temperatura relativamente alta en la última etapa de separación.</p> <p>La recuperación de líquidos es baja con respecto a otras tecnologías, sobre todo si la temperatura requerida en la última etapa de separación es elevada para cumplir con la presión de vapor y contenido de H₂S.</p>	<p>Simplicidad de operación.</p> <p>Permite la manipulación a variaciones de la relación gas-aceite (RGA).</p> <p>Adaptable a diversas condiciones ambientales.</p> <p>Bajo costo de inversión y de consumo de servicios.</p>	<p>Inadecuado para obtener un producto con bajos contenidos de H₂S, debido a las altas temperaturas requeridas en la última etapa de separación.</p> <p>Baja recuperación de crudo en comparación a otros métodos.</p>
Separación multietapas con recuperación de condensados	<p>Capacidad de remoción de H₂S limitada, si la alimentación es del orden de 2,000 ppm, se requiere de una temperatura alta en la última etapa de separación.</p> <p>La recuperación del producto es notablemente mayor con respecto a la de multietapas simple.</p>	<p>Cumple con requerimientos del proceso, cuando no existan restricciones estrictas respecto al H₂S en el producto.</p> <p>Puede operarse aun cuando el sistema de recuperación de condensados no este trabajando.</p> <p>Ofrece la posibilidad de producir LPG.</p> <p>Favorece la recuperación de crudo por la reinyección de fracciones más ligeras.</p>	<p>Requiere de equipos más sofisticados (compresores, columna de destilación, etc.).</p> <p>Altos costos de inversión y de consumo de servicios con respecto al de separación multietapas simple.</p> <p>Aplicación limitada para la obtención de productos con especificación estricta en cuanto a contenido de H₂S.</p>
Separación multietapas con vacío	<p>Es recomendable que el crudo proveniente de las etapas de separación previas se encuentre muy cercano a la condición de estabilización.</p>	<p>Simplicidad del proceso.</p> <p>Elimina los requerimientos de servicios de calentamiento.</p>	<p>La potencia del sistema de compresión existente se incrementa.</p> <p>El equipo mecánico de vacío requiere supervisión y mantenimiento continuo.</p> <p>Existen limitantes en lo que respecta a una especificación estricta de H₂S en el crudo estabilizado.</p>
Tren de calentamiento	<p>Se requiere mantener un control adecuado en las condiciones de presión y temperatura a la entrada de cada separador para asegurar el control de la estabilización.</p> <p>El porcentaje de recuperación de crudo es menor que en otros procesos.</p> <p>El gas asociado puede ser procesado o enviado directamente a venta.</p> <p>Por medio de este proceso se pueden alcanzar la presión de vapor y restricciones estrictas en H₂S especificadas para un crudo.</p>	<p>Menor costo inicial y menor complejidad con respecto a tecnologías con fraccionadoras.</p> <p>Adaptable a diversas condiciones ambientales.</p>	<p>El calentamiento reduce la producción de crudo estabilizado y la densidad API.</p> <p>Se incrementa la potencia requerida para la compresión del gas.</p> <p>Alto consumo de servicios auxiliares.</p> <p>Se requiere de equipo de calentamiento interetapas y de enfriamiento al final de la operación de estabilización.</p>

Agotamiento en frío	La capacidad de remoción de H ₂ S limita la alimentación a 2,000 ppm o menos para cumplir con una especificación de 60 ppm. Si se dispone de una corriente de gas dulce, el límite de 2000 ppm puede incrementarse. La temperatura del crudo a la entrada del agotador deberá ser lo más baja posible, pero limitado por la viscosidad máxima que permita una operación satisfactoria en los platos de destilación la recuperación de líquidos es pobre, disminuyendo significativamente conforme la especificación de H ₂ S es más estrictas y una presión de operación alta en el agotador favorece la recuperación del producto.	Muy simple. Bajo consumo en servicios.	Limitado por la concentración de H ₂ S en la alimentación y por las especificaciones de H ₂ S en el crudo estabilizado. La recuperación de líquido es pobre.
Agotamiento en caliente	Esta tecnología permite tratar cualquier tipo de aceite (a excepción de los de alta viscosidad) permitiendo alcanzar las especificaciones de H ₂ S en la torre. Alcanza una buena recuperación de líquidos, pero esto puede disminuir si las especificaciones de H ₂ S son más rigurosas y la concentración en la alimentación aumenta. Presenta buena recuperación para amplios rangos de especificaciones de H ₂ S y concentraciones de H ₂ S. Es un buen método para alcanzar especificaciones menores de H ₂ S (10 ppm) si la concentración en la alimentación es baja (1000 ppm).	Puede manejar variaciones en la concentración de H ₂ S en la alimentación. La presión de vapor del crudo estabilizado puede modificarse de acuerdo a los requerimientos, en base al control de temperatura en el rehervidor.	Esta tecnología no es recomendable para especificaciones muy rigurosas de H ₂ S en el crudo (10 ppm), cuando las concentraciones en la alimentación son mayores de 1000 ppm. Esta tecnología presenta un grado de complejidad considerable. Debe mantenerse lo más baja posible la temperatura en el rehervidor para prevenir el ensuciamiento si existe alta concentración de sales.
Rectificación en dos etapas	Este método puede procesar cualquier tipo de aceite y da mayor recuperación que el agotamiento en caliente. No existe limitante para la concentración de H ₂ S en la alimentación ya que la recuperación y PVR del crudo producto disminuyen sólo un poco cuando la concentración de H ₂ S se incrementa. Este método presenta una recuperación muy alta de líquido, cerca del 87,8%, la cual puede disminuir de manera poco significativa si se vuelven más rigurosas las especificaciones de H ₂ S y se incrementa la concentración de H ₂ S en la alimentación. Con una baja presión en la torre agotadora y una baja temperatura en el condensador del fraccionador de condensados se aprecia una alta recuperación. Puede llegar a especificaciones de hasta 10 ppm de	Alta recuperación del producto. Método adecuado para manejar variaciones en la relación gas/aceite. Puede manejar grandes variaciones de concentración de H ₂ S en la alimentación. Se puede producir LPG. Podría operar sin el fraccionador como agotador en caliente. Flexibilidad.	El método es complejo debido al uso de dos columnas de fraccionamiento con sus respectivos rehervidores, sistema de reflujo en la columna de condensados, sistemas de compresión y enfriamiento de gas (lo más factible es que sea con un refrigerante). Alto consumo de servicios auxiliares. No es adecuado para crudos pesados ya que se tendría alta temperatura en el rehervidor, lo que haría necesario el desalado del crudo antes de su alimentación a la torre estabilizadora.

	H ₂ S a altas concentraciones del mismo en la alimentación manteniendo una alta recuperación de producto.		
Estabilización con reflujo	Este método puede procesar crudos con alto contenido de H ₂ S y alcanzar todas las especificaciones. Para producir un reflujo líquido en el domo se requiere alta presión de operación (si se dispone de enfriamiento ordinario como aire, agua). Esto requiere alta temperatura en fondos, especialmente con crudos pesados. Los crudos ligeros se operan a condiciones más adecuadas. Se puede obtener recuperaciones altas de líquido. Se pueden obtener especificaciones hasta de 10 ppm de contenido de H ₂ S en el crudo estabilizado.	Alta recuperación. Flexibilidad. Manejo de crudos con alto contenido de H ₂ S. Se obtiene producción de LPG. Se obtienen buenos resultados manejando crudos ligeros.	Este método no es recomendado para crudos pesados. Involucra temperaturas más altas en el rehervidor que el agotamiento en caliente. Para crudos pesados requiere un desalado "in situ" debido a las altas temperaturas que se requieren en el rehervidor. Un estabilizador con reflujo puede recuperar más componentes intermedios del gas que un agotador en caliente. Sin embargo requiere más equipo.
Fraccionamiento con recirculación interna de calor	El proceso corresponde al tratamiento de una corriente de pozo con hidrocarburos ligeros asociados la temperatura base de destilación esta entre 100 y 250 °C, la presión en la zona de destilación es entre 23 Y 150 psig. Con este tipo de fraccionamiento se obtiene un alto rendimiento de líquido estabilizado y con un contenido de H ₂ S dentro de especificación (60 ppm).	Al usar un intercambiador de calor dentro de la torre de destilación se obtienen ahorros substanciales de energía al recuperar el calor emitido por el rehervidor, logrando así, que el aceite sea estabilizado y con un contenido H ₂ S dentro de especificaciones	Para lograr una buena eficiencia de separación se debe asegurar una adecuada transferencia de calor dentro de la torre para obtener un crudo estabilizado y con un contenido requerido de H ₂ S.
Combinación de proceso Boot y Fraccionamiento	El proceso corresponde al tratamiento de una corriente de pozo de hidrocarburos ligeros. Con esta tecnología se logra obtener un crudo estabilizado con la máxima recuperación de componentes de c4 en adelante.	Se recupera la máxima cantidad de hidrocarburos de C ₄ a C ₇ , lo que generalmente no se logra en los procesos convencionales.	Se requiere de una cantidad considerable de equipo, por lo que su costo se eleva, con respecto a otros procesos.
Proceso Gas-Boots	Puede manejar diferentes tipos de crudo; sin embargo, conforme es más pesado se requerirá mayor área para la separación, lo que implica un mayor número de platos y mayor diámetro de columna. Se reduce la vaporización al mínimo en el tanque de almacenamiento.	Rehervidor y sin reflujo es más sencillo que el requerido en otros procesos. El costo del equipo requerido, puede quedar justificado con tan solo la recuperación lograda de líquido. Aplicable a instalaciones aisladas en donde no se dispone de servicios auxiliares o en donde el presupuesto disponible es muy bajo.	No es el proceso indicado para cumplir con especificaciones de PVR y de H ₂ S en el crudo producto.

II.4 DEFINICIÓN DEL PROCESO DE ESTABILIZACIÓN PARA EL CRUDO LIGERO.

Para la selección de un proceso de estabilización de un sistema específico se requiere de un estudio cuidadoso que deberá considerar varios factores, principalmente las propiedades del crudo (densidad, viscosidad, contenido de fracciones ligeras, etc.), las especificaciones para su venta (presión de vapor, contenido de ácido sulfhídrico), la infraestructura existente, la disponibilidad de servicios auxiliares y el presupuesto disponible.

El precio del crudo ha sido también un factor determinante. Las unidades de estabilización de crudo fueron tradicionalmente simples, cuando los precios de los crudos fueron bajos. Con precios de crudo más elevados se justificarán procesos más complejos y selectivos.

También se deberán considerar las políticas de comercialización vigentes y la filosofía de manejo y distribución del crudo de Pemex.

Asimismo, se deberá evaluar la rentabilidad de las opciones que cumplan técnicamente, basándose en la inversión inicial y los costos de operación y mantenimiento, para determinar finalmente cuál es la mejor desde los puntos de vista técnica y económica.

Para definir el proceso de estabilización, es necesario determinar el tipo y número de equipos requeridos, las condiciones de operación y el consumo de servicios auxiliares, por lo que se debe simular cada opción. Así podrán determinarse las condiciones de operación óptimas para obtener el mayor producto, en cuanto a porcentajes de recuperación y características.

No obstante, existirán opciones que podrán descartarse a priori, porque alguno de los factores antes mencionados sea el determinante y marque la pauta para la selección del Proceso o Tecnología.

En forma preliminar, se podrían hacer las consideraciones que se indican en la tabla siguiente:

TECNOLOGÍA	APLICACIÓN
Separación multietapas: (simple, con calentamiento, con vacío)	Crudos pesados y de alta viscosidad, instalaciones costa-fuera, instalaciones aisladas, presupuesto disponible bajo o limitado.
Estabilización con Torre Fraccionadora	Crudos ligeros, disponibilidad de presupuesto alto, lineamientos específicos para obtener la máxima recuperación y calidad del crudo, especificación estricta para contenido máximo permisible de H ₂ S en el crudo.

En cuanto al Sistema Nacional, en Pemex Exploración y Producción, también en forma preliminar podría recomendarse, para su estabilización:

- **Crudo Maya:** Separación multietapas en plataforma, para aprovechar la temperatura existente en sitio.
- **Crudo Istmo y Olmeca:** Con torre fraccionadora, para cumplir con la especificación de PVR de 6.5 psia máximo y además garantizar la máxima recuperación del producto y su calidad °API. Es importante asegurar que el proceso de estabilización no deteriore el °API del crudo.

CAPITULO III

APLICACIÓN TÍPICA DE TECNOLOGÍAS AL CRUDO LIGERO

III. APLICACIÓN TÍPICA DE TECNOLOGÍAS AL CRUDO LIGERO.

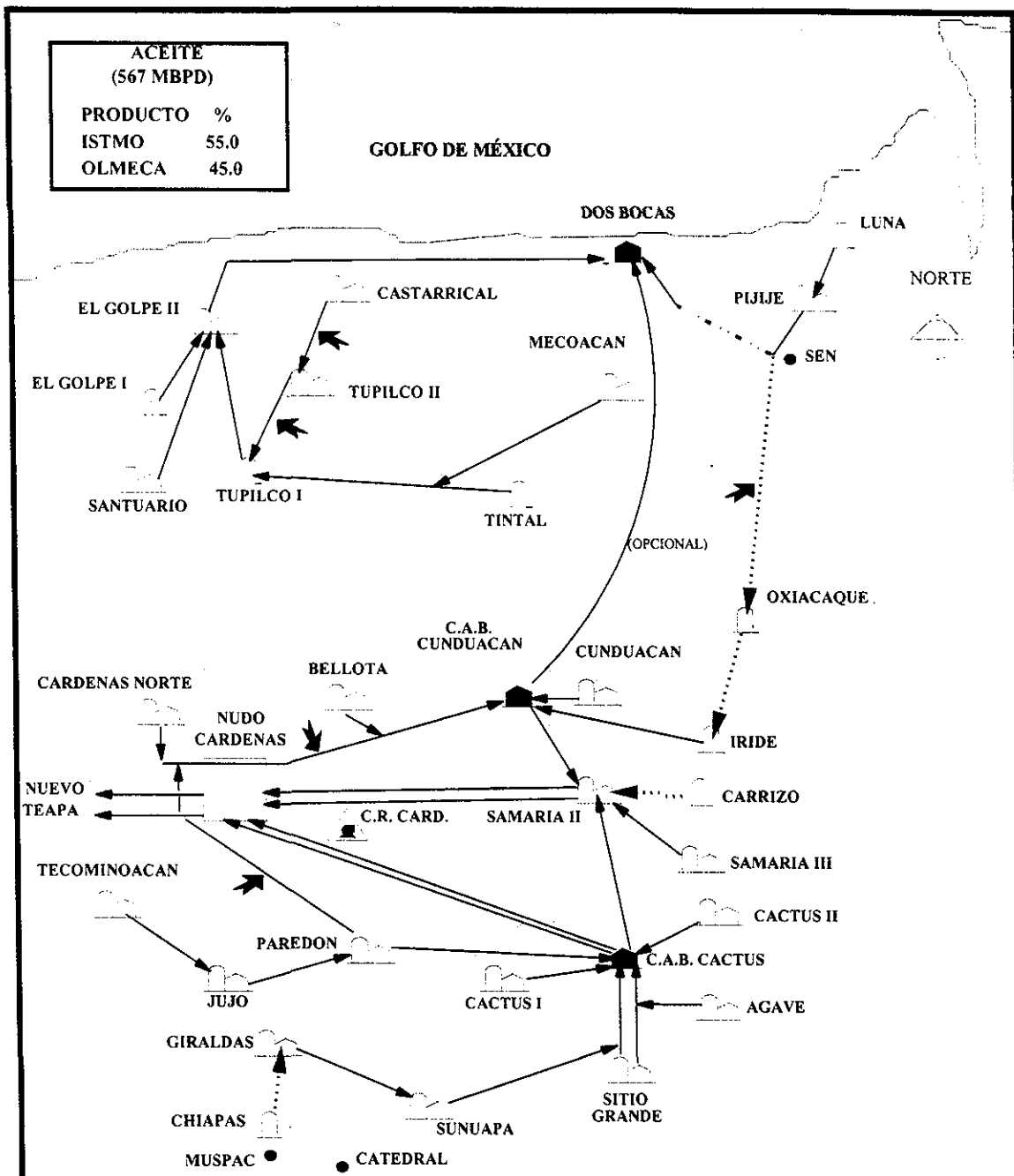
III.1 SITUACIÓN DE LA BATERÍA CENTRAL SAMARIA II EN EL 2000.

Los yacimientos de hidrocarburos localizados en la Sonda Marina de Campeche y los ubicados en la Región Sur (área mesozoica de Chiapas-Tabasco), son los que contribuyen en mayor proporción a la producción nacional de aceite crudo (Maya, Istmo y Olmeca). Las Figuras III.1a y III.1b muestran la distribución actual de aceite, gas y condensados de Samaria II y el Golpe, que son transportados por un sistema oleoductos y gasolinoductos, para su entrega a los Centros Procesadores.

El proceso de estabilización usado por PEMEX en sus instalaciones, no permite tener a la salida de baterías de separación un crudo estabilizado. La estabilización se realiza durante el almacenamiento o en la terminal de exportación, en donde no se controla la especificación de 6.5 psia para la Presión de Vapor Reid. El crudo suministrado a las refinerías no cuenta con la calidad y especificaciones requeridas por el proceso en cuanto al contenido de H₂S, agua y estabilidad del crudo.

Como no se estabiliza el crudo en las baterías, se pierden cantidades importantes de hidrocarburos ligeros que se emiten a la atmósfera.

Asimismo, otra causa de daño ambiental son los vapores liberados a la atmósfera durante el período de medición de cada pozo. Cualquiera que sea el caso, se está permitiendo el dispendio de estos hidrocarburos originando pérdidas económicas considerables al área de producción primaria de Pemex que deben recuperarse.



ACEITE (567 MBPD)	
PRODUCTO	%
ISTMO	55.0
OLMECA	45.0

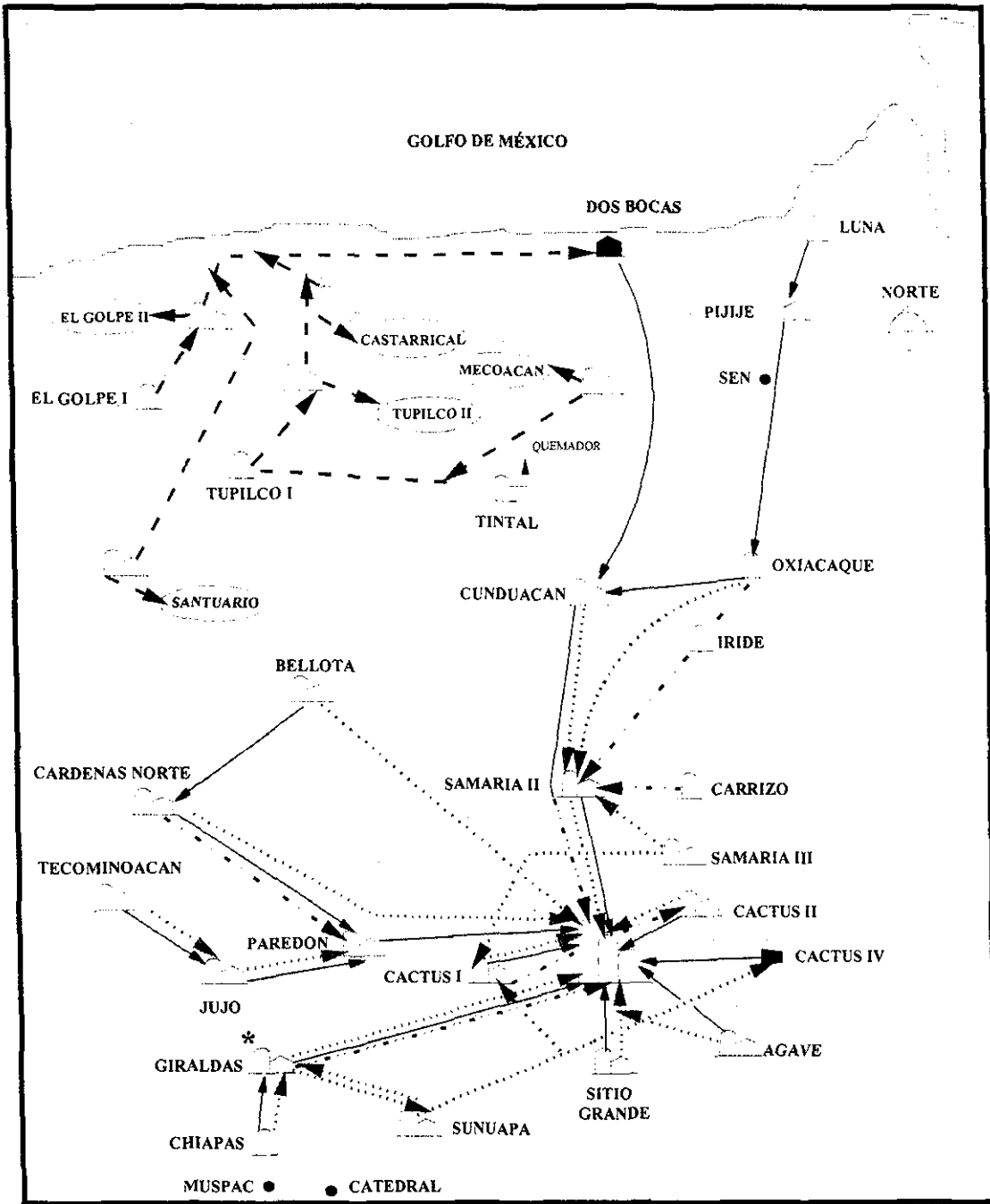
INFRAESTRUCTURA ACTUAL

- 20 BATERÍA Y COMPRESIÓN
- 8 BATERÍAS
- 2 CENTRAL DE ALMACENAMIENTO Y BOMBEO
- 1 ESTACIÓN DE REBOMBEO
- CAMPO

- NOTAS:
- 1.- EQUIPO EXISTENTE
 - 2.- POT. HIDRAULICA REQ.
 - 3.- FUERA DE OPERACIÓN.
- PASEO
 - OLEODUCTO
 - OLEOGASODUCTO
 - EN CONSTRUCCIÓN.

Figura III.1a Distribución actual de aceite Samaria II y el Golpe

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



- | | | | |
|-------------------------------|--|---------------|-----------------|
| INFRAESTRUCTURA ACTUAL | | NOTAS: | |
| 20 | — BATERÍA Y COMPRESIÓN | — | GASODUCTO A.P. |
| 8 | — BATERÍAS | | GASODUCTO P.I. |
| 1 | ■ CENTRAL DE RECOMPRESIÓN | - - - | GASODUCTO B.P. |
| * | * CAPACIDAD DE COMPRESIÓN INSUFICIENTE | - · - · - | GAS DULCE |
| ● | ● CAMPO | | GASOLINODUCTO |
| | | | EN CONSTRUCCIÓN |
| | | ○ | ANILLO DE B.N. |

Figura III.1b Distribución actual gas y condensados de Samaria II y el Golpe

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

III.1.1 Planteamiento del problema

El aceite que se produce de los yacimientos petrolíferos es una mezcla de hidrocarburos de fracciones ligeras y fracciones más pesadas por lo que presenta problemas de emanación de vapores durante el almacenamiento, teniendo pérdidas de productos y contaminación al medio ambiente. La capacidad de la Batería Central Samaria II es suficiente para 180,000 BPD de crudo, 120 MMPCSD de gas y 22,000 BPD de agua libre, provenientes de pozos,

El objetivo del presente trabajo, es mejorar el proceso actual de Estabilización, considerando los siguientes problemas detectados en las instalaciones de Pemex principalmente en el manejo de crudo:

- Falta de precisión al medir tanto el crudo enviado desde los campos como el crudo recibido en las Refinerías. Esto puede atribuirse a falta de calibración periódica del equipo de medición como recomiendan API y RGA. Además, los registradores no integran las mediciones por lo que el total es estimativa.
- Falta de control en la Presión de Vapor Reid para cumplir el límite especificado de 6.5 psia. El proceso actual no es el satisfactorio para la obtención de crudo estabilizado.
- Emisiones excesivas de vapores de hidrocarburos en los tanques de almacenamiento de crudo causando pérdidas y riesgos tanto al personal como a la planta. (Esto es otra manifestación del crudo no estabilizado).
- Uso de los ductos existentes sin tomar en cuenta sus especificaciones de diseño
- Evidente falta de un control de calidad confiable en el mezclado de crudo para obtener el grado API especificado.

Debido a lo anterior se requiere realizar un estudio técnico-económico para definir el tipo de proceso a utilizar.

La Batería Samaria II espera manejar la producción máxima esperada en el año 2008 de crudo, gas y del año 2014 la producción de agua. Debido a que la Batería no tiene la capacidad para manejar esta producción y que los equipos existentes son obsoletos, se consideró que todos los equipos serán nuevos a excepción de los tanques de almacenamiento.

III.1.2 Descripción del Proceso Actual

En la Batería Central Samaria II se procesan hidrocarburos que se agrupan en tres cabezales: El de baja presión del Campo Samaria Cretácico e Iríde, el de baja presión de Baterías Periféricas y el de superbaja presión de Samaria (Figura III.1.2)

La mezcla de pozos de baja presión del campo Samaria Cretácico e Iríde se recibe a 6.0 kg/cm² man. y 48°C en L.B., y se alimenta al Separador Trifásico de Baja Presión, FA-101AB, en donde la mezcla crudo, gas y agua se separa. La fase gaseosa se envía, a través de un controlador de presión al área de compresión a una presión de 5.0 Kg/cm² man. y 48°C; la fase acuosa se envía a control de nivel a tratamiento para su inyección a pozos. La fase líquida de hidrocarburos (crudo) se envía al tanque estabilizador FA-108.

La mezcla de las Baterías Periféricas de Oxiacaque, Iríde, Cunduacán, Samaria III y Carrizo se alimenta a 6.0 kg/cm² man. y 33°C en L.B. al Separador Bifásico de Baja Presión, FA-102AB, en donde la mezcla crudo-agua se separa. La fase acuosa se envía a control de nivel a tratamiento. La fase de hidrocarburos (crudo) se extrae y se integra con el hidrocarburo proveniente del separador, FA-101AB.

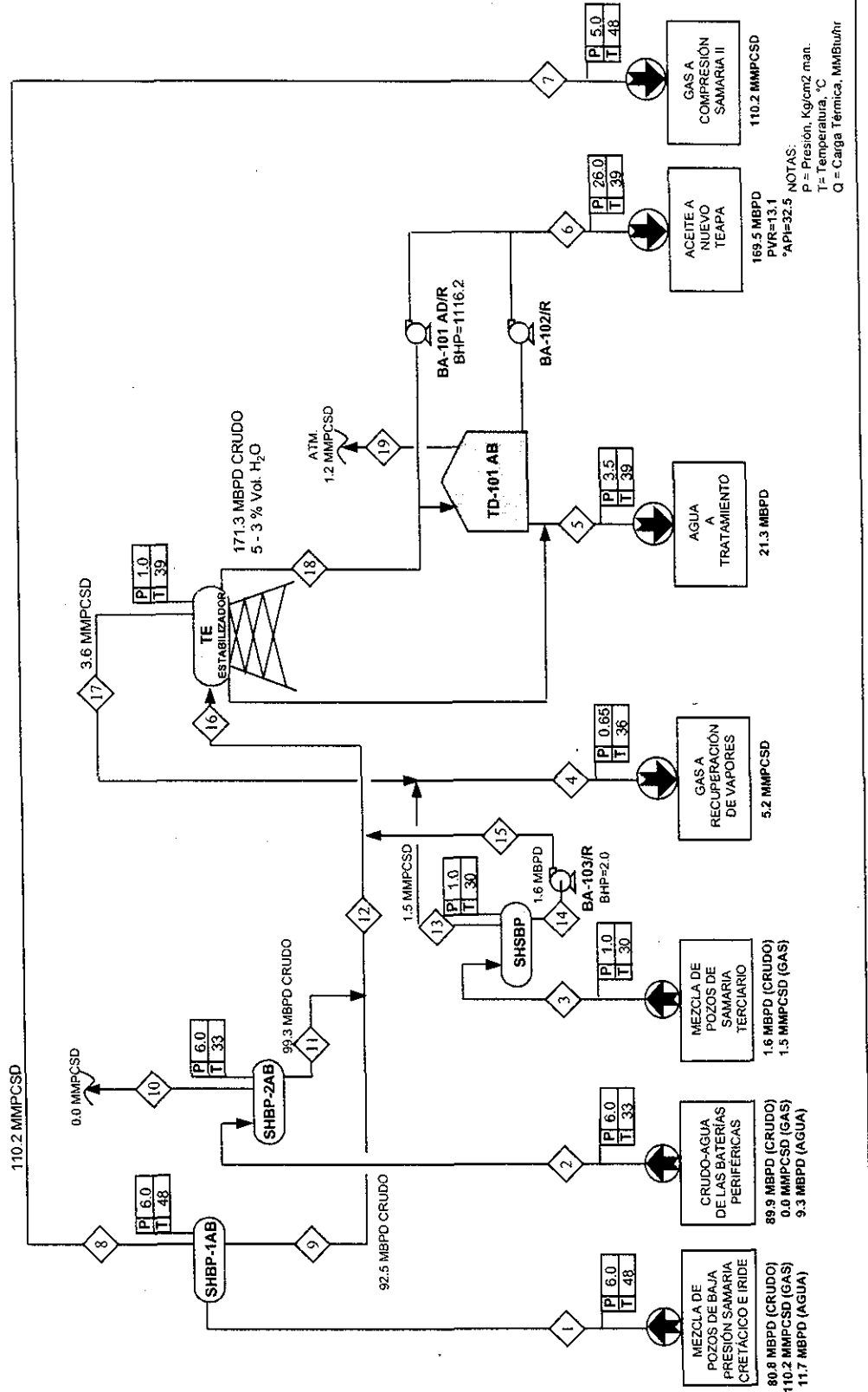
La mezcla de pozos de superbaja presión del campo Samaria se alimenta a 1.0kg/cm² man. y 30°C en L.B. al Separador Bifásico del Terciario, FA-103, en donde la mezcla se separa en dos fases. La fase gaseosa se envía, a control de presión, al sistema recuperador de vapores, y la fase de hidrocarburos (crudo) se integra con los hidrocarburos provenientes de FA-101 AB y FA-102 AB.

La mezcla de crudos se envía para su estabilización a 1.0kg/cm² man al Tanque Elevado FA-108 (más de 20 metros de altura). La fase gaseosa se mezcla con los gases del separador FA-103 a control de presión, para enviarse al paquete de recuperadores de vapor a 0.65 kg/cm² man y 34°C.

El aceite proveniente del Tanque Estabilizador FA-108 se recibe en los tanques de almacenamiento donde se separa el agua libre para cumplir con la especificación del contenido máximo de agua de 0.1% en volumen y se envía a control de nivel, a tratamiento para inyección de pozos.

El almacenamiento se realiza en tanques de techo fijo, que no cuentan con la instrumentación para verificar el nivel, ni con sistema de recuperación de vapores, necesario para su recuperación y prevención de accidentes. El crudo "estabilizado" mediante las Bombas GA-101 AD/R y GA-106/R se envía con presión suficiente para integrarse al Nudo Cárdenas.

FIGURA III.1.2
 ESQUEMA DE FLUJO DE PROCESO
 BATERIA CENTRAL SAMARIA II
 ESTABILIZACION EN TANQUE ELEVADO (2000)



TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

III.2 ESTUDIO DE TECNOLOGÍAS DE ESTABILIZACIÓN PARA EL CRUDO LIGERO.

III.2.1 BASES DEL ESTUDIO

Herramientas de cálculo

Se utiliza el paquete de simulación PRO-II y la correlación de Peng-Robinson como la base termodinámica para realizar los balances de materia y energía. Este paquete es comúnmente aceptado para sistemas de producción de aceite y gas, particularmente si las características de los componentes pesados están disponibles.

1.1 Función de la Planta.

El objetivo de la Bateria Central Samaria II es procesar una corriente de crudo-gas-agua de baja presión proveniente de pozos de los campos Samaria Cretácico e Iride y mezcla crudo-agua proveniente de las Baterías Periféricas de Oxiacaque, Iride, Cunduacán, Samaria III y Carrizo. Además, procesa otra corriente de crudo-gas-agua de superbaja presión, proveniente del campo Samaria Terciario. Estas corrientes de mezcla se recibirán en el área de producción para obtener crudo estabilizado con una PVR de 6.5 PSIA máximo que será enviado a Nuevo Teapa para su distribución.

1.2 Tipo de Proceso.

Se lleva a cabo la comparación entre procesos de estabilización de crudo con tecnología probada. Los procesos considerados son: Separación Multietapa, Trenes de Calentamiento y Torre Estabilizadora.

2.0 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

2.1 Factor de Servicio.

El factor de servicio es de 1.0.

La Bateria Central estará diseñada para operar las 24 horas de los 365 días del año.

2.2 Las capacidades de la sección de producción es las siguientes:

Capacidades de diseño

La capacidad de diseño de esta sección es de 208,500 BPD de crudo. El contenido máximo de agua libre es de 41,600 BPD.

Capacidades Normales.

La capacidad normal de esta sección es de 208,500 BPD de crudo. El contenido máximo de agua libre es de 41,600 BPD.

Capacidades Mínimas.

La capacidad mínima de esta sección es de 125,000 BPD de crudo. El contenido mínimo de agua libre es de 13,000 BPD.

Las capacidades de diseño, normal y mínimo, se fijarán sobre la base de los pronósticos de producción emitidos por PEP en 2000, los cuales consideran un horizonte de 15 años (de 2000 al 2014).

2.3 Flexibilidad de Operación.

La Batería Central Samaria II contará con un compresor de relevo para el paquete de aire de instrumentos.

Como respaldo de energía eléctrica, se contará con un generador de emergencia para los puntos críticos de la planta.

2.4 Previsiones para Ampliaciones Futuras.

No se prevén ampliaciones futuras.

3.0 ESPECIFICACIÓN DE LAS ALIMENTACIONES.

Las siguientes son las características de las cargas a la Batería Central Samaria II.

Composición molar

Componente	CRETÁCICO 1	PERIFÉRICAS 2	TERCIARIO 3
Agua	36.209	59.315	45.638
Bióxido de carbono	0.854	0.043	0.126
Ácido sulfhídrico	0.564	0.089	0.000
Nitrógeno	0.454	0.015	0.738
Metano	33.675	0.984	30.145
Etano	5.202	0.643	2.031
Propano	3.360	1.055	0.831
i-Butano	0.564	0.334	0.170
n-Butano	1.591	1.192	0.470
i-Pentano	0.686	0.775	1.073
n-Pentano	0.776	0.995	0.339
Hexano (+)	16.065	34.560	18.440
Total	100.000	100.000	100.000
Flujo, lbmol/h	29316	16661	1288
Crudo, MBPD	90.3	117.4	4.6
Gas, MMPCSD	123.1	0.0	4.3
Agua, MBPD	13.1	12.2	0.0

4.0 CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN LÍMITES DE BATERÍA.

La siguiente tabla da una descripción de las condiciones en límites de batería de las alimentaciones a la Batería Central Samaria II.

ALIMENTACION	PROCEDENCIA	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN (KG/CM ² MAN.) MÁX/NOR/MÍN	TEMPERATURA (°C) MÁX/NOR/MÍN	FORMA DE RECIBO
MEZCLA DE POZOS SAMARIA CRETÁCICO E IRIDE	Pozos	Mezcla Líq./Vapor	7.0 / 6.0 / 4.5	58 / 48 / 30	Tubería
MEZCLA DE BATERÍAS PERIFÉRICAS	Baterías Periféricas	Mezcla Líq./Vapor	7.0 / 6.0 / 4.0	40 / 33 / 28	Tubería
MEZCLA DE POZOS SAMARIA TERCIARIO	Pozos	Mezcla Líq./Vapor	2.0 / 1.0 / 0.5	38 / 30 / 25	Tubería

5.0 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

PRODUCTO	PRUEBA	ESPECIFICACIÓN
CRUDO ESTABILIZADO	ASTM-D-323 ASTM-D-287-67 ASTM-D-96 UOP-22-58	Presión de vapor REID (psia) = 6.5 máx. API máximo de acuerdo a PVR Agua y sedimentos (% vol.) = 0.1 máx. de agua libre Salinidad (lb/MBbl) = 5.0 máx.

6.0 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LÍMITES DE BATERÍA.

La siguiente tabla da una descripción de las condiciones en límites de batería (L.B.) de los productos de la Batería Central Samaria II.

PRODUCTO	DESTINO	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN (KG/CM ² MAN.) MÁX./NOR./MÍN.	TEMPERATURA (°C) MÁX./NOR./MÍN	FORMA DE ENTREGA
ACEITE	Nuevo Teapa	Líquido	40.0 / 26.0 / 20.0	52 / 52 / 48	Tubería
GAS AMARGO	Compresión	Gas	5.7 / 5.0 / 4.0	58 / 48 / 31	Tubería

7.0 PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN

En la Tabla III.2.1 se muestra el pronóstico de producción de aceite, gas y agua de la registrada de 2000 a 2014, proporcionando por la Gerencia de Coordinación Técnica Operativa. Región Sur de PEMEX Exploración y Producción.

Para el estudio se consideró la producción máxima que corresponde para el aceite y gas, el año 2008 y para agua, el año 2014.

TABLA III.2.1 PRONÓSTICOS DE PRODUCCIÓN

PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN DE ACEITE (BPD).

INSTALACIÓN	AÑO														
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
CRETÁCICO															
Bat. Samaria II	80,806	78,236	79,141	79,966	81,483	84,096	89,475	90,135	90,326	85,211	81,614	78,395	74,901	72,167	68,785
PERIFÉRICAS															
Bat. Samaria III	19,879	19,343	18,450	18,633	18,553	19,069	18,738	17,960	17,256	16,164	16,003	14,989	14,275	13,156	12,258
Bat. Iríde	28,326	28,418	29,404	29,347	28,843	28,850	27,898	26,551	25,378	23,761	22,625	21,088	20,121	18,281	17,209
Bat. Cunduacán	26,215	26,284	27,457	27,406	27,553	29,106	31,137	32,662	34,425	34,109	33,078	31,895	30,415	29,000	27,710
Bat. Oxiacaque	15,203	15,374	18,916	21,454	24,156	27,594	30,978	35,145	38,769	37,990	35,475	32,870	30,448	28,301	26,397
Bat. Carrizo	351	311	276	244	409	738	1,029	1,287	1,537	1,718	1,833	1,685	1,493	1,324	1,173
SUBTOTAL	89,975	89,730	94,502	97,085	99,514	105,356	109,780	113,605	117,365	113,743	109,013	102,527	96,752	90,082	84,747
TERCIARIO															
Bat. Samaria Terc.	1,394	1,242	1,101	976	1,104	1,354	1,575	2,347	4,618	3,733	3,445	3,053	2,706	2,399	2,126
TOTAL	172,175	169,208	174,744	178,026	182,102	190,806	200,830	206,087	212,308	202,686	194,072	183,975	174,360	164,627	155,658

PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN DE GAS (MMPCD).

INSTALACIÓN	AÑO														
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
CRETÁCICO															
Bat. Samaria II	110.16	106.66	107.89	109.01	111.08	114.65	121.98	122.88	123.14	116.17	111.26	106.87	102.11	98.38	93.77
TERCIARIO															
Bat. Samaria Terc.	1.31	1.17	1.03	0.92	1.04	1.27	1.48	2.20	4.34	3.50	3.23	2.87	2.54	2.25	2.00
TOTAL	111.469	107.823	108.925	109.931	112.121	115.916	123.458	125.082	127.474	119.670	114.496	109.740	104.652	100.635	95.768

PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN DE AGUA(MBPD)

INSTALACIÓN	AÑO														
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
CRETÁCICO															
Bat. Samaria II	6,795	7,356	7,964	8,621	9,333	10,104	10,938	11,842	13,069	13,880	15,027	16,269	17,614	19,071	22,424
PERIFÉRICAS															
Bat. Samaria III	1,819	1,978	2,152	2,341	2,547	2,772	3,017	3,284	3,573	3,894	4,241	4,620	5,034	5,487	6,417
Bat. Iríde	0,945	0,994	1,045	1,098	1,155	1,214	1,277	1,342	1,410	1,484	1,560	1,641	1,725	1,814	2,046
Bat. Cunduacán	1,672	1,811	1,962	2,124	2,301	2,492	2,698	2,922	3,163	3,428	3,712	4,020	4,354	4,715	5,479
Bat. Oxiacaque	1,535	1,630	1,731	1,837	1,951	2,071	2,199	2,334	2,477	2,631	2,794	2,966	3,149	3,343	3,808
Bat. Carrizo	0,704	0,778	0,859	0,948	1,048	1,158	1,279	1,413	1,560	1,725	1,905	2,105	2,325	2,569	3,044
SUBTOTAL	6,676	7,191	7,748	8,350	9,002	9,707	10,470	11,296	12,183	13,161	14,212	15,352	16,587	17,928	20,794
TOTAL	13,471	14,547	15,711	16,971	18,335	19,810	21,408	23,138	25,252	27,041	29,240	31,621	34,202	36,998	43,218

III.2.2 PROCESOS POR ANALIZAR

En las Figuras III.2.2.1, III.2.2.2, III.2.2.3 y III.2.2.4 se muestran los esquemas de procesos de los casos de operación de la Batería Central Samaria II que se comparan en este estudio:

Caso	Descripción	Figura
1	Estabilización en Tanque Elevado (Caso Base)	III.2.2.1
2A	Estabilización con calentamiento	III.2.2.2
2B	Estabilización con calentamiento	III.2.2.3
3	Estabilización con torre	III.2.2.4

A continuación se presenta la descripción de los procesos considerados en los esquemas mencionados.

III.2.2.1 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS

A continuación se presenta la descripción de las alternativas consideradas:

Los flujos y condiciones de operación de las alimentaciones en L.B. son los mismos para todos los casos de estudio indicados anteriormente.

Los flujos y características principales de los productos de todos los casos, se muestran en el punto 3 especificaciones de las alimentaciones.

Caso 1 Estabilización en tanque elevado (Caso Base)

El esquema de flujo de proceso para este caso se muestra en la Figura III.2.2.1 y corresponde al Caso Bases, Estabilización en Tanque Elevado, mostrado en la Figura III.1.2. Las condiciones de operación son las mismas pero considera deshidratación electrostática. El flujo considerado es el máximo esperado para aceite, gas y agua del pronóstico de producción.

Caso 2. Estabilización con Calentamiento.

El proceso de estabilización con calentamiento se divide en dos Caso A y Caso B, descritos a continuación:

Caso 2A Estabilización con Calentamiento (Deshidratación-Estabilización).

El esquema de flujo de proceso se muestra en la Figura III.2.2.2. La mezcla de pozos de baja presión del campo Samaria Cretácico e Íride se alimenta al Separador Trifásico de Baja Presión, FA-101AB, en donde la mezcla crudo, gas y agua se separa en tres fases. La fase gaseosa se envía, a través de un controlador de presión, al área de compresión Samaria II; la fase acuosa, a control de nivel, se envía a tratamiento para su inyección a pozos. La fase líquida de hidrocarburos (crudo) se extrae por medio de la Bomba de Trasiego a Planta Deshidratadora GA-101AB/2R.

La mezcla de las Baterías Periféricas de Oxiacaque, Íride, Cunduacán, Samaria III y Carrizo se reciben en el Separador Bifásico de Baja Presión, FA-102AB, en donde la mezcla crudo-agua se separa en dos fases. La fase acuosa se envía a control de nivel a tratamiento. La fase de hidrocarburos (crudo) se extrae a control de nivel por medio de la Bomba de Trasiego a Planta deshidratadora, GA-102AB/2R y se integra con la proveniente del separador, FA-101AB.

La mezcla de pozos de superbaja presión del campo Samaria Terciario se alimenta al Separador Bifásico del Terciario, FA-103, en donde la mezcla se separa también en dos fases. La fase gaseosa se envía, a control de presión, al sistema recuperador de vapores, y la fase de hidrocarburos (crudo) se recupera a control de nivel, para su envío, por medio de la Bomba de trasiego, GA-103/R a Planta deshidratadora,

Las corrientes de crudo separadas en los tanques FA-101AB, FA-102AB y FA-103 se envían al Deshidratador Electrostático, previo calentamiento en los Intercambiadores Crudo-Aceite, EA-101AB y el Calentador a fuego directo, BA-101 en los que se eleva su temperatura hasta 120°C.

En los deshidratadores electrostáticos FA-104AC y FA-105AC, el aceite se mezcla con el agua de lavado proveniente de L.B. Esta se precalienta con crudo estabilizado en el Intercambiador agua-aceite, EA-103AB Los deshidratadores operan a 16.7 kg/cm² man. y 118°C. E agua separada se envía a control de nivel, a tratamiento para inyección de pozos, mientras que el crudo deshidratado se envía al Tanque preestabilizador FA-107 que opera a 5.5 Kg/cm² man y 117°. La fase gaseosa producida por la expansión a través de un controlador de presión, se une con el gas efluente del tanque FA-101AB. La fase líquida de hidrocarburos

(crudo) se expande hasta 1 kg/cm² man y 113 °C en el tanque estabilizador, FA-108, La fase gaseosa se mezcla con los gases del separador FA-103 a control de presión, para enviarse al paquete de recuperadores de vapor a 0.65 kg/cm² man y 99°C.

El aceite estabilizado se extrae, a control de nivel, por medio de las Bombas de aceite, GA-108/R. En su recorrido el crudo estabilizado lleva a cabo varios intercambios de calor para recuperación de energía, en el Intercambiador Crudo-Aceite, EA-101AB y en el Intercambiador de Calor agua-aceite, EA-103AB.

En caso de que algún evento impida el envío del Crudo estabilizado a Nuevo Teapa, se enviará al Tanque de Almacenamiento de Techo Fijo, FB-101AB. Una vez restablecida la operación normal, por medio de las Bombas de Trasiego, GA-106/R, se envía a la succión de las bombas GA-105AD/R y se entrega en L.B. a 26 kg/cm² man y 52°C para su transporte a Nuevo Teapa.

Caso 2B Estabilización con Calentamiento (Estabilización-Deshidratación).

A diferencia del caso anterior la estabilización del crudo se lleva a cabo antes de la deshidratación y en este caso primero estabilizamos y después deshidratamos. Obviamente las condiciones de operación son diferentes. Se obtiene un menor rendimiento de crudo (ver Figura III.2.2.3).

Las corrientes de crudo separadas en los tanques FA-101AB, FA-102AB y FA-103 se integran y envían al Tanque estabilizador FA-108, previo calentamiento en los Intercambiadores Crudo-Aceite, EA-101AB y el Calentador a fuego directo, BA-101.

La fase gaseosa separada en el tanque estabilizador FA-108, se une a control de presión con los gases efluente del separador FA-103, para enviarse al paquete de recuperación de vapores, que opera a 0.65 kg/cm² man y 99°C

El aceite se extrae, a control de nivel, por medio de las Bombas de crudo preestabilizado GA-108/R y se envía a los deshidratadores electrostáticos FA-104 y FA-105, después de mezclarse con el agua de lavado proveniente de L.B. Esta se precalienta con crudo estabilizado en el Intercambiador agua-aceite, EA-103AB. Los deshidratadores operan a 5.5 kg/cm² man y 88°C.

El agua separada, se envía a control de nivel a tratamiento para inyección de pozos, mientras que el crudo deshidratado se transporta a distribución y/o almacenamiento.

El aceite estabilizado y deshidratado en su recorrido lleva a cabo varios intercambios de calor, para recuperar energía, en el Intercambiador Crudo-Aceite, EA-101AB y en el Intercambiador de Calor agua-aceite, EA-103AB.

En caso de que algún evento impida el envío del Crudo estabilizado a Nuevo Teapa, se enviará al Tanque de Almacenamiento de Techo Fijo, FB-101AB. Una vez restablecida la operación normal, el aceite se envía por medio de las Bombas de Trasiego, GA-106/R, a la succión de las bombas GA-105AD/R y se entrega en L.B. a 26 kg/cm² man. y 52°C para su transporte a Nuevo Teapa.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Caso 3 Estabilización con Torre.

En esta alternativa se sustituye el Tanque Estabilizador por una torre que opera después de la deshidratación del crudo. Se propone un rehervidor lateral a la torre estabilizadora, a fin de reducir la carga térmica del calentador (Figura III.2.2.4). Para terminar de enfriar el crudo estabilizado hasta las condiciones de transporte y almacenamiento, se propone enfriamiento con aire, se incorporaron las bombas, válvulas de expansión y enfriadores adicionales necesarios para el proceso.

Las corrientes de crudo separadas en los tanques FA-101AB, FA-102AB y FA-103 se integran y envían al Deshidratador Electrostático, FA-104AC, después de precalentarse en los Intercambiadores Crudo-aceite, EA-101AB y de mezclarse con agua de lavado proveniente de L.B. Esta se precalienta con crudo estabilizado en el Intercambiador agua-aceite, EA-103AB.

En el deshidratador FA-104AC y FA-105, que opera a $9.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y 52°C , se separa el agua y se envía, a control de nivel, a tratamiento para inyección de pozos. El crudo deshidratado y desalado se alimenta a la Torre Estabilizadora DA-101.

Esta torre opera a $6.6 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y 55°C en el domo y su función es separar los butanos y más ligeros del crudo para conferirle a éste la presión de vapor requerida por especificación. Los vapores del domo de la torre se extraen a control de presión y se mezclan con los gases de los separadores FA-101AB, para enviarse al área de compresión a $5.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y 48°C . La torre cuenta con una sección de separación de agua que se acumula en el Tanque Colector de Agua, FA-106, para enviarse a tratamiento a control de nivel de interfase del mismo tanque. La separación de agua, aunque no es muy eficiente, permite asegurar la operación adecuada de la torre. Desde la charola de extracción hasta el tanque, FA-106, está presente la fase de hidrocarburo líquido y el agua segregada pasará, por gravedad, hasta la fase acuosa del tanque.

El producto de fondos ($7.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y 197°C) se extrae, a control de nivel de la columna, por medio de las Bombas de aceite GA-105AD/R y se entrega en L.B. a $26 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y 52°C para su envío a Nuevo Teapa.

En su recorrido del fondo de la torre a las bombas, el crudo estabilizado lleva a cabo varios intercambios de calor, aprovechando energía en el Intercambiador Lateral de la Torre Estabilizadora, EA-102AQ, el Intercambiador Crudo-aceite, EA-101AB y el Intercambiador de Calor agua-aceite, EA-103AB. Finalmente, se lleva a cabo el enfriamiento con aire mencionado, en el Enfriador de Aceite, EC-101AB.

Los equipos más importantes en el circuito del rehervidor de fondos de la torre son la Bomba del Horno GA-104 AB/R y el calentador a Fuego Directo BA-101. La mezcla que sale de esta regresa a la torre con una vaporización del 9.6% en peso y a una temperatura de 281 °C.

La extracción para el rehervidor lateral sale de la sección de separación de agua, localizada entre los platos 8 y 9 y mediante la Bomba del Intercambiador de calor Lateral GA-107 AC/R se envía al Intercambiador Lateral de la Torre Estabilizadora, EA-102 AQ en el que incrementa su temperatura de 86 a 167 °C cuando intercambia calor con el crudo estabilizado efluente de los fondos de la torre DA-101.

En caso de que algún evento impida el envío del Crudo estabilizado a Nuevo Teapa, se enviará al Tanqué de Almacenamiento de Techo Fijo, FB-101AB. Una vez restablecida la operación normal, por medio de las Bombas de Trasiego, GA-106/R, se envía el aceite de estos tanques a la succión de las bombas GA-105AD/R para su transporte a Nuevo Teapa.

III.2.2.2 RESULTADOS.

En la tabla III.2.2.2 se comparan resultados de la simulación del caso base con los resultados de los otros dos casos del proceso comparando la producción de crudo, gravedad API y PVR:

Tabla III.2.2.2 Resultados de simulación

Concepto \ Caso	1	2		3
	Tanque elevado	Calentamiento		Torre
		2A	2B	
Equipo	Separadores multietapas Tanque de estabilización Deshidratadores	Separadores multietapas Intercambiadores de calor Rehervidor Deshidratadores Tanque Estabilizador		Separadores multietapas Enfriador de aceite Deshidratadores Torre estabilizadora Rehervidor
Crudo (BPD)	208,579	201,989	200,654	208,538
°API	32.4	31.03	30.7	32.4
PV Reid, psia	13.1	6.5	6.5	6.5
Contenido de H ₂ S en el crudo, ppm	1,405	521	412	75
Gas a:				
Compresión Samaria, MMPCSD	123.1	123.1	123.1	123.1
Recuperación de vapores, MMPCSD	8.6	13.7	29.3	4.3
Total, MMPCSD	131.7	136.8	152.4	133.3
Vapor a la atmósfera	1.6	0.0	0.0	0.0
Consumo de gas combustible, MMPCSD	----	69.41	78.11	102.34
Consumo de energía eléctrica, kw	1,273	1,801	1,158	1,519

Los Balances de Materia y Energía para cada una de los casos están incluidos en el Apéndice B.

III.2.2.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Producción de Crudo

1. Los sistemas de cambiadores de calor y torre estabilizadora producen menos aceite que el esquema base. La razón de esta disminución, es que los componentes ligeros deben ser removidos del crudo a su menor presión de vapor. Al eliminar estos componentes, resulta una disminución en el volumen de crudo estabilizado y con el correspondiente incremento en el volumen de gas.
2. En forma general el método de torre de estabilización obtiene el 3.2 % más de crudo estabilizado, que el de cambiadores de calor.
3. El beneficio total se refleja en que se tiene ***una mayor producción de aceite.***

°API

1. La torre estabilizadora produce un crudo más ligero que el de cambiadores de calor, es una consecuencia de la capacidad de la torre estabilizadora para retener más butanos y pentanos dentro del crudo.
2. La torre estabilizadora puede fácilmente aceptar cambios de las composiciones de las corrientes de los pozos y continuar produciendo crudo estabilizado bajo especificación. Se esperan variaciones en la composición de las corrientes de pozo en función de la explotación de los campos.

Presión de Vapor Reid

1. Si se permite una presión de vapor reid mayor a 6.5 psia, con la torre estabilizadora se obtendrá mayor flujo de aceite. Esto es fácil de cumplir con una ligera disminución en la temperatura del rehervidor.
2. El proceso base no puede alcanzar el objetivo de la estabilización con el tanque elevado solamente. El caso de torre de estabilización y el de cambiadores de calor, pueden producir crudos con la PVR requerida. El caso base proporciona un crudo con una PVR de 13.1 psia.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Contenido de H₂S

1. La torre estabilizadora puede obtener un crudo con un contenido de 75 ppm de H₂S que es menor a cualquiera de los casos.

CONCLUSIÓN

El estudio indica que el proceso con torre estabilizadora es el más conveniente. Con este sistema, se obtiene el máximo rendimiento de crudo, mayor °API, una PVR dentro de especificación y menor contenido de H₂S.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

10/01/2014 10:00:00 AM

CAPITULO IV

INGENIERÍA BÁSICA DE PROCESO PARA LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO ISTMO EN LA BATERÍA CENTRAL SAMARIA II

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

IV.1 BASES DE DISEÑO

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

IV.1 BASES DE DISEÑO

En este punto se incluye información que se menciona en el punto III.2.1 Bases del estudio.

1.0 GENERALIDADES.

En el esquema de modernización de las instalaciones de PEMEX Exploración y Producción (PEP) de la Región Sur, se encuentra la Batería Central Samaria II. Esta modernización comprende la implementación de procesos con tecnología de punta, que permitan el aprovechamiento máximo de hidrocarburos, con sistemas de automatización y control actualizados que eleven los niveles de seguridad de las instalaciones y permitan su integración de manera armónica con la comunidad y con el entorno ecológico.

Pemex Exploración y Producción, con el objetivo de cumplir la necesidad de modernizar sus instalaciones de producción, lo que permite entre otros conceptos, obtener el máximo aprovechamiento de los hidrocarburos, mantener los niveles de producción, incrementar la seguridad en las instalaciones y proteger el medio ambiente de la región.

El proyecto de la Batería Central Samaria II ha sido concebido para desarrollarse aprovechando al máximo la infraestructura existente e integrando equipo nuevo, que se adquirirá, para complementar el esquema de procesamiento conforme a lo requerido para cumplir con las presentes Bases de Diseño.

1.1 Función de la Planta.

El objetivo de la Batería Central Samaria II es procesar una corriente de crudo-gas-agua de baja presión proveniente de pozos de los campos Samaria Cretácico e Iride y mezcla crudo-agua proveniente de las Baterías Periféricas de Oxiacaque, Iride, Cunduacán, Samaria III y Carrizo. Además, procesa otra corriente de crudo-gas-agua de superbaja presión, proveniente del campo Samaria Terciario. Estas corrientes de mezcla se recibirán en el área de producción para obtener crudo estabilizado con una PVR de 6.5 PSIA máximo que será enviado a Nuevo Teapa para su distribución.

1.2 Tipo de Proceso.

1.2.1 Cabezales.

La corriente de crudo-gas-agua proveniente de los pozos del campo Samaria Cretácico e Iride y el crudo-agua de las baterías periféricas, llegarán a cabezales de recolección independientes que operarán a 6.0 kg/cm² man., mientras que la corriente del campo Samaria Terciario llegará a un cabezal de 1.0 kg/cm² man. Las corrientes que provienen directamente de pozos fluyen hacia el área de producción de la Batería Central Samaria II por la presión natural de los mismos, mientras que las corrientes provenientes de las baterías periféricas llegan por medio de bombeo.

1.2.2 Sección de Separación.

La corriente de crudo-gas-agua de baja presión será manejada en separadores por gravedad tipo trifásico, la corriente de crudo-gas-agua de más baja presión será manejada en un separador por gravedad bifásico, así como también la corriente crudo-agua proveniente de las baterías periféricas, todos estos equipos con internos de alta eficiencia.

La emulsión de crudo-agua separada será trasegada por las bombas de cada separador, que proporcionarán la presión requerida por la sección de deshidratación y desalado. El gas obtenido será enviado al sistema de compresión y el agua amarga-aceitosa a la planta de tratamiento.

El gas obtenido de la mezcla de pozos de Samaria terciario en el separador trifásico de 1.0 kg/cm² man., será enviado a compresión.

1.2.3 Sección de Deshidratación-Desalado.

La emulsión de crudo-agua proveniente de la sección de separación será alimentada a unidades de deshidratación de tipo electrostático previo calentamiento e inyección de desemulsificante químico. Posteriormente, el crudo deshidratado se mezclará con agua caliente de lavado para diluir las sales que contiene el crudo, y eliminarlas en los desaladores electrostáticos. El agua separada en esta sección será enviada a la planta de tratamiento de agua residual-aceitosa.

1.2.4 Sección de Estabilización.

El crudo deshidratado y desalado pasará a través de una torre estabilizadora con el fin de separar por destilación fraccionada los componentes ligeros de la corriente de alimentación, para obtener un crudo estabilizado con una especificación de Presión de Vapor Reid (PVR) de 6.5 psia máxima. Los vapores producidos por el domo de la torre se enviarán a la sección de compresión.

2.0 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

2.1 Factor de Servicio.

El factor de servicio es de 1.0.

La Batería Central estará diseñada para operar las 24 horas de los 365 días del año.

2.2 Las capacidades de las secciones de proceso son las siguientes:

2.2.1 Producción

2.2.1.1 Capacidades de diseño

La capacidad de diseño de esta sección es de 208,500 BPD de crudo. El contenido máximo de agua libre es de 41,600 BPD.

2.2.1.2 Capacidades Normales.

La capacidad normal de esta sección es de 208,500 BPD de crudo. El contenido máximo de agua libre es de 41,600 BPD.

2.2.1.3 Capacidades Mínimas.

La capacidad mínima de esta sección es de 125,000 BPD de crudo. El contenido mínimo de agua libre es de 13,000 BPD.

Las capacidades de diseño, normal y mínimo, se fijarán sobre la base de los pronósticos de producción emitidos por PEP en 2000, los cuales consideran un horizonte de 15 años (de 2000 al 2014).

2.3 Flexibilidad de Operación.

La Batería Central Samaria II contará con un compresor de relevo para el paquete de aire de instrumentos.

Como respaldo de energía eléctrica, se contará con un generador de emergencia para los puntos críticos de la planta.

2.4 Previsiones para Ampliaciones Futuras.

No se prevén ampliaciones futuras.

3.0 ESPECIFICACIÓN DE LAS ALIMENTACIONES.

Las siguientes son las características de las cargas a la Batería Central Samaria II.

Composición molar

Componente	CRETÁCICO 1	PERIFÉRICAS 2	TERCIARIO 3
Agua	36.209	59.315	45.638
Bióxido de carbono	0.854	0.043	0.126
Ácido sulfhídrico	0.564	0.089	0.000
Nitrógeno	0.454	0.015	0.738
Metano	33.675	0.984	30.145
Etano	5.202	0.643	2.031
Propano	3.360	1.055	0.831
i-Butano	0.564	0.334	0.170
n-Butano	1.591	1.192	0.470
i-Pentano	0.686	0.775	1.073
n-Pentano	0.776	0.995	0.339
Hexano (+)	16.065	34.560	18.440
Total	100.000	100.000	100.000
Flujo, lbmol/h	29316	16661	1288
Crudo, MBPD	90.3	117.4	4.6
Gas, MMPCSD	123.1	0.0	4.3
Agua, MBPD	13.1	12.2	0.0

4.0 CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN LÍMITES DE BATERÍA.

La siguiente tabla da una descripción de las condiciones en límites de batería de las alimentaciones a la Batería Central Samaria II.

ALIMENTACION	PROCEDENCIA	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN (KG/CM ² MAN.) MÁX./NOR./MÍN	TEMPERATURA (°C) MÁX./NOR./MÍN	FORMA DE RECIBO
MEZCLA DE POZOS SAMARIA CRETÁCICO E IRIDE	Pozos	Mezcla Líq./Vapor	7.0 / 6.0 / 4.5	58 / 48 / 30	Tubería
MEZCLA DE BATERÍAS PERIFÉRICAS	Baterías Periféricas	Mezcla Líq./Vapor	7.0 / 6.0 / 4.0	40 / 33 / 28	Tubería
MEZCLA DE POZOS SAMARIA TERCIARIO	Pozos	Mezcla Líq./Vapor	2.0 / 1.0 / 0.5	38 / 30 / 25	Tubería

5.0 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

PRODUCTO	PRUEBA	ESPECIFICACIÓN
CRUDO ESTABILIZADO	ASTM-D-323 ASTM-D-287-67 ASTM-D-96 UOP-22-58	Presión de vapor REID (psia) = 6.5 máx. API máximo de acuerdo a PVR Agua y sedimentos (% vol.) = 0.1 máx. de agua libre Salinidad (lb/MBbl) = 5.0 máx.

6.0 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LÍMITES DE BATERÍA.

La siguiente tabla da una descripción de las condiciones en límites de batería (L.B.) de los productos de la Batería Central Samaria II.

PRODUCTO	DESTINO	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN (KG/CM ² MAN.) MÁX./NOR./MÍN.	TEMPERATURA (°C) MÁX./NOR./MÍN	FORMA DE ENTREGA
ACEITE	Nuevo Teapa	Líquido	40.0 / 26.0 / 20.0	52 / 52 / 48	Tubería
GAS AMARGO	Compresión	Gas	5.7 / 5.0 / 4.0	58 / 48 / 31	Tubería

7.0 AGENTES QUÍMICOS.

Se deberán instalar los sistemas de dosificación de agentes químicos que garanticen la operación eficiente de los procesos.

AGENTE QUÍMICO	TIPO	ESTADO FÍSICO	FORMA DE RECIBO	DISPONIBILIDAD
DESEMULSIFICANTE	Aldhol o similar	Líquido	Tambores	La requerida
INHIBIDOR DE CORROSIÓN	Amina	Líquido	Tambores	La requerida

8.0 EFLUENTES.

Por Pemex Exploración y Producción.

9.0 INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO.

9.1 Crudo.

Se dispone de dos tanques de almacenamiento de techo fijo con capacidad de 55 MBIs. cada uno, a los cuales se deberá dar mantenimiento y proporcionar la instrumentación necesaria para su operación segura y reportes de inventarios de fluidos. No se requieren tanques adicionales.

Para el vaciado de los tanques de almacenamiento se dispondrá de bombas nuevas de trasiego de crudo.

10.0 SERVICIOS AUXILIARES.

PEMEX Exploración y Producción proporcionará todos los servicios auxiliares en límite de batería según se indica.

10.1 Vapor.

No se requiere.

10.2 Agua de Enfriamiento.

No se requiere.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

10.3 Agua para Servicio y Usos Sanitarios.

El sistema de agua de servicio y uso sanitario de las nuevas áreas de proceso deberá adecuarse a las necesidades de la instalación, utilizando como fuente de suministro una línea derivada de la red de agua proveniente de pozos de captación, previo tratamiento.

PARÁMETRO	UNIDADES	CONDICIONES
Temperatura de suministro	°C	27
Presión de suministro	kg/cm ² man.	Atmosférica
Disponibilidad	La requerida	
Fuente	Sistema de potabilización de agua (proveniente de pozos de captación)	

10.4 Agua Potable.

Se deberá instalar un sistema de tratamiento físicoquímico para potabilizar el agua, proveniente de una línea derivada de la red de pozos de captación que será utilizada como agua de servicios y consumo humano.

Actualmente el agua potable a la instalación es suministrada por PEMEX Exploración y Producción mediante garrafones.

10.5 Agua Contra incendio.

El sistema de agua contra incendio continuará utilizando como fuente de suministro pozos de captación y el nuevo tanque de almacenamiento de agua contra incendio, el cual deberá contar con un sistema de control automático de nivel.

PARÁMETRO	UNIDADES	CONDICIONES
Presión	kg/cm ² man.	10.0 máx./Atmosférica
Disponibilidad	La requerida	
Fuente	Pozos de captación/Tanque de Almacenamiento	

Aplicar Norma A 1. 1. de PEMEX.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

10.6 Agua de Lavado de Crudo.

El agua de lavado de crudo para deshidratación y desalado será suministrada por PEMEX Exploración y Producción por medio de pozos de captación con las siguientes condiciones:

PARÁMETRO	UNIDADES	CONDICIONES
Temperatura	°C	25
Presión	kg/cm ² man.	1.5
Disponibilidad	La requerida	
Fuente	Pozos de captación	

Se deberá contar con medidor de agua aprobado por la Comisión Nacional del Agua (CNA).

10.7 Aire de Planta.

No se requiere.

10.8 Aire de Instrumentos.

CARACTERÍSTICA	UNIDADES	ESPECIFICACIÓN
Suministro		Paquete
Filtrado y secado		Sí
Presión del sistema	kg/cm ² man.	8.8
Impurezas (Fe, aceite, etc.)		Ninguna
Punto de rocío	°C	-40
Capacidad extra requerida	Ninguna	

10.9 Combustible.

Sólo se utilizan gas y diesel como combustibles.

10.9.1 Gas Combustible.

CARACTERÍSTICA	UNIDADES	ESPECIFICACIÓN
Fuente de suministro		Gasoducto Cd. PEMEX-México
Peso molecular		19.801
Densidad relativa		0.650
Poder calorífico bajo	Kcal/m ³ @ 15.5°C Y 1 ATM.	9478
Presión de suministro en L. B.	kg/cm ² man.	55 - 60
Temperatura en L. B.	°C	30

Composición:

COMPONENTE	% MOL
NITRÓGENO	1.572
CO2	-----
H2S	8 PPM
METANO	82.545
ETANO	14.099
PROPANO	0.677
I-BUTANO	0.300
N-BUTANO	0.558
I-PENTANO	0.070
N-PENTANO	0.138
C6(+)	0.041
AGUA	-----
TOTAL	100.000

10.9.2 Diesel Combustible.

El combustible diesel será suministrado a la instalación por PEMEX Exploración y Producción mediante tambores.

CARACTERÍSTICA	UNIDADES	ESPECIFICACIÓN
Fuente de suministro		Tambores
Densidad relativa		0.85
Poder calorífico bajo	Kcal/kg	10810

10.10 Alimentación de Energía Eléctrica.

Fuente de suministro	PEMEX
Tensión, Kvolts	34.5
Número de fases	3
Frecuencia, ciclos (Hz)	60
Factor de potencia	0.9
Material del conductor	ACSR 366 KCM
Aislamiento del conductor	Desnudo
Acometida	Aérea

10.11 Desfogue.

La instalación deberá contar con dos sistemas de desfogue cerrados con el propósito de interconectar las descargas de las válvulas de seguridad de los equipos de proceso de alta y superbaja presión. El sistema debe tener capacidad para manejar los desfogues del riesgo mayor que se pueda presentar en cualquiera de los equipos de proceso.

El proveedor deberá complementar este punto de acuerdo a su experiencia y a los códigos y normas aplicables.

11.0 SISTEMAS DE SEGURIDAD.

Los sistemas de seguridad serán diseñados con base a los resultados que se obtengan del estudio de análisis de riesgos.

11.1 Sistemas Contraincendio.

La instalación debe contar con una red de distribución de agua contra incendio para proteger al personal y prevenir riesgos de propagación de incendio en todas las áreas de proceso, equipos, paquetes e instalaciones en general de la batería central.

El sistema nuevo de red de agua y bombas contra incendio será alimentado por el tanque de almacenamiento FB-200 en los cuales se deberán considerar los siguientes parámetros:

PARÁMETRO	UNIDADES	CONDICIONES
Producto	---	Agua
Fuente	---	Pozos de captación / Tanque de almacenamiento
Disponibilidad	---	La requerida
Presión mínima de suministro cuando se abastece el gasto de agua requerido para riesgo mayor	kg/cm ²	7.0
No. de bombas requeridas Motor eléctrico/Combustión interna		Uno / Uno
Capacidad por bomba	gpm	En base al riesgo mayor

Se deberán efectuar los trabajos detallados para cumplir con los requerimientos de la normatividad para un sistema automático, manual local y con disparo remoto para las bombas contraincendio.

11.2 Protección Personal.

Se contará con uniformes, cascos, zapatos de seguridad, mascarillas, guantes, etc., para operadores de la Batería los cuales serán proporcionados por PEP.

Los equipos y tuberías dentro de límite de batería que operen a más de 60°C, deberán ser aisladas para protección al personal de acuerdo a los códigos y normas aplicables.

12.0 CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS.

12.1 Temperatura.

Máxima extrema	°C	42.0
Mínima extrema	°C	14.0
Media anual	°C	26.7
Bulbo seco	°C	26.6
Bulbo húmedo	°C	24.6

12.2 Precipitación Pluvial.

Horaria diaria media	mm	154.5
Horaria máxima	mm	295.0
Anual media	mm	2238.0 (Estación Villahermosa)
Días de lluvia al año	---	120

12.3 Tormentas Eléctricas.

Para el diseño del sistema de protección contra descargas atmosféricas el proveedor debe considerar el nivel isokeráunico del Estado de Tabasco.

12.4 Viento.

Dirección de los vientos:		
Reinantes (todo el año)	Alisios, Noreste	
Dominantes (de máxima intensidad, ocasionales en invierno).	Nortes, Norte-Sur	
Velocidad de los vientos:		
Reinantes	18	Km/h
Dominantes por Nortes (máxima)	90	Km/h

12.5 Humedad Relativa.

Máxima	%	95.0
Promedio	%	82.5
Mínima	%	70.0

12.6 Atmósfera.

La presión atmosférica es de 760 mm Hg (14.7 psia).

12.7 Clima.

Cálido húmedo con abundantes lluvias de verano. Lluvias (mayo-octubre), con período corto de sequía intermedia **-canícula-** (entre agosto y septiembre) y secas (noviembre-abril), con un período de lluvias invernales **-nortes-**. Clasificación: Am.

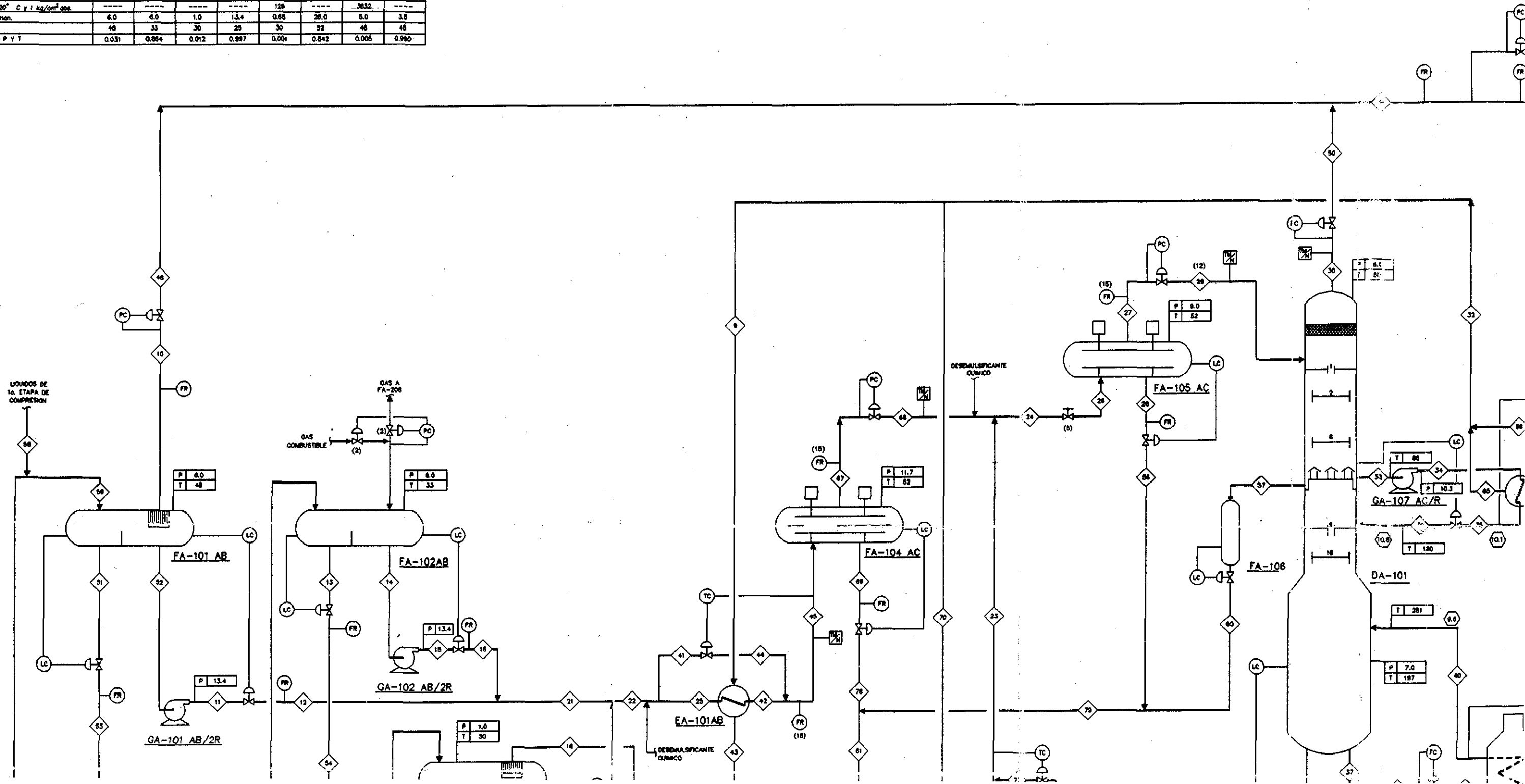
13.0 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.

La Batería Central Samaria II está localizada en las coordenadas $93^{\circ} 5' 22''$ de Longitud oeste y $17^{\circ} 59' 43''$ de Latitud norte comprendidas en el Municipio del Centro a 17 Km. al Oeste de la Ciudad de Villahermosa, Tab. Su acceso es por la carretera Federal Villahermosa-Cárdenas, hasta el Km 15 y después por una desviación pavimentada de 2 Km, en el Complejo Antonio J. Bermúdez. Altura sobre el nivel del mar 8 mts.

IV.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

1


CORRIENTE	CARACTERÍSTICAS							
	1	2	3	4	5 (17)	6	7	8
	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol
AGUA	34.209	58.316	45.636	100.00	2.112	0.096	1.632	100.00
BÓXIDO DE CARBONO	0.854	0.043	0.126	0.000	0.337	0.000	1.819	0.000
ACIDO SULFÚRICO	0.584	0.089	0.000	0.000	0.000	0.075	1.210	0.000
NITRÓGENO	0.454	0.016	0.738	0.000	1.998	0.000	0.958	0.000
METANO	33.875	0.984	30.145	0.000	81.207	0.000	70.863	0.000
ETANO	5.202	0.843	2.031	0.000	5.347	0.033	11.503	0.000
PROPANO	3.360	1.065	0.831	0.000	2.047	2.148	6.415	0.000
I-BUTANO	0.584	0.334	0.170	0.000	0.371	0.626	0.876	0.000
N-BUTANO	1.591	1.182	0.470	0.000	0.941	2.993	2.215	0.000
I-PENTANO	0.686	0.776	1.073	0.000	1.854	2.088	0.686	0.000
N-PENTANO	0.776	0.895	0.339	0.000	0.427	2.583	0.443	0.000
N-HEXANO	1.987	2.746	5.808	0.000	3.297	6.368	0.778	0.000
HEPTANOS (+)	14.078	31.814	12.831	0.000	0.384	80.852	0.413	0.000
T O T A L	100.000	100.00	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000
FLUJO kg md/h	13380	7584	584	3981	216	5347	4422	13636
FLUJO kg/h	734734	748836	31658	71893	4780	1191068	149449	243847
BPD @ 15.6 C	---	129548	---	10870	---	206538	---	36889
mm ² STD/DIA @ 20° C y 1 kg/cm ² abs.	---	---	---	---	128	---	3632	---
PRESION kg/cm ² man.	6.0	6.0	1.0	13.4	0.68	28.0	6.0	3.8
TEMPERATURA °C	48	33	30	25	30	52	48	45
DENSIDAD g/cm ³ @ P Y T	0.031	0.884	0.012	0.997	0.001	0.842	0.008	0.990

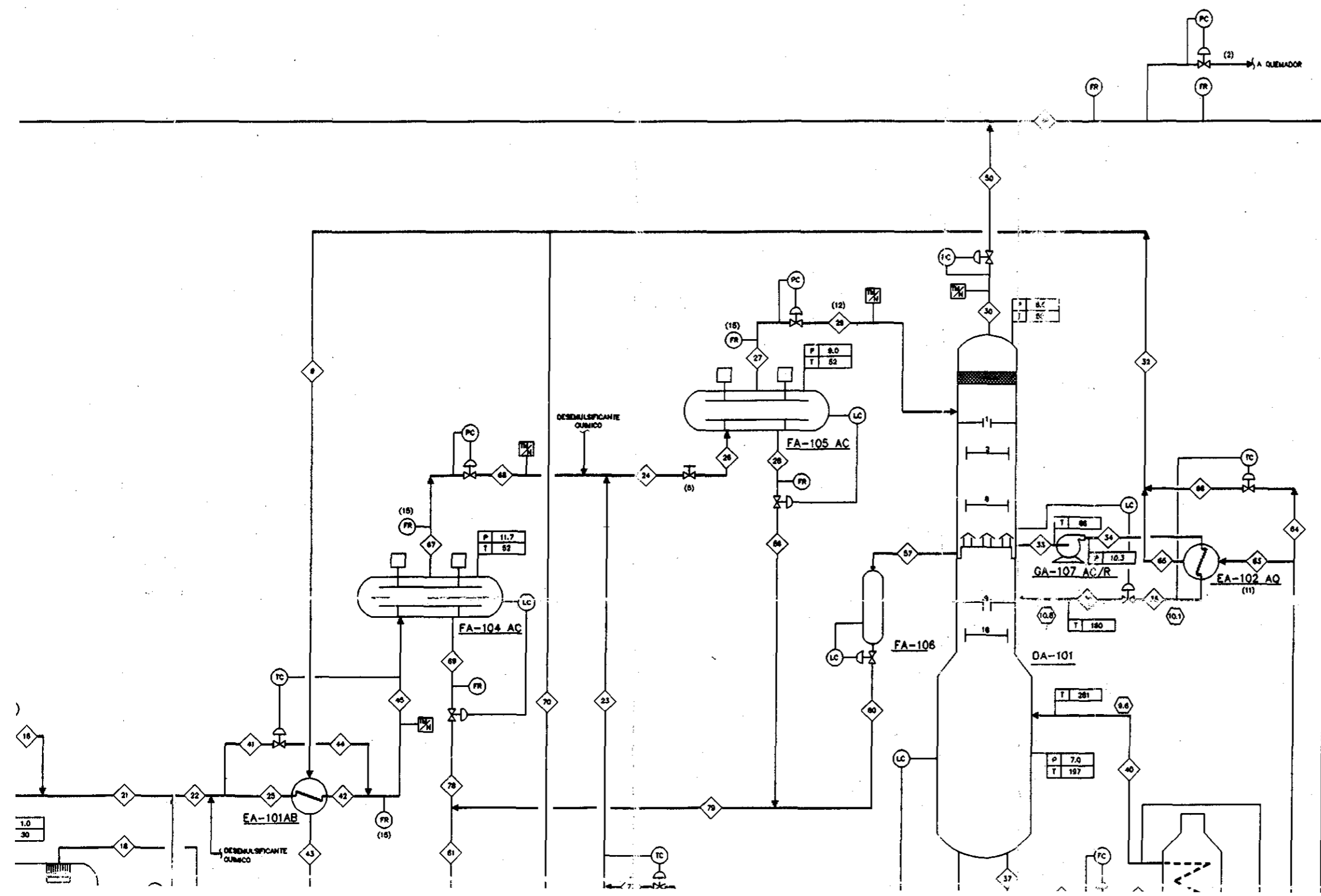


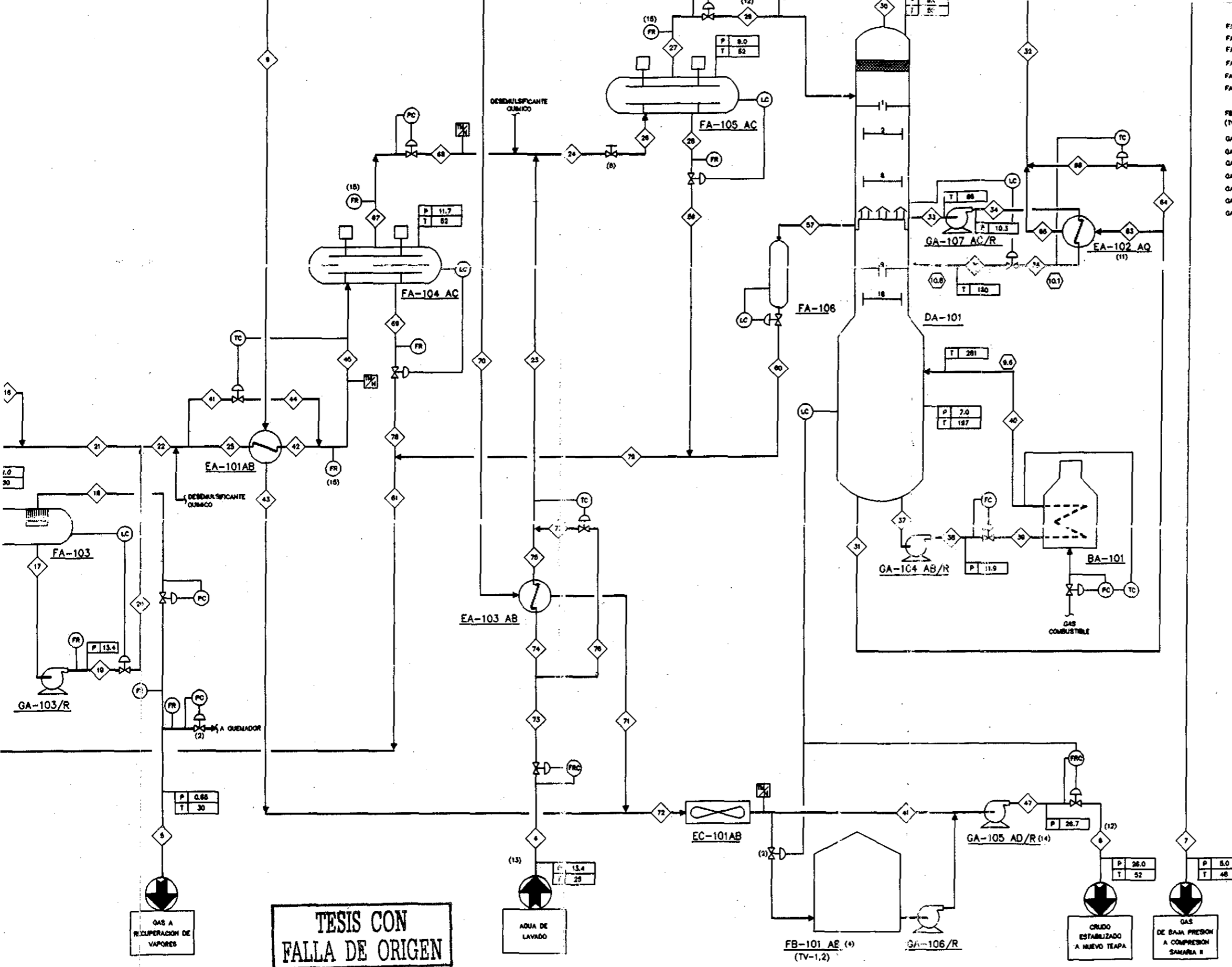
LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS (3)(7)
BA-101	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO (HORNO)	Q=27467 M kcal/hr. x 1.15
DA-101	TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO	5028 mm. D.I. x 8791 mm. D.I. x 28518 mm. T-T
EA-101 AB	INTERCAMBIADOR DE CALOR CRUDO-ACIDE	Q=7187 M kcal/hr. x 1.1 (18)
EA-102 AQ	INTERCAMBIADOR LATERAL DE LA TORRE ESTABILIZADORA	Q=64612 M kcal/hr. x 1.1 (18)
EA-103 AB	INTERCAMBIADOR DE CALOR AGUA-ACIDE	Q=1927 M kcal/hr. x 1.1 (18)
EC-101 AB	ENFRIADOR DE ACIDE	Q=17718 M kcal/hr. x 1.24 (18)
FA-101 AB	SEPARADOR TRIFASICO DE BAJA PRESION	3383 mm. D.I. x 13411 mm. T-T
FA-102 AB	SEPARADOR BIFASICO DE BAJA PRESION	3383 mm. D.I. x 12182 mm. T-T
FA-103	SEPARADOR BIFASICO DEL TERCERO	2134 mm. D.I. x 3048 mm. T-T
FA-104 AC	DESHIDRATADOR ELECTROSTATICO	4287 mm. D.I. x 18288 mm. T-T (10)
FA-105 AC	DESHIDRATADOR ELECTROSTATICO	4287 mm. D.I. x 18288 mm. T-T (10)
FA-106	TANQUE COLECTOR DE AGUA	610 mm. D.I. x 1828 mm. T-T
FB-101 AB (4)	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE TEGHO 1.30	CAP(MBL)= 55 (4) (TV=1.2)
GA-101 AB/2R	BOMBA DE TRASIEGO A PLANTA DESHIDRATADORA	6226 LPM x 1.1 ΔP= 7.4 kg/cm ²
GA-102 AB/2R	BOMBA DE TRASIEGO A PLANTA DESHIDRATADORA	6865 LPM x 1.1 ΔP= 7.4 kg/cm ²
GA-103/R	BOMBA DE TRASIEGO A PLANTA DESHIDRATADORA	515 LPM x 1.1 ΔP= 12.4 kg/cm ²
GA-104 AB/R	BOMBA DEL HORNO	5403 LPM x 1.2 ΔP= 5.1 kg/cm ²
GA-105 AD/R	BOMBA DE ACIDE	5819 LPM x 1.1 ΔP= 22.9 kg/cm ² (14)
GA-106 /R	BOMBA DE TRASIEGO	5019 LPM x 1.1 ΔP= 3.6 kg/cm ²
GA-107 AC/R	BOMBA DEL INTERCAMBIADOR LATERAL	9936 LPM x 1.1 ΔP= 3.6 kg/cm ²

NOTAS:

- 1.- PRESION EN kg/cm² man. TEMPERATURA EN °C.
- 2.- NORMALMENTE SIN FLUJO.
- 3.- LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR EQUIPO.
- 4.- EQUIPO EXISTENTE. CLAVE ORIGINAL INDICADA ENTRE PARENTESIS.
- 5.- VALVULA MEZCLADORA.
- 6.- A TRATAMIENTO P. RA INYECCION A POZOS.
- 7.- REQUERIMIENTO DE PROCESO.
- 8.- LA CONTRATISTA T. SERA VALIDAR LA INGENIERIA MOSTRADA.
- 9.-  INDICA VAPORIZACION EN % PESO.





FA-101 AB	SEPARADOR TRIFASICO DE BAJA PRESION	3363 mm. D.I. x 13411 mm. T-T
FA-102 AB	SEPARADOR BIFASICO DE BAJA PRESION	3363 mm. D.I. x 12192 mm. T-T
FA-103	SEPARADOR BIFASICO DEL TERCERO	2134 mm. D.I. x 3048 mm. T-T
FA-104 AC	DESHIDRATADOR ELECTROSTATICO	4267 mm. D.I. x 18288 mm. T-T (10)
FA-105 AC	DESALADOR ELECTROSTATICO	4267 mm. D.I. x 18288 mm. T-T (10)
FA-106	TANQUE COLECTOR DE AGUA	610 mm. D.I. x 1829 mm. T-T
FB-101 AE (4) (TV-1,2)	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE TEGHO 1:30	CAP(MBL)= 55 (4)
GA-101 AB/2R	BOMBA DE TRASEGO A PLANTA DESHIDRATADORA	5225 LPM x 1.1 ΔP= 7.4 kg/cm ²
GA-102 AB/2R	BOMBA DE TRASEGO A PLANTA DESHIDRATADORA	6665 LPM x 1.1 ΔP= 7.4 kg/cm ²
GA-103/R	BOMBA DE TRASEGO A PLANTA DESHIDRATADORA	518 LPM x 1.1 ΔP= 12.4 kg/cm ²
GA-104 AB/R	BOMBA DEL HORNO	5403 LPM x 1.2 ΔP= 5.1 kg/cm ²
GA-105 AD/R	BOMBA DE ACEITE	5819 LPM x 1.1 ΔP= 22.8 kg/cm ² (14)
GA-106/R	BOMBA DE TRASEGO	5619 LPM x 1.1 ΔP= 3.6 kg/cm ²
GA-107 AC/R	BOMBA DEL INTERCAMBIADOR LATERAL	9936 LPM x 1.1 ΔP= 3.6 kg/cm ²

NOTAS:

- 1.- PRESION EN kg/cm² max. TEMPERATURA EN °C.
- 2.- NORMALMENTE SIN FLUJO.
- 3.- LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR EQUIPO.
- 4.- EQUIPO EXISTENTE. CLAVE ORIGINAL INDICADA ENTRE PARENTESIS.
- 5.- VALVULA MEZCLADORA.
- 6.- A TRATAMIENTO PARA INYECCION A POZOS.
- 7.- REQUERIMIENTO DE PROCESO.
- 8.- LA CONTRATISTA DEBERA VALIDAR LA INGENIERIA MOSTRADA.
- 9.- INDICA VIBORIZACION EN % PESO.
- 10.- TENTATIVAS A DEFINIR POR EL PROVEEDOR.
- 11.- ARREGLO DE EQUIPAMENTOS: DOS TRINCES DE CAMBIADORES CONECTADOS EN PARALELO CON NUEVE CUERPOS EN SERIE CADA UNO. INSTALADOS EN FORMA ESTACADA.
- 12.- LAS ESPECIFICACIONES DE SALIDA DEL CRUDO DESHIDRATADO DEBERAN SER 0.1 % VOL. DE AGUA Y SEDIMENTOS Y 5.0 lb/BBL. DE SALINIDAD MAXIMO. LA PUR DEL CRUDO ESTABILIZADO DEBERA SER DE 6.5. PSIA.
- 13.- VALOR A EVALUAR POR LA COMPAÑIA EN FUNCION DEL ANALISIS DEL CRUDO.
- 14.- ΔP max.= 32.0 kg/cm²
- 15.- DEBERA INDICAR CONTENIDO DE AGUA.
- 16.- CARGA TERMICA TOTAL.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

4

89

OPTIMIZACIÓN Y MODERNIZACIÓN BATERIA CENTRAL SAMARIA II PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION REGION SUR PROYECTO PEMEX: PEMEX-UNAM-1										UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO MAESTRIA EN INGENIERIA DE PROYECTOS			
INICIADO EL: _____ APROBADO: _____ FECHA: _____										DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO AREA DE PRODUCCION BATERIA CENTRAL SAMARIA II			
ESCALA: ACOT. DE: _____										E-UNAM-00011 REV. 0			
REV.	DESCRIPCION	DB.	DI.	VER.	ING. OSORIO	JEFE. IRONIA	JEFE. DEPTO.	JEFE. DIV.	JEFE. PRY.	JEFE. Y. FECHA	REG.	VILLAHERROSA, TAB. CONT. UNAM-1 MEXICO	

IV.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

IV.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

1.0 INTRODUCCIÓN.

La Batería Central Samaria II está diseñada para procesar una mezcla de crudo, gas y agua proveniente de pozos de baja presión de los campos Samaria Cretácico - Íride y otra de superbaja presión del campo Samaria terciario; una corriente de gas en baja presión y una mezcla de corrientes líquidas provenientes de las Baterías Periféricas de Oxiacaque, Íride, Cunduacán, Samaria III y Carrizo. La capacidad de la planta considera el recibo de 208,000 BPD de crudo, 5596 Mm³/D a 15.5° C y 1 ATM. (200 MMPCSD) de gas y 41,600 BPD de agua libre máximo. Como resultado del procesamiento se obtienen como productos: Crudo Estabilizado y Gas Amargo.

2.0 ÁREA DE PRODUCCIÓN (Dib. de Referencia: E-UNAM-00011).

El área de producción está constituida por las secciones siguientes: Separación, Deshidratación-Desalado, Estabilización y Almacenamiento.

2.1 Sección de Separación.

La mezcla de pozos de baja presión del campo Samaria Cretácico e Íride constituida por 90326 BPD de crudo, 3487 Mm³/D a 15.5°C y 1 ATM (123 MMPCSD) de gas y 13,069 BPD de agua, a 6.0 kg/cm² man. y 48°C se recibe en L.B. y se alimenta al Separador Trifásico de Baja Presión, FA-101AB, en donde la mezcla crudo, gas y agua se separan en tres fases. La fase gaseosa se envía, a través de un controlador de presión, al área de compresión; la fase acuosa, a control de nivel, se envía a tratamiento para su inyección a pozos. La fase líquida de hidrocarburos (crudo) se extrae por medio de la Bomba de Trasiego a Planta Deshidratadora, GA-101AB/2R.

La mezcla de las Baterías Periféricas de Oxiacaque, Íride, Cunduacán, Samaria III y Carrizo constituida por 117,365 BPD de crudo, 12,183 BPD de agua, a 6.0 kg/cm² man. y 33°C en L.B., se reciben en el Separador bifásico de Baja Presión, FA-102AB, en donde la mezcla crudo-agua se separa en dos fases. La presión de este tanque se establece mediante la inyección de gas combustible. La fase acuosa se envía a control de nivel a tratamiento. La fase de hidrocarburos (crudo) se extrae a control de nivel por medio de la Bomba de Trasiego a Planta

deshidratadora, GA-102AB/2R y se integra con el hidrocarburo proveniente del separador, FA-101AB.

La mezcla de pozos de superbaja presión del campo Samaria Terciario constituida de 4618 BPD de crudo, 123 Mm³/D a 15.5°C y 1 ATM (4.3 MMPCSD) de gas, a 1.0 kg/cm² man. y 30°C en L.B. se recibe, en el Separador Bifásico del Terciario, FA-103, en donde la mezcla se separa en dos fases. La fase gaseosa se envía, a control de presión, al sistema recuperador de vapores, y la fase de hidrocarburos (crudo) se recupera a control de nivel, para su envío, por medio de la Bomba de trasiego a Planta deshidratadora, GA-103/R.

2.2 Sección de Deshidratación-Desalado.

Las corrientes de crudo separadas en los tanques FA-101AB, FA-102AB y FA-103 se integran y envían al Deshidratador Electroestático, FA-104AC. Antes de entrar al deshidratador el crudo es mezclado primero, con desemulsificante (para ayudar a la deshidratación), después se precalienta en los Intercambiadores Crudo-aceite, EA-101AB.

En el deshidratador FA-104AC, que opera a 11.7 kg/cm² man. y 52°C, se separa el agua y se envía, a control de nivel, a tratamiento para inyección de pozos, mientras que el crudo deshidratado se envía al Desalador Electroestático, FA-106AC, el cual opera a 9.0 kg/cm² man. y 52°C. Previamente el crudo es mezclado con desemulsificante y después se mezcla con el agua de lavado proveniente de L.B. a 13.4 kg/cm² man. y 25°C. Esta se precalienta con crudo estabilizado en el Intercambiador agua-aceite, EA-103AB. Una vez integradas las corrientes pasan a la válvula mezcladora, que permite asegurar un contacto suficiente y finalmente se alimenta al Desalador, FA-106AC.

El agua de desalado se envía, a control de nivel, a tratamiento para inyección de pozos y el crudo deshidratado y desalado se alimenta al plato No. 1 de la Torre Estabilizadora DA-101.

2.3 Sección de Estabilización.

La torre opera a 6.6 kg/cm² man. y 55°C en el domo y tiene por objeto separar los butanos y más ligeros del crudo para conferirle a éste la presión de vapor requerida por su especificación. Los vapores del domo de la torre se extraen a control de presión y se mezclan con los gases de los separadores, FA-101AB y de la sección de recuperación de vapores, para enviarse al área de compresión a 5.0 kg/cm² man. y 48°C.

En el plato chimenea de la torre se separa el agua residual, la cual se acumula en el Tanque Colector de Agua, FA-106, y se envía a tratamiento a control de nivel de interfase en el mismo tanque. Dentro de la torre este plato permite acumular líquido para la extracción lateral y adicionalmente, mediante una charola de extracción acumular hidrocarburo-agua. En ésta la separación no es muy eficiente, pero sí permite remover agua para asegurar la operación adecuada de la torre. Desde la charola hasta el tanque, FA-106, está presente la fase de hidrocarburo líquido y el agua segregada pasará, por gravedad, hasta la fase acuosa del tanque.

El producto de fondos ($7.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man. y } 197^\circ\text{C}$) se extrae, a control de nivel de la columna, por medio de las Bombas de aceite GA-105AD/R y se entrega en L.B. a $26 \text{ kg/cm}^2 \text{ man. y } 52^\circ\text{C}$ para su envío a Nuevo Teapa. En su recorrido del fondo de la torre a las bombas, el crudo estabilizado lleva a cabo varios intercambios de calor, recuperando energía en el Intercambiador Lateral de la Torre Estabilizadora, EA-102AQ, el Intercambiador Crudo-aceite, EA-101AB y el Intercambiador de Calor agua-aceite, EA-103AB. Finalmente, se lleva a cabo un enfriamiento, para acondicionar el Crudo Estabilizado para su transporte, en el Enfriador de Aceite, EC-101AB. En caso de que algún evento impida el envío del Crudo estabilizado a Nuevo Teapa, se enviará al Tanque de Almacenamiento de Techo Fijo, FB-101AB. Una vez restablecida la operación normal, por medio de las Bombas de Trasiego, GA-106/R, se envía el aceite de estos tanques a la succión de las bombas GA-105AD/R.

Por medio de la Bomba del Horno, GA-104AB/R, se envía una parte del producto de fondos al Calentador a Fuego Directo (Horno), BA-101, entregando la mezcla efluente a 281°C y con 9.6% de vaporización en peso, en la parte inferior de la columna. Del plato chimenea localizado entre los platos 8 y 9 se extrae una corriente que, por medio de la Bomba del Intercambiador Lateral, GA-107AC/R, se envía al Intercambiador Lateral de la Torre Estabilizadora, EA-102AQ, incrementando su temperatura de 86°C a 160°C . Esta operación tiene la finalidad de recuperar calor de la corriente de fondos y con ello disminuir la carga térmica del rehervidor, BA-101.

IV.4 LISTA DE EQUIPO

IV.4 LISTA DE EQUIPO

Clave	Descripción	Características (1) (3)
CALENTADORES		
BA-101	Calentador a fuego directo (Horno)	Q=27,467 Mkal/hr x 1.15
TORRES		
DA-101	Torre Estabilizadora de Crudo	5,029 mm D.I. x 5,791 mm D.I. x 26,518 mm L _{T,T}
CAMBIADORES		
EA-101 AB	Intercambiador de calor crudo-aceite	Q= 7,187 Mkal/hr x 1.1 (4)
EA-102 AQ	Intercambiador Lateral de Torre Estabilizadora	Q= 64,512 Mkal/hr x 1.1 (4)
EA-103 AB	Intercambiador de calor agua-aceite	Q= 1,927 Mkal/hr x 1.1 (4)
EC-101 AB	Enfriador de aceite	Q= 17,718 Mkal/hr x 1.1 (4)
RECIPIENTES		
FA-101 AB	Separador Trifásico de Baja Presión	3,353 mm D.I. x 13,411 mm L _{T,T}
FA-102 AB	Separador Bifásico de Baja Presión	3,353 mm D.I. x 12,192 mm L _{T,T}
FA-103	Separador Bifásico del Terciario	2,134 mm D.I. x 3,048 mm L _{T,T}
FA-104 AC	Deshidratador Electrostático	4,267 mm D.I. x 18,288 mm L _{T,T}
FA-105 AC	Desalador Electrostático	4,267 mm D.I. x 18,288 mm L _{T,T}
FA-106	Tanque Colector de Agua	610 mm D.I. x 1,829 mm L _{T,T}
TANQUES		
FB-101 AB (TV-1,2)	Tanque de Almacenamiento de techo fijo	CAP [MBL] = 55 (2)
BOMBAS		
GA-101 AB/2R	Bomba de Tasego a Planta Deshidratadora	5,225 LPM X 1.1 $\Delta P=7.4 \text{ kg/cm}^2$
GA-102 AB/2R	Bomba de Tasego a Planta Deshidratadora	6,665 LPM X 1.1 $\Delta P=7.4 \text{ kg/cm}^2$
GA-103/R	Bomba de Tasego a Planta Deshidratadora	515 LPM X 1.1 $\Delta P=12.4 \text{ kg/cm}^2$
GA-104 AB/R	Bomba del Horno	5,403 LPM X 1.1 $\Delta P=5.1 \text{ kg/cm}^2$
GA-105 AD/R	Bomba de Aceite	5,919 LPM X 1.1 $\Delta P=22.9 \text{ kg/cm}^2$
GA-106/R	Bomba de Trasiego	5,919 LPM X 1.1 $\Delta P=3.8 \text{ kg/cm}^2$
GA-107 AC/R	Bomba del Intercambiador Lateral	9,936 LPM X 1.1 $\Delta P=3.6 \text{ kg/cm}^2$

Notas:

- (1) Las características están dadas por equipo.
- (2) Equipo existente. Clave original indicada entre paréntesis.
- (3) Requerimiento de proceso.
- (4) Carga térmica total.

IV.5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

IV.5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Número de corriente	1	2	3	4	5	6	7	8
Descripción	Cretásico	Periféricas	Terciario	Agua de lavado	Gas a recuper. de vapor	Crudo Estabilizado a Nuevo Teapa	Gas de B.P. a compresión	Agua a tratamiento
Fase	Mezcla	Mezcla	Mezcla	Agua	Vapor	Líquido	Vapor	Agua
Composición %mol								
H ₂ O	36.209	59.315	45.638	100.000	2.112	0.056	1.632	100.000
CO ₂	0.854	0.043	0.126	0.000	0.337	0.000	1.819	0.000
H ₂ S	0.564	0.089	0.000	0.000	0.000	0.075	1.210	0.000
N ₂	0.454	0.015	0.738	0.000	1.995	0.000	0.958	0.000
Metano	33.675	0.984	30.145	0.000	81.207	0.000	70.883	0.000
Etano	5.202	0.643	2.031	0.000	5.347	0.033	11.503	0.000
Propano	3.360	1.055	0.831	0.000	2.047	2.148	6.415	0.000
i-Butano	0.564	0.334	0.170	0.000	0.371	0.826	0.876	0.000
n-Pentano	1.591	1.192	0.470	0.000	0.941	2.993	2.215	0.000
i-Pentano	0.686	0.775	1.073	0.000	1.554	2.068	0.656	0.000
n-Pentano	0.776	0.995	0.339	0.000	0.427	2.583	0.643	0.000
Hexano (+)	16.065	34.560	18.440	0.000	3.661	89.218	1.191	0.000
	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000
Flujo, lbmol/hr	29316	16661	1288	8800	476	11790	14161	29846
Flujo, kgmol/hr	13390	7556	584	3991	216	5347	6422	13536
lb/hr	1620734	1651188	69808	158524	10496	2626304	329535	537683
Flujo Std, Bbl/hr	6658.7	5397.8	273.1	452.9	80.7	8689.1	2568.0	1536.2
Temperatura, °C	48	33	30	25	52	52	48	46
Presión, Kg/cm ² m	6.0	6.0	1.0	13.4	5.0	26.0	5.0	3.5
Peso Molecular	55.29	99.10	54.18	18.01	22.05	222.75	23.23	18.01
Entalpia, MMBtu/hr	104.81	38.76	2.98	7.23	1.76	94.72	57.70	44.02
Btu/lb	64.67	23.47	42.75	45.61	168.14	36.07	169.70	81.87
Fracción Mol Líquido	0.539	1.000	0.631	1.000	0.000	1.000	0.000	1.000
Factor Acentrico	0.247	0.436	0.273	0.348	0.044	0.580	0.052	0.348
Densidad Std. Líquido, Lb/ft ³	43.4	54.5	45.5	62.3	23.2	53.8	23.6	62.3
Gravedad esp.	0.695	0.874	0.730	1.000	0.371	0.863	0.378	1.000
°API	72.063	30.474	62.363	10.063	249.584	32.428	242.699	10.063

Ver Apéndice B.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

IV.6 INFORMACIÓN COMPLEMENTARIA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

DATOS DE PROCESO PARA DISEÑO DE TUBERIAS Y ESPECIFICACION DE INSTRUMENTOS

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

PROY. PEMEX-UNAM. 1
HOJA 1 DE

CLIENTE: PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION
SECCION: PRODUCCION

PLANTA: BATERIA CENTRAL SAMARIA II
REFERENCIA: DIB. NO. UNAM. 00011

NUMERO DE CORRIENTE	SERVICIO	FASE	FLUJO			PRESION			TEMPERATURA			OBSERVACIONES
			MAX	NOR	MIN	MAX	NOR	MIN	MAX	NOR	MIN	
1	MEZCLA DE POZOS DE BAJA PRESION SAMARIA II (CRETACICO) E IRIDE	L/V	1661755	1620734	972440	100	86	64	137	119	86	
2	CRUDO-AGUA DE BATERIAS PERIFERICAS (IRIDE, OXIACAQUE, CUNDUACAN, SAMARIA III Y CARRIZO)	L	1651188	1651188	990696	100	86	57	104	92	92	
3	MEZCLA DE POZOS DE SAMARIA TERCARIO	L/V	74840	69808	19567	29	15	7	100	86	77	
4	AGUA DE LAVADO	L	159786	159524	96524	196	191	191	77	77	72	
5	CRUDO ESTABILIZADO A INTERCAMBIADOR EA-101 AB.	L	2507062	2494989	1313153	15	9	7	100	86	77	
6	CRUDO ESTABILIZADO A NUEVA TEAPA	L	3213678	2826304	1571139	470	370	285	126	125	118	
7	GAS DE BAJA PRESION A COMPRESION SAMARIA II	V	377041	329536	180801	81	71	57	136	118	88	
8	AGUA A TRATAMIENTO	L	544322	537683	320207	71	50	42	123	114	101	
9	GAS DE VALVULA DE CONTROL DE PRESION A RECUPERADORA DE VAPOR	L	2375747	2363874	1181838	100	74	41	210	210	207	
10	GAS DE FA-101 AB	V	357206	311593	169053	100	86	64	137	119	86	
11	CRUDO DE BOMBA GA-101 AB/2R	L	1157933	1150902	706670	205	191	186	137	119	86	
12	CRUDO DE VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DE FA-101 AB	L	1157933	1150902	706670	191	186	167	137	119	86	
13	AGUA DE FA-102 AB	L	151018	151018	90638	100	86	57	104	92	82	
14	CRUDO DE FA-102 AB	L	1500170	1500170	900059	100	86	57	104	92	82	
15	CRUDO DE BOMBA GA-102 AB/2R	L	1500170	1500170	900059	205	191	167	104	92	82	
16	CRUDO DE VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DE FA-102 AB	L	1500170	1500170	900059	195	186	167	104	92	82	
17	CRUDO DE FA-103	L	61851	59312	16936	29	15	7	100	86	77	
18	GAS DE FA-103 A VALVULA DE CONTROL DE PRESION	V	12989	10496	2631	29	15	7	100	86	77	
19	CRUDO DE BOMBA GA-103/R	L	61851	59312	16936	205	191	167	100	86	77	
20	CRUDO DE VALVULA DE CONTROL DE NIVEL FA-103	L	61851	59312	16936	195	186	167	100	86	77	
21	CRUDO DE BOMBAS GA-101 AB/2R Y GA-102 AB/2R.	L	2656298	2651072	1606729	195	186	167	119	104	84	
22	CRUDO DE BOMBAS GA-101 AB/2R Y GA-102 AB/2R Y GA-103/R A DESHIDRATACION Y DESALADO.	L	2718149	2710383	1623685	195	186	167	118	103	84	
23	AGUA DE LAVADO DE FA-103 AB Y VALVULA DE CONTROL DE TEMPERATURA A VALVULA MEZCLADORA	L	159786	158624	96524	175	175	167	126	125	125	
24	CRUDO A VALVULA MEZCLADORA	L	2810666	2803076	1684151	175	175	167	126	125	124	
25	CRUDO A EA-101 AB.	L	2391350	2385137	1515763	195	186	167	118	103	84	
26	CRUDO A FA-105 AC.	L	2810666	2803076	1684151	142	128	128	126	125	125	
27	CRUDO DE FA-105 AC.	L	2653409	2647071	1589201	142	128	128	126	125	125	
28	AGUA DE FA-108 AC.	L	157257	156005	94950	142	128	128	126	125	125	

REVISION:	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA								
ELAB. POR:								
APROB. POR:								

- NOTAS:
- 1) NORMALMENTE SIN FLUJO.
 - 2) FLUJO INTERMITENTE.
 - 3) DIMENSIONES CON DIAMETRO MINIMO.



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

CLIENTE: PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION
SECCION: PRODUCCION
PLANTA: BATERIA CENTRAL SAMARIA II
REFERENCIA: DIB. NO. UNAM. 00011

NUMERO DE CORRIENTE	SERVICIO	FASE	FLUJO			PRESION			TEMPERATURA			OBSERVACIONES
			Lb/h			Psig			°F			
			MAX	NOR	MIN	MAX	NOR	MIN	MAX	NOR	MIN	
29	CRUDO A DA-101.	L	2653409	2647071	1589201	96	94	61	126	125	125	
30	GAS DE DA-101.	V	17940	17942	11748	111	94	61	135	131	125	
31	CRUDO ESTABILIZADO DE DA-101.	L	26239012	2626304	1571139	116	99	66	402	387	343	
32	CRUDO ESTABILIZADO DE EA-102 AQ A EA-101AB Y EA-103AB	L	2639012	2626304	1571139	100	74	41	210	210	207	
33	CRUDO DE DA-101 A BOMBA GA-107 AC/R	L	3004051	3004051	1735557	112	96	63	205	187	156	
34	CRUDO DE GA-107 AC/R A EA-102 AQ.	L	3004051	3004051	1735557	164	147	113	205	187	156	
35	CRUDO DE EA-102 AQ A VALVULA DE CONTROL.	L/V	3004051	3004051	1735557	124	107	73	334	320	283	
36	CRUDO DE VALVULA DE CONTROL A DA-101.	L/V	3004051	3004051	1735557	114	97	63	335	319	283	
37	CRUDO DE DA-101 A GA-104 ABR.	L	1048076	1048770	631108	116	99	66	402	387	343	
38	CRUDO DE GA-104 ABR A VALVULA DE CONTROL.	L	1048076	1048771	631108	186	169	136	402	387	343	
39	CRUDO DE VALVULA DE CONTROL A BA-101.	L	1048076	1048772	631108	176	159	126	402	387	343	
40	CRUDO DE BA-101 A TORRE DA-101.	L/V	1048076	1048773	631108	116	99	66	550	538	531	
41	CRUDO A VALVULA DE CONTROL DE TEMPERATURA.	L	543630	325246	324733	195	186	167	118	103	84	
42	CRUDO DE EA-101 AB.	L	2391350	2385137	1515763	185	176	157	129	129	136	
43	CRUDO ESTABILIZADO DE EA-101 AB.	L	2375747	2363674	1181838	80	64	31	198	185	165	
44	CRUDO DE VALVULA DE CONTROL DE TEMPERATURA.	L	543630	325246	324733	185	176	157	118	103	84	
45	CRUDO DE EA-101 Y VALVULA DE CONTROL.	L	2718149	2710383	1623685	176	175	168	126	125	118	
46	CRUDO ESTABILIZADO DE EC-101 AB A GA-105 ADR.	L	2639012	2626304	1571139	80	54	21	126	125	125	
47	CRUDO ESTABILIZADO DE GA-105 ADR.	L	3213678	2626304	1571139	480	380	295	126	125	118	
48	GAS DE VALVULA DE CONTROL DE PRESION DEL FA-101 AB.	V	359101	311593	169053	81	71	57	136	118	85	
49	GAS DE FA-101 AB Y TORRE DA-101 A COMPRESION	V	377041	329535	180801	81	71	57	136	118	88	
50	GAS DE VALVULA DE CONTROL DE PRESION DE TORRE DA-101	V	17940	17942	11748	81	71	57	133	129	125	
51	AGUA DE FA-101 AB.	L	166219	162003	96869	100	86	64	137	119	86	
52	CRUDO DE FA-101 AB.	L	1157933	1150902	706670	100	86	64	137	119	86	
53	AGUA DE VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DE FA-101 AB A TRATAMIENTO.	L	166219	162003	96869	71	50	42	137	119	86	
54	AGUA DE VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DE FA-102 AB A TRATAMIENTO.	L	151018	151018	90638	71	50	42	104	91	82	
55	AGUA DE FA-101 AB Y FA-102 AB A TRATAMIENTO.	L	317147	313022	187507	71	50	42	121	105	84	
56	AGUA DE VALVULA DE CONTROL DEL FA-105 AC A TRATAMIENTO.	L	157257	156005	94950	71	50	42	126	125	125	
57	AGUA DE TORRE DA-101 A FA-106.	L	2825	2825	1712	112	96	63	205	187	156	

NOTAS:
1) NORMALMENTE SIN FLUJO.
2) FLUJO INTERMITENTE.
3) DIMENSIONES CON DIAMETRO MINIMO.

REVISION:	0	1	2	3	4	5	6	7	8
FECHA:									
ELAB. POR:									
APROB. POR:									



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

DATOS DE PROCESO PARA DISEÑO DE TUBERIAS Y ESPECIFICACION DE INSTRUMENTOS

PROY: PEMEX-UNAM-1
HOJA 1 DE

CLIENTE: PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION
SECCION: PRODUCCION
PLANTA: BATERIA CENTRAL SAMARIA II
REFERENCIAL: DIB. NO. UNAM-00011

NUMERO DE CORRIENTE	SERVICIO	FASE	FLUJO		PRESION			TEMPERATURA			OBSERVACIONES	
			MAX	NOR	MAX	NOR	MIN	MAX	NOR	MIN		
58	LIQUIDOS DE PRIMERA ETAPA DE COMPRESION.	L	19606	3767	153	64	85	100	130	125	118	
59	MEZCLA DE POZOS A FA-101 AB.	L/V	1681361	1624501	972593	64	86	100	137	119	86	
60	AGUA DE VALVULA DE CONTROL DE FA-106 A TRATAMIENTO.	L	2825	2825	1712	42	50	71	136	131	128	
61	AGUA DE FA-104 AC, FA-105 AC Y FA-106 A TRATAMIENTO.	L	227175	224662	132700	42	50	71	126	125	125	
63	CRUDO ESTABILIZADO A EA-102 AQ.	L	2506925	2506925	1571139	86	100	102	402	387	343	
65	CRUDO ESTABILIZADO DE EA-102 AQ.	L	2639012	2626306	1571139	42	74	76	210	210	207	
67	CRUDO DESHIDRATADO DE FA-104 AC A VALVULA DE CONTROL.	L	2650880	2644552	1587627	176	176	176	126	125	125	
68	CRUDO DE VALVULA DE CONTROL DE FA-104 AC A VALVULA MEZCLADORA.	L	2650880	2644552	1587627	167	162	167	126	125	125	
69	AGUA DE FA-104 AC A VALVULA DE CONTROL DE NIVEL.	L	67270	66831	36038	176	176	176	126	125	125	
70	CRUDO ESTABILIZADO A EA-103AB.	L	262630	262630	78557	41	74	91	210	210	208	
71	CRUDO ESTABILIZADO DE EA-103AB.	L	262630	262630	78557	81	64	81	92	92	90	
72	CRUDO ESTABILIZADO DE EC-101 AB Y EA-103AB.	L	2639012	2626304	1571139	31	64	90	196	183	161	
73	AGUA DE VALVULA DE CONTROL A EA-103AB	L	159786	158524	95524	185	185	190	77	77	72	
74	AGUA DE LAVADO A EA-103AB.	L	143907	142672	86872	175	185	190	77	77	72	
75	AGUA DE LAVADO DE EA-103AB A VALVULA MEZCLADORA.	L	143907	142672	86872	180	175	180	130	128	121	
76	AGUA DE LAVADO A VALVULA DE CONTROL DE TEMPERATURA.	L	15979	15652	9652	185	185	190	77	77	72	
77	AGUA DE LAVADO DE VALVULA DE CONTROL A VALVULA MEZCLADORA.	L	15979	15652	9652	180	175	180	77	77	72	
78	AGUA DE VALVULA DE CONTROL DE FA-104 AC A TRATAMIENTO.	L	67270	66832	36038	42	50	71	126	125	125	
79	AGUA DE FA-105 AC Y FA-106 A TRATAMIENTO	L	159906	158830	96662	42	50	71	126	125	125	

NOTAS:
1) NORMALMENTE SIN FLUJO.
2) FLUJO INTERMITENTE.
3) DIMENSIONES CON DIAMETRO MINIMO.

REVISION
FECHA
ELAB. POR:
APROB. POR:

8
7
6
5
4
3
2
1
0

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

IV.7 CRITERIOS DE DISEÑO

- 1.0 CARGA A LA PLANTA
- 2.0 CAPACIDAD Y FLEXIBILIDAD
- 3.0 CRITERIOR DE SOBREDISEÑO
- 4.0 ACCIONADORES Y EQUIPO DE RELEVO
- 5.0 DISEÑO TÉRMICO
- 6.0 INTEGRACIÓN CON OTRAS PLANTAS
- 7.0 CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPOS

IV.7 CRITERIOS DE DISEÑO.

La instalación Batería Central Samaria II, se diseñó con base a los siguientes criterios generales, derivados de los requerimientos que se muestran en las Bases de Diseño correspondientes.

El diseño se realizó manteniendo los principios básicos de conservación y recuperación de energía, seguridad, minimización de efluentes contaminantes, flexibilidad operacional y facilidad de operación y mantenimiento.

El alcance en el diseño de las instalaciones consideró la modernización de las mismas, con la finalidad de aportar la cuota de crudo correspondiente y cumplir en parte, con los niveles de producción global de crudo en la región sur del país. Para lograr lo anterior, se utilizó al máximo la infraestructura existente de las instalaciones y se definió el equipo adicional necesario para así satisfacer los requerimientos de capacidad y condiciones de operación. De esta manera, se estableció en las Bases de Diseño que en el área de producción se procesarían dos corrientes de crudo-gas-agua y una de crudo-agua, dos de ellas en baja presión y una en superbaja presión, provenientes de pozos de los campos Samaria Cretácico e Íride, de las Baterías Periféricas de Oxiacaque, Íride, Cunduacán, Samaria III y Carrizo, y de pozos del campo Samaria Terciario, respectivamente. Como resultado de estas corrientes se obtienen como productos principales, crudo estabilizado que se envía a Nuevo Teapa para su distribución, gas de baja presión que se envía a compresión.

Las especificaciones de los productos para el diseño de la planta son la obtención de crudo con una presión de vapor Reid (PVR) de 6.5 PSIA máx., 0.1% máx. Volumen de agua libre y 5.0 libras de sal máximo por cada mil barriles de crudo (5 PTB máx.).

El equipo existente a utilizar es el siguiente: Tanques de Almacenamiento de Techo Fijo, FB-101AB (TV-1,2). De estos equipos, los tanques de almacenamiento se verificaron preliminarmente y cumplen con los requerimientos básicos del proceso. Sin embargo, para garantizar que se lleva a cabo una operación eficiente y segura, se requiere aplicar algunas recomendaciones técnicas que deberán verificarse.

Los internos de alta eficiencia de todos los separadores nuevos así como las unidades de contacto de la torre estabilizadora, son responsabilidad del proveedor.

Enseguida se indican los puntos relevantes considerados para el diseño de los equipos del área de producción de la Batería Central Samaria II.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1.0 CARGA A LA PLANTA.

La Batería Central Samaria II está diseñada para procesar eficientemente las alimentaciones con las características señaladas en Bases de Diseño.

2.0 CAPACIDAD Y FLEXIBILIDAD.

2.1 CAPACIDAD.

2.1.1 PRODUCCION.

Diseño.

La capacidad de diseño de esta sección es de 208,500 BPD de crudo y el contenido máximo de agua libre es de 41,600 BPD.

Normal.

La capacidad normal de esta sección es igual a la de diseño.

Mínimo.

La capacidad mínima de esta sección es de 125,000 BPD de crudo. El contenido mínimo de agua libre es de 13,000 BPD.

2.2 FLEXIBILIDAD.

La Batería Central Samaria II contará con un compresor de relevo para el paquete de aire de instrumentos.

Como respaldo de energía eléctrica se contará con un generador de emergencia para los puntos críticos de la planta.

3.0 CRITERIOS DE SOBREDISEÑO.

Con el objeto de satisfacer los requerimientos de capacidad se utilizaron márgenes de seguridad estándar de ingeniería para la verificación y dimensionamiento de equipos, líneas y accesorios, de acuerdo a la certidumbre de las mejores correlaciones disponibles para la predicción de su comportamiento.

En general se consideró para las bombas un sobrediseño del 10% respecto al flujo de diseño.

La bomba del horno GA-104AB/R, tiene sobrediseño del 20%, lo anterior se deriva de que el Calentador a Fuego Directo, BA-101, siendo el equipo crítico para la estabilización del crudo, tiene un sobrediseño del 15% en carga térmica y en flujo, lo que le permite tener flexibilidad de continuar su operación ante diversas eventualidades.

El Intercambiador Lateral de la Torre Estabilizadora, EA-102AQ, tiene un sobrediseño del 10% en el área de transferencia de calor. Esto tiene como finalidad que cuando uno de los cuerpos salga de operación (por mantenimiento o falla), la operación continúe a la capacidad de diseño de la batería, operando en conjunto los cuerpos restantes y el rehervidor, utilizando éste su capacidad de sobrediseño.

Los demás intercambiadores de calor del área de producción tienen un sobrediseño del 10% con respecto a la carga térmica.

En General, el sobrediseño especificado en el equipo de proceso, así como el respaldo en el equipo motriz, permite operar con un factor de servicio de 1.0.

4.0 ACCIONADORES Y EQUIPOS DE RELEVO.

Se revisaron y seleccionaron los accionadores y equipos de relevo que permiten cumplir con el factor de servicio de la batería, de acuerdo a la información estadística de fallas y análisis de probabilidades de problemas simultáneos que conducen al paro de la planta.

Con base a lo anterior se consideran el siguiente lineamiento:

- Para cada servicio se utiliza una bomba de relevo, con excepción de las bombas GA-101AB/2R y GA-102AB/2R, donde a solicitud de PEP cada separador trifásico FA-101AB y FA-102AB tienen su bomba de trasiego con su respectivo relevo. Los accionadores seleccionados son motores eléctricos, con excepción del relevo de las bombas contraincendio, el cual es un motor de combustión interna que utiliza diesel como combustible.
- Las bombas tienen cabezales comunes de succión y descarga.

5.0 DISEÑO TÉRMICO.

Las secciones de intercambio de calor del área de producción de la Batería Central Samaria II, se diseñaron de acuerdo al mejor arreglo de los equipos de intercambio térmico que permiten minimizar el consumo de energía externa, mediante el aprovechamiento de la energía de las corrientes de proceso.

Su utilización en esta forma está sujeta a los niveles de la temperatura y aquellos arreglos que permiten la optimización en cuanto a la recuperación de calor y área de transferencia requerida.

En el caso del la corriente caliente del fondo de la torre estabilizadora que requiere enfriamiento, se utilizó para precalentar las corrientes de proceso frías, alimentación a la torre y extracción lateral de la misma, para finalmente llevar a cabo su enfriamiento con aire.

6.0 INTEGRACIÓN CON OTRAS PLANTAS.

El diseño de la Batería Central Samaria II consideró su integración con otras baterías. A continuación se muestra la procedencia de las alimentaciones y destino de los productos:

ALIMENTACIÓN	PROCEDENCIA
Mezcla de Pozos (Baja Presión).	Pozos Samaria Cretácico e Íride.
Mezcla de Baterías Periféricas (Baja Presión)	Baterías Periféricas
Mezcla de Pozos (Superbaja Presión)	Pozos Samaria Terciario.
Agua de lavado de crudo	Pozos de captación (Responsabilidad de PEP).

PRODUCTOS	DESTINO
Crudo estabilizado	Nuevo Teapa
Gas Amargo	Compresión
Agua Residual de formación.	Inyección a Pozos

7.0 CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPOS.

7.1 ÁREA DE PRODUCCIÓN.

7.1.1 SECCIÓN DE SEPARACIÓN.

En esta sección se utilizan equipos nuevos para separar las mezclas provenientes de pozos de baja o superbaja presión. Se tendrán separadores trifásicos de alta eficiencia que contarán con internos tipo "vane" de acero inoxidable para llevar a cabo una separación gas-líquido con una eficiencia mínima de remoción de partículas del 99% con un tamaño de 8-10 micrones y mayores y con internos tipo mallas coalescedoras, para llevar a cabo una separación líquido-líquido con una eficiencia mínima del 95%.

Estos separadores se diseñaron para incluir internos de alta eficiencia por lo que su tiempo de residencia es sólo el mínimo para una separación por decantación.

7.1.2 SECCIÓN DE DESHIDRATACIÓN-DESALADO.

Esta sección cuenta con tres unidades de deshidratación en serie con tres unidades de desalado de tipo electrostático, que son equipos nuevos de 70 MBPD de capacidad de crudo cada uno.

A partir de esto se obtendrá el crudo con una especificación del 0.1% volumen máximo de agua y 5 PTB máximo de contenido de sal. Las condiciones de presión y temperatura, requeridas para llevar a cabo esta operación, se fijaron de acuerdo a los rangos típicos especificados por los fabricantes de estos equipos para las características del crudo que se procesa, a fin de llevar a cabo una operación eficiente y segura. De esta manera, la temperatura de operación se estableció en 52 °C y la presión de operación se fijó 2 kg/cm² por encima de la presión de vapor del crudo a la temperatura de operación del sistema de deshidratación-desalado, más la presión requerida para vencer la columna de líquido hasta la boquilla de alimentación de la torre de estabilización.

El agua de lavado que se emplea para desalar el crudo que proviene de la etapa de deshidratación se suministra por PEP mediante pozos de captación. Se consideró para el diseño un flujo normal equivalente al 5.0% respecto del flujo de crudo a procesar, y que es el flujo requerido para obtener el crudo con la especificación de salinidad deseada.

Con la finalidad de eliminar la emulsión que se pueda formar entre el crudo y el agua y así contar con un proceso eficiente de deshidratación-desalado, se cuenta con la inyección de desemulsificante químico en la alimentación a los deshidratadores y a los desaladores. El flujo total de inyección a los Deshidratadores y Desaladores es el típico recomendado para este tipo de procesos y es de 0.0017 litros por cada barril de crudo.

7.1.3 SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN.

La estabilización del crudo por medio de una torre es la modificación más importante en el área de producción y todo el equipo utilizado en esta sección es nuevo. Se requiere de la estabilización para eliminar gases ligeros disueltos en el crudo y permitir, de esta manera, el almacenamiento del mismo a presión atmosférica, sin emisiones contaminantes a la atmósfera, por vaporizaciones excesivas, teniendo mayor seguridad en las instalaciones.

Con la finalidad de tener flexibilidad en la capacidad de procesamiento de estabilización de crudo, las unidades de contacto de la torre estabilizadora se seleccionaron del tipo válvula.

Para alcanzar la temperatura y vaporización requeridas en el fondo de la torre estabilizadora, se seleccionó como rehervidor un calentador a fuego directo, que es el medio más adecuado para dar este servicio, dado el nivel de temperatura de operación y considerando que no se dispone de vapor o de un sistema de aceite de calentamiento.

Este equipo se diseñó para que proporcione la carga térmica requerida para procesar el tipo de alimentación que se estableció en las bases de diseño.

A fin de obtener un tamaño adecuado del rehervidor y consumo bajo de gas combustible, el sistema se diseñó para que el calentador a fuego directo proporcione sólo parte de la carga térmica demandada. Para ello se incluyeron dos trenes de intercambiadores de calor en paralelo colocados lateralmente en la torre, que intercambian calor entre la corriente de extracción lateral y la corriente de fondos de la torre. Con esta extracción de calor se aumenta la temperatura del crudo a partir del plato número 9 y se llega al gradiente de temperatura necesario para obtener un producto de fondos con las características requeridas por el proceso.

Se colocó lateralmente a la torre el Tanque colector de Agua, FA-106, que succiona del plato chimenea y que tiene la función de captar el agua que se acumula en este plato. Esto es debido a que, a las condiciones de presión y temperatura de operación de la torre, no se desaloja el agua en fase vapor por el domo, ni en forma líquida por el fondo de la misma, sino hasta haber acumulado un gran volumen en circulación interna. Para reducir esta acumulación se incluyó este tanque, que operará inundado, manteniendo una interfase hidrocarburo-agua. Su diseño toma en cuenta que el volumen de agua a colectar es pequeño ($0.36 \text{ m}^3/\text{h}$ como máximo).

El plato chimenea, por su parte, se diseñó para un tiempo de residencia entre nivel máximo y nivel mínimo, de 1.5 minutos, que es el recomendado en este tipo de servicio cuando el líquido se succiona por bomba.

7.1.4 SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO Y ENVÍO DE CRUDO.

El Enfriador de aceite, EC-101AB, se moduló en dos equipos para tener flexibilidad cuando se requiera darle mantenimiento. Cuando esto se presenta se permite que un equipo siga operando y de esta manera se obtiene una temperatura adecuada del crudo para su envío a Nuevo Teapa o a almacenamiento.

Para la utilización de los Tanques de almacenamiento, FB-101AB (TV-1,2), se tomó en cuenta que su capacidad es equivalente a 21 horas (cuando se opera a la capacidad mínima) en el caso de que el crudo estabilizado no se pueda enviar a Nuevo Teapa.

Por otra parte, para las Bombas de Trasiego, GA-106/R, se tomó en cuenta que pueden integrar el crudo estabilizado de almacenamiento a la succión de las Bombas de aceite, GA-105AD/R, para su envío a Nuevo Teapa en un tiempo aproximado de dos días.

IV.8 FILOSOFÍAS BÁSICAS DE OPERACIÓN

IV.8 FILOSOFÍAS BÁSICAS DE OPERACIÓN.

En este documento se hace mención de las variables y procedimientos involucrados en el proceso que son determinantes para el funcionamiento adecuado de la planta. Se describe en forma básica el modo de controlar las principales condiciones y corrientes, la forma de operar ante situaciones anormales y las operaciones de tipo especial que deben realizarse. En el apartado de operaciones anormales se cubren entre otros aspectos los referentes a contingencias en los equipos principales y en el suministro de carga o alguna otra operación que obligue a modificar el esquema, la capacidad o las condiciones de procesamiento. Las operaciones especiales son aquellas referentes a procedimientos en situaciones que previsiblemente se presentan en forma periódica o que no siendo parte de la secuencia principal del proceso son anexas al mismo, tales como adición de inhibidores de corrosión y desmulsificantes químicos, que son de suma importancia para la conservación de los equipos y tuberías.

Se realizará una descripción de los aspectos más relevantes de los siguientes puntos:

- 1.0 Variables de operación y control de proceso.
- 2.0 Operaciones anormales.
- 3.0 Operaciones especiales.
- 4.0 Procedimientos analíticos de control.

1.0 VARIABLES DE OPERACIÓN Y CONTROL DE PROCESO.

1.1 ÁREA DE PRODUCCIÓN.

1.1.1 Sección de Separación.

Nivel.

En esta sección se tienen separadores trifásicos, en los que es importante el control de nivel, pues así se mantienen las alturas de la fase de hidrocarburos y de la interfase hidrocarburo-agua, las cuales se definieron para dar el tiempo de residencia suficiente para una adecuada separación.

La mezcla de pozos de baja presión del campo Samaria Cretácico e Íride, está formada por tres fases (crudo, gas y agua), y se recibe en el Separador Trifásico de Baja Presión, FA-101AB, en el cual se separan mediante la ayuda de internos de alta eficiencia. El nivel de crudo se mantiene constante por medio de un controlador de nivel, el cual cuando detecta una disminución de nivel manda a

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

cerrar la válvula localizada a la descarga de la bomba GA-101AB/2R y cuando detecte un aumento abrirá para restablecer el nivel normal.

Las bombas que son del tipo centrífugo, reaccionan ante una mayor o menor restricción incrementando o disminuyendo el flujo de hidrocarburos que se succiona del tanque, con lo cual se conserva el nivel adecuado.

Por otro lado, el nivel de interfase entre el agua y el hidrocarburo normal se regula mediante otro controlador el cual manda señal a una válvula que se localiza en la línea de salida del agua y abre o cierra, permitiendo mayor o menor paso de flujo.

La mezcla proveniente de las Baterías Periféricas de Oxiacaque, Cunduacán, Samaria III, Íride y Carrizo, se recibe en dos fases (crudo y agua) en el Separador bifásico de Baja Presión, FA-102AB, en el que se separan mediante la ayuda de internos de alta eficiencia. El nivel de hidrocarburos se mantiene constante de manera similar al del separador FA-101AB, succionando el flujo por medio de la bomba GA-102AB/2R. Por su parte, el control de nivel de interfase entre el agua y el hidrocarburo es semejante al tanque anterior.

La mezcla de pozos de superbaja presión proveniente del campo Samaria Terciario, se recibe en el Separador bifásico del Terciario, FA-103, en el que se separa el gas y el hidrocarburo líquido-agua. Esta operación se efectúa con internos de alta eficiencia. La descarga del hidrocarburo se regula por medio de la válvula que se localiza en la descarga de la Bomba de Trasiego a Planta Deshidratadora, GA-103/R.

Presión.

En esta sección es necesario controlar la presión con la finalidad de mantener una condición de separación en baja o superbaja presión estable, además para que el flujo de hidrocarburos sea constante en la alimentación a la torre estabilizadora.

Con la finalidad de mantener una presión constante de 6.0 kg/cm² man. en los separadores FA-101AB y FA-102AB, estos cuentan con un controlador de presión cada uno, el cual detecta cualquier variación en el tanque. Cuando la presión en el tanque comience a disminuir este control envía señal a una válvula localizada en la línea de salida del gas para cerrar impidiendo la salida de gas del tanque. Esto propiciará la acumulación de gases, lo cual incrementará la presión del tanque. Cuando la presión en el equipo aumenta arriba de lo normal, la válvula abre dejando pasar más gas, reduciendo la acumulación en el separador y restableciendo la presión normal de operación.

Con el fin de mantener una presión constante de 1.0 kg/cm² man. en el Separador bifásico del Terciario, FA-103, se cuenta con un control de presión cuya función

es semejante al del separador FA-101AB, sólo que en este caso los gases son enviados al recuperador de vapores.

En las líneas que conducen el gas de la sección de separación a los módulos de compresión y al recuperador de vapores, existen controles de presión que actuarán cuando exista una contrapresión en el sistema que ocasione que los módulos de compresión o los recuperadores de vapores no puedan comprimir el gas y el aumento de presión resultante pueda ser corregido por los controladores de los separadores. Este sistema enviará el gas amargo a quemador evitando que se alcance un nivel de paro de compresores.

Registadores de flujo.

En la sección de separación existen registradores de flujo, los cuales no se encuentran automatizados para promover una acción correctiva en el proceso, pero si permiten mantener un control y balance de los flujos de entrada y salida en los separadores FA-101AB, FA-102AB y FA-103, llevando a cabo un registro sobre las cantidades en volumen de cada una de estas fases. Estos registradores de flujo se encuentran localizados estratégicamente en las salidas de los separadores de las fases crudo, gas y agua como se muestra en el Diagrama de Flujo de Proceso del Área de Producción y se complementan con los usados en otra sección de la planta.

1.1.2 Sección de Deshidratación-Desalado.

Presión.

La presión es un parámetro que debe cuidarse en esta sección con la finalidad de que sea lo suficientemente alta a fin de evitar la vaporización parcial del crudo, lo cual puede ocasionar problemas de flujo a dos fases en tubería y es una operación no recomendable para la deshidratación-desalado, pues además de ocupar espacio en los equipos, el gas captura el agua y sale junto con el crudo, reduciendo la eficiencia del sistema.

La presión del Deshidratador Electroestático, FA-104AC, es de 11.7 kg/cm² man., la cual se regula por medio de un control que envía señal a una válvula localizada en la línea de salida de crudo deshidratado, que a su vez restringe el paso del flujo abriendo o cerrando de acuerdo a la presión en el deshidratador. Cuando ésta aumenta, la válvula cierra y si la presión disminuye la válvula abre ocasionando mayor o menor acumulación de líquidos en el recipiente.

En el Desalador Electroestático, FA-106AC, la función del control de presión es semejante al FA-104AC, sólo que la presión a ajustar es de 9.0 kg/cm² man. y el crudo desalado se envía a la Torre Estabilizadora, DA-101.

Temperatura.

Con la finalidad de llevar a cabo la deshidratación desalado del crudo acorde a sus características en esta sección, se requiere que la temperatura sea de 52°C. Se recomienda que este valor no varíe considerablemente ya que una disminución en la temperatura desfavorece la separación y un incremento puede ocasionar vaporización que conduciría a los problemas ya mencionados.

El Intercambiador Crudo-Aceite, EA-101AB, tiene como función precalentar el crudo proveniente de la sección de separación que se alimenta al FA-104AC. Se cuenta con un controlador de temperatura, ubicado en una línea de desvío del cambiador, que toma señal de temperatura de la corriente que alimenta al deshidratador. Ante una disminución de temperatura, el control envía señal a la válvula, la cual cierra, obligando a un aumento de flujo de crudo hacia el EA-101AB, en esta forma el fluido caliente aumenta en proporción con el fluido del desvío y como resultado la mezcla posterior aumenta su temperatura. Un aumento en la temperatura ocasiona que la válvula abra y por consiguiente una disminución del flujo al precalentador y una alimentación con menor temperatura al deshidratador.

Para llevar a cabo el desalado, el crudo deshidratado se pone en contacto con agua fresca y después de pasar por una válvula mezcladora se alimenta al Desalador Electrostático, FA-106AC. Para mantener la eficiencia de separación la temperatura se mantiene en 52°C, precalentando el agua de lavado en el cambiador EA-103AB con crudo estabilizado caliente del fondo de la torre. Para esto se cuenta con un controlador de temperatura ubicado en la línea de desvío del intercambiador, EA-103AB, el cual toma señal de temperatura de la corriente de agua ya precalentada. Cuando exista una disminución de la temperatura, el controlador mandará a cerrar la válvula, para con esto aumentar el flujo de agua hacia el EA-103AB; por el contrario, ante un aumento de temperatura; la válvula abre y por lo tanto el flujo de agua hacia el EA-103AB disminuye, siendo en ambos casos el efecto similar al descrito para el EA-101AB.

Flujo.

El flujo de agua requerido para el desalado de crudo corresponde a un 5.0% en volumen con respecto a flujo del crudo a desalar y para asegurar un flujo constante se tiene un registrador-controlador de flujo en la línea de alimentación de agua de lavado. En caso de requerirse un flujo mayor o menor de agua fresca, el controlador se deberá ajustar manualmente hasta tener el flujo requerido o el que corresponda a un 5% volumen como máximo. Se recomienda mantener como mínimo el flujo correspondiente al 3.0% en volumen.

Nivel.

El control de nivel en los recipientes de la sección de deshidratación-desalado es importante, pues los niveles de operación normal permiten que la separación de las fases tenga el tiempo de residencia suficiente para efectuar eficientemente las respectivas operaciones.

Cada equipo tiene su control de nivel, que le permite desalojar el agua de proceso de modo que cuando exista un aumento de altura de interfase el control envía señal a la válvula localizada en la línea de salida de agua de los recipientes, la cual abre para extraer más agua y recuperar el nivel. En caso de presentarse una disminución de nivel, la válvula cierra acumulándose así agua en el tanque para que el nivel perdido se normalice.

Registadores de flujo y tomas de muestra.

En esta sección también se cuenta con registradores de flujo los cuales como ya se explicó en la sección anterior, no controlan automáticamente el proceso pero si permiten mantener un control y balance de los flujos de entrada y salida del deshidratador. Los registradores se localizan en las entradas y salidas de los separadores para registrar las cantidades de crudo y agua. Además, para llevar un control más estricto en cuanto al buen funcionamiento de los equipos y a las especificaciones del crudo principalmente; se tienen localizadas tomas de muestra en las entradas y salidas de hidrocarburo de los recipientes.

1.1.3 Sección de Estabilización.

Presión.

La importancia de esta sección radica en asegurar que el crudo estabilizado tenga la presión de vapor reíd (PVR) especificada en las bases de diseño (6.5 psia máximo). La PVR nos indica si el crudo contiene ligeros que puedan desprenderse en almacenamiento. Por ello es importante mantener fija la presión de operación de la torre estabilizadora, pues si aumenta, los ligeros que normalmente se desprenderían tenderían a quedarse en el crudo incrementando su PVR, lo que podría ocasionar que no se cumpla con la especificación. Por el contrario, si la presión de la torre disminuye, se desprenderían más ligeros de lo necesario y se obtendría un crudo estabilizado de menor calidad (menor densidad API).

Para evitar estas variaciones la torre estabilizadora cuenta con un controlador de presión que será fijado para mantener una presión de 6.6 kg/cm² man. Este control toma la señal de presión de la línea de salida de vapores del domo y en función de la señal recibida manda a abrir o cerrar la válvula localizada, sobre la

misma línea. Ante una acumulación de gases la presión se incrementará, el controlador mandará a abrir la válvula para desalojar los gases excedentes, en caso contrario, la válvula cerrará para acumular gases dentro de la torre y de esta manera incrementar su presión de operación. La variación en los gases en el interior de la columna puede tener 4 causas principales:

- Variación en la calidad del crudo a procesar.
- Operación inadecuada de la sección de separación.
- Desajuste del controlador de temperatura del rehervidor de fondos de la torre estabilizadora.
- Desajuste del controlador de temperatura del rehervidor lateral de la torre estabilizadora.

Estos aspectos se tratan en las secciones de operaciones anormales y operaciones especiales de este documento.

Temperatura.

La estabilización es un proceso que requiere del calentamiento y vaporización parcial del crudo a fin de separar por destilación los hidrocarburos ligeros de los pesados. Este tipo de operación requiere que se tenga un control adecuado de las vaporizaciones dentro de la torre.

Lo anterior se consigue indirectamente controlando el perfil de temperaturas con que opera la columna. Enseguida se presenta el perfil de temperaturas correspondiente al caso de operación normal para la torre estabilizadora de la Batería Central Samaria II.

PLATO NÚMERO	TEMPERATURA (°C)
Vapores domo	55
1	55
3	60
5	67
7	86
9	160
11	160
13	160
15	163
Líquidos fondo	197

En virtud de que el suministro de energía a la torre se proporciona mediante un rehervidor lateral y uno de fondos, para fijar este perfil se dispone de un controlador que permite establecer las temperaturas y vaporización con que retornan a la torre los fluidos calentados en el rehervidor lateral y el rehervidor de fondos.

El controlador de temperatura del rehervidor de fondos opera en cascada con un controlador de presión. Este regula el suministro de gas combustible a los quemadores del rehervidor, el cual es un calentador a fuego directo. El controlador de temperatura toma señal del efluente del rehervidor y ante una temperatura más alta que el punto fijado, manda señal al controlador de presión para que éste a su vez cierre la válvula de combustible, reduciendo el suministro de energía y por tanto la temperatura en la corriente de recirculación. Si la temperatura es baja, la señal mandará a abrir la válvula para quemar más gas y con el calor adicional incrementar la temperatura de la corriente de proceso.

Las desviaciones de temperatura respecto a lo planteado en el caso de operación normal se mencionan en los apartados de casos anormales y especiales de este documento.

Nivel.

En el fondo de la torre estabilizadora se cuenta con un inventario de líquido cuya función principal es asegurar la continuidad de la operación, manteniendo constante el bombeo de aceite producto y de recirculación al rehervidor durante un cierto tiempo, ante cualquier falla operativa que tienda a reducir o eliminar el flujo de líquido dentro de la torre. En esta forma, se protegen las bombas relacionadas y el rehervidor mismo y se da al operador y a los controladores automáticos un tiempo suficiente para tomar acciones correctivas sin parar la operación, dependiendo de la magnitud de la perturbación en el proceso.

El nivel de este inventario se mantiene constante mediante un controlador registrador de flujo localizado en la línea de descarga de la bomba GA-105AD/R que envía el aceite a Nuevo Teapa. Este control opera en cascada con un control de nivel que toma señal del cuerpo de la torre, el cual opera de la siguiente manera: cuando el nivel en la torre disminuye, la válvula cierra y en caso contrario abre para extraer más flujo de la torre y restablecer el nivel.

En el apartado de operaciones anormales se hace referencia al envío de crudo estabilizado a tanques de almacenamiento.

Se cuenta también con un controlador de nivel para el plato chimenea, que toma señal del mismo para accionar la válvula que se localiza sobre la línea de recirculación al rehervidor lateral de la torre a la salida de los intercambiadores laterales. En este control se protegen la bomba y la operación del cambiador. Al subir el nivel de líquido en el plato de válvula abrirá y permitirá una mayor circulación de flujo, hasta recuperar el nivel normal. Lo inverso ocurrirá cuando disminuya el nivel en el plato chimenea.

En el Tanque Colector de Agua, FA-106, el cual opera inundado, se tiene un control de nivel de interfase de dos posiciones ("on-off"). Este controlador toma

señal del tanque y acciona la válvula que se localiza en la línea de salida del agua. La válvula abrirá cuando el nivel de interfase hidrocarburo-agua este en el nivel máximo y cerrará cuando llegue al nivel mínimo. Con este sistema de control el desalojo de agua es intermitente.

Flujo.

En esta sección se cuenta con un controlador que regula el flujo al rehervidor de la torre estabilizadora a fin de garantizar un flujo constante de retorno a la torre compensando los efectos que por ensuciamiento del calentador a fuego directo pudieran ocurrir.

En esta forma cuando el ensuciamiento del calentador determine una mayor caída de presión en el mismo, la presión de descarga requerida en la bomba GA-104AB/R tiende a aumentar y el flujo de la misma disminuye conforme a su curva de operación. Para evitar esto el controlador de flujo toma señal de la línea de descarga de la bomba y manda señal a la válvula sobre la misma línea para que abra con lo que se compensa el incremento de caída de presión del calentador, se restablece la presión de descarga de la bomba y se mantiene el flujo constante. Cuando se proporcione mantenimiento a este calentador su caída de presión disminuirá y el controlador una vez reiniciada la operación mandará a cerrar la válvula con un efecto inverso al descrito asegurando el flujo constante al rehervidor.

Tomas de muestra.

Se tienen localizadas tomas de muestra a la entrada de la torre y a la salida de los vapores desprendidos de la carga de hidrocarburos. Esto es con el fin de mantener un control de las composiciones de los fluidos y a través de ellas, de la operación de la torre.

1.1.4 Sección de Almacenamiento y Envío de Aceite.

Registadores de flujo y tomas de muestra.

En esta sección se encuentra localizado estratégicamente un controlador registrador de flujo que opera en cascada con el control de nivel de la torre, en la descarga del crudo estabilizado para ser enviado a Nuevo Teapa y una toma de muestra en el efluente de los Enfriadores de aceite EC-101AB, dispositivos importantes, los cuales nos permiten llevar un control en cuanto a las especificaciones del crudo estabilizado proveniente de la torre estabilizadora y de la cantidad de aceite enviado a la estación de Nuevo Teapa; esto nos permite saber a qué condiciones se lleva el proceso de estabilización con la finalidad de tener bases precisas y corregir cuando no se cumpla con parámetros como PVR, % volumen de agua, cantidad de sales, temperatura y volumen de hidrocarburos estabilizados.

2.0 OPERACIONES ANORMALES.

En este tipo de operaciones se consideran aquellas situaciones en las cuales la batería, deberá modificar sus características operacionales o no podrá seguir operando. A continuación se señalan las condiciones en las diferentes áreas que puedan presentarse en la Batería Central Samaria II.

2.1 ÁREA DE PRODUCCIÓN.

2.1.1 Sección de Separación.

Cuando se presente alguna falla eléctrica en la Batería, los separadores de esta sección continuarán operando y enviarán el crudo separado a los tanques FB-101AB (TV-1,2) para su almacenamiento. El generador eléctrico de emergencia sólo proporcionará energía a la bomba GA-103 para poder integrar la corriente de superbaja presión a almacenamiento.

Ante esta falla, los separadores FA-102AB operarán únicamente el tiempo necesario antes de interrumpir la alimentación de crudo-agua desde las Baterías Periféricas.

Por otra parte el gas separado de pozos de Samaria Cretácico se enviará momentáneamente a quemador, al igual que el gas del terciario. La operación de esta sección se normalizará al restablecerse la energía eléctrica en la Batería.

2.1.2 Sección de Deshidratación-Desalado.

Cuando algún deshidratador salga de operación se deberá operar sólo a la capacidad máxima de los equipos restantes, pues el agua y sales no eliminados causarían severos problemas tanto en los equipos como en la operación de la sección de estabilización de crudo, obteniéndose un crudo fuera de especificaciones. Esta sección no operará a falla de energía eléctrica de la Batería.

2.1.3 Sección de Estabilización.

Un manejo de gases por arriba de lo esperado se puede deber a variación en la calidad del crudo de carga o a problemas operativos como operación inadecuada de la sección de separación, desajuste del controlador de temperatura del rehervidor de fondo de la torre o desajuste del controlador de temperatura del rehervidor lateral (no mostrado en E-UNAM-00011). En el primer caso se deberá fijar un nuevo punto de ajuste en el controlador de presión de la torre. En los restantes se deberá normalizar la operación correspondiente.

Cuando algún intercambiador lateral de la torre estabilizadora salga de operación, disminuirá la temperatura de intercambio a consecuencia de la disminución de carga térmica. Ante esta situación, el calentador a fuego directo (horno) operará a 86% de su capacidad de diseño para suministrar la carga total a la torre restableciendo las condiciones requeridas para la estabilización.

La variación del perfil de temperaturas puede indicar cambios en la calidad del crudo debido a las causas arriba mencionadas. En caso de falla de otra sección se deberá corregir su operación y el perfil se normalizará. Si la calidad del crudo ha cambiado se deberá verificar la correcta operación de la torre y se establecerá un nuevo perfil. Los problemas inherentes a la propia torre se reflejan en aumento o disminución de las temperaturas. Cuando las temperaturas aumentan se debe a una mayor cantidad de componentes pesados en las corrientes internas, lo que significa obtener un crudo sobreestabilizado. Esta situación se corregirá revisando la operación adecuada de los rehervidores. También una falla en los mismos puede ocasionar que no se genere energía suficiente para la estabilización, obteniendo un crudo fuera de especificación y que será detectado por una disminución de las temperaturas de perfil (mayor presencia de ligeros). La situación se corregirá al operar adecuadamente los rehervidores.

A falla de energía eléctrica de la Batería, la alimentación a la torre se suspenderá y el generador eléctrico de emergencia activará la bomba, GA-104AB/R del horno para recircular el crudo a la torre estabilizadora y proteger el serpentín de calentamiento del horno. En esta operación se cuidará que el crudo no vaporice, para lo cual deberá ajustarse el flujo de gas combustible al horno.

2.1.4 Sección de Almacenamiento y envío de Aceite.

En caso de falla de alguno de los enfriadores de crudo estabilizado, EC-101AB, el aceite se podrá seguir enviando temporalmente a Nuevo Teapa, pues se considera que el material de la tubería puede soportar durante un cierto período una temperatura elevada, además de que durante el envío se enfría el aceite en su recorrido. En caso de prolongarse esta condición se deberá usar el tanque de almacenamiento para evitar afectar los materiales del ducto, accesorios o sus interconexiones.

Cuando existan problemas de recibo o envío de crudo estabilizado a Nuevo Teapa, se cuenta con dos tanques de almacenamiento de crudo, FB-101AB, cuya capacidad total permite el almacenamiento del crudo aproximadamente para medio día de operación entre ambos, cuando se opera a la capacidad de diseño de la batería. Después de restablecer de nuevo el envío de crudo a Nuevo Teapa, el aceite almacenado temporalmente será trasegado por medio de la bomba, GA-106/R, a la succión de la bomba de relevo, GA-105R, para posteriormente unirse con el crudo estabilizado proveniente de la descarga de las bombas, GA-105AD.

3.0 OPERACIONES ESPECIALES.

3.1 ÁREA DE PRODUCCIÓN.

3.1.1 Sección de Deshidratación-Desalado.

El propósito de la deshidratación-desalado es eliminar agua y remover las sales y otras impurezas que contiene el crudo; las sales en el crudo se encuentran normalmente en el agua residual suspendida en la fase aceitosa. La composición química de estas sales varía siendo la mayor proporción para cloruro de sodio con cantidades menores de cloruro de calcio y cloruro de magnesio, el crudo contiene además impurezas tales como yodo, óxidos de hierro, arenas de sílice o de cuarzo y sales cristalinas.

Debido a que muchas de estas materias se encuentran dispersas en el agua, una gran proporción de ellas se eliminan en el desalado. Estos contaminantes si no se remueven del crudo pueden causar daño a los equipos de proceso.

Algunos de estos efectos son los siguientes: A partir de las sales de cloro puede formarse ácido clorhídrico que a su vez causaría corrosión en la torre estabilizadora y tubería subsecuentes. Las sales pueden actuar como catalizadores para la formación de coque en los tubos de los intercambiadores causando taponamiento y ensuciamiento.

Para llevar a cabo el desalado, el crudo deshidratado se pone en contacto con agua fresca a 52°C y una cantidad de desemulsificante químico antes de pasar a las desaladoras. Esta corriente se pasa a través de la válvula mezcladora para dispersar el agua fresca en el crudo, sin llegar a formar una emulsión que esté altamente estabilizada y sea difícil de romper.

La adición de desemulsificante químico antes de la deshidratación-desalado, tiene como objeto mejorar la separación de crudo que queda atrapado en el agua, en el fondo del recipiente. La dosificación debe ser continua y hacerse para mantener una concentración de 7 a 10 ppm de desemulsificante en la mezcla crudo-agua.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

4.0 PROCEDIMIENTOS ANALÍTICOS DE CONTROL.

El análisis de algunas corrientes de proceso permitirá verificar la correcta operación de los equipos con objeto de obtener productos adecuados, además de permitir la realización de estudios especiales de los equipos principales durante operaciones anormales.

Es conveniente en esta área realizar análisis periódicos de las corrientes de entrada y salida del área, como son la corriente de pozos de los campos Samaria Cretácico e Íride, la corriente proveniente de las baterías periféricas de Oxiacaque, Cunduacán, Íride, Samaria III y Carrizo, la corriente de pozos del campo Samaria Terciario y la corriente de crudo estabilizado que se envía a Nuevo Teapa. Adicionalmente, es recomendable analizar otras corrientes internas a fin de establecer un control más completo de la operación. Estas corrientes son la entrada y salida del crudo a la sección de Deshidratación-Desalado, el gas obtenido en el domo de la torre estabilizadora, el proveniente de separación y el del sistema recuperador de vapores.

Las características que deben cumplir las corrientes principales de crudo en una adecuada operación conforme a lo estipulado en bases de diseño y las simulaciones de la operación de diseño, se encuentran en las tablas I y II.

En la tabla III se dan las pruebas y los métodos para el análisis de las corrientes que lo requieren, con el fin de mantener un control adecuado durante la operación de la Batería.

IV.9 HOJAS DE DATOS DE EQUIPOS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

HOJA DE DATOS DE PROCESO
DE CALENTADORES
A FUEGO DIRECTO

BA-101.PRE

CLIENTE	PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION	PROYECTO No.	PEMEX-UNAM-1
PLANTA	BATERIA CENTRAL SAMARIA II	HOJA	1 DE 2
LOCALIZACION	ACTIVO SAMARIA - SITIO GRANDE	REQ./O.No.	----
CLAVE	BA-101	No. DE UNIDADES	UNA

DESCRIPCION CALENTADOR A FUEGO DIRECTO (HORNO)
CARGA TERMICA TOTAL MMKcal/h 27.467 * 1.15 **TIPO** CAJA

		RADIACION Y CONVECCION		
OPERACION NORMAL	SECCION DE CALENTAMIENTO			
	SERVICIO	REHERVIDOR		
	CALOR ABSORBIDO (MM Kcal/h)	27.467		
	FLUIDO	CRUDO		
	CARGA	BPD a 15 °C	83276	
		Kg / h	475725	
		(° API)	32.43	
	CONDICIONES DE ENTRADA	PESO MOLECULAR	222.8	
		FACTOR "K" DE CARACTERIZACION	11.761	
		TEMPERATURA °C	197	
PRESION Kg/cm ² (MAN.)		11.2		
DENSIDAD DEL LIQUIDO (g/cm ³)		0.735		
VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (cp)		0.296		
CAPACIDAD CALORIFICA DEL LIQUIDO (kcal/Kg°C)		0.595		
CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL LIQUIDO (Kcal/h m°C)		0.0696		
CONDICIONES DE SALIDA		TEMPERATURA (°C)	281	
		PRESION Kg/cm ² (MAN.)	7.0	
	DENSIDAD DEL LIQUIDO (g/cm ³)	0.702		
	VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (cp)	0.245		
	CAPACIDAD CALORIFICA DEL LIQUIDO (Kcal/Kg°C)	0.657		
	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL LIQUIDO (Kcal/h m°C)	0.0602		
	VAPORIZACION % PESO	9.6		
	PESO MOLECULAR DEL VAPOR	91.66		
	DENSIDAD DEL VAPOR (gr/cm ³)	0.017		
CONDICIONES DE DISEÑO	FLUJO (Kg/h)	475725		
	% SOBREDISEÑO (CARGA TERMICA) / (FLUJO)	20/20		
	FLUX MAXIMO (Kcal/h m ²)	(3)		
	PRESION Kg/cm ² (MAN.)	14.4		
	CAIDA DE PRESION PERMISIBLE (Kg/cm ²)	4.21		
	MASA VELOCIDAD (Kg/seg/m ²) MIN.	(3)		
	LIMITE DE VELOCIDAD (cm/seg) MAX.	(3)		
	MAXIMA TEMPERATURA DE PARED °C	(3)		
	EFICIENCIA MINIMA %	80		
	NUMERO DE PASOS POR LOS TUBOS	(3)		
	FACTOR DE ENSUCIAMIENTO (h.m ² C/Kcal)	0.0004		
CORROSION O EROSION DEBIDO A	(4)			
FLEXIBILIDAD (CARGA TERMICA MIN./CARGA TERMICA MAX.)	0.5			

- NOTAS:
- (1) CONDICIONES ESPECIFICADAS POR UNIDAD
 - (2) METODOS PARA EL ESTUDIO DE PROPIEDADES TERMOFISICAS:
ENTALPIA, CONSTANTE DE EQUILIBRIO, ENTROPIA Y DENSIDAD: PENG-ROBINSON
CONDUCTIVIDAD TERMICA, TENSION SUPERFICIAL Y VISCOSIDAD:
CORRELACIONES PREDICTIVAS PARA MEZCLAS DE HIDROCARBUROS
 - (3) POR CONTRATISTA
 - (4) 0.0748 % MOL DE H2S

SE ANEXA: A) BALANCE DE MATERIA

REVISION	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA								
PREP. POR								
APR. POR								

TESIS CON



CLIENTE	PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION	PROYECTO No.	PEMEX-UNAM-1
PLANTA	BATERIA CENTRAL SAMARIA II	HOJA	2 DE 2
LOCALIZACION	ACTIVO SAMARIA - SITIO GRANDE	REQ./O.No.	
CLAVE	BA-101	No. DE UNIDADES	UNA

PROPIEDADES DEL GAS COMBUSTIBLE

DENSIDAD RELATIVA: 0.65
PODER CALORIFICO (LHV):

9,478 Kcal/M3@15.5 °C Y 1.0332 Kg/cm2 ABS, (60 °F Y 14.7 psia.)
9,031.7 Kcal/M3@20 °C Y 1.0 Kg/cm2 ABS, (68 °F Y 14.2233 psia.)

PESO MOLECULAR: 19.801
H2S: 8 PPM
H2O: --- PPM

COMPOSICION DEL GAS COMBUSTIBLE

COMPONENTE	%MOL
NITROGENO:	1.572
CO2:	---
METANO:	82.545
ETANO:	14.099
PROPANO:	0.677
I-BUTANO:	0.300
N-BUTANO:	0.558
I-PENTANO:	0.070
N-PENTANO:	0.138
C6+PESADOS:	0.041
TOTAL:	100.000

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

REVISION	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA								
PREP. POR								
APR. POR								



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES

CLIENTE	PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION	PROYECTO No.	PEMEX-UNAM-1
PLANTA	BATERIA CENTRAL SAMARIA II	HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION	ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE	FECHA: ENERO/2002	HECHA POR: RMD
CLAVE DEL EQUIPO	DA-101	No. DE UNIDADES:	UNA

SERVICIO: TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO

TIPO:	PLATOS		
DIAMETROS:	5 029 mm	Y	5 791 mm
ALTURA TOTAL:	26 518 mm T.T.:	FALDON	(6) mm
TEMPERATURA OPERACION:	SUP 55 °C (10); INF 197 °C (11)		
PRESION OPERACION:	6.6 Kg/cm ² man		
TEMP. DISEÑO:	SUP. 70°C, INF. 212°C; P. DISEÑO: 8.6 Kg/cm ² man		
MATERIALES:	CASCARON / CABEZA SA-516-70 ; REC. INT. -- ; ESPESOR --- mm		
CORROSION PERMISIBLE:	3.2 mm		
RELEVADO DE ESFUERZOS:	SI		
AISLAMIENTO:	POR CONSERVACION		
MATERIAL: PLATOS	SA-240-304	UNIDAD DE CONTACTO	SA-240-304

PLATOS (3)

Nos.	TIPO	No. DE PASOS	ESPACIAMIENTO
1-6	VALVULAS	DOS	610
7-8	VALVULAS	DOS	610
9-16	VALVULAS	DOS	610

EMPAQUES

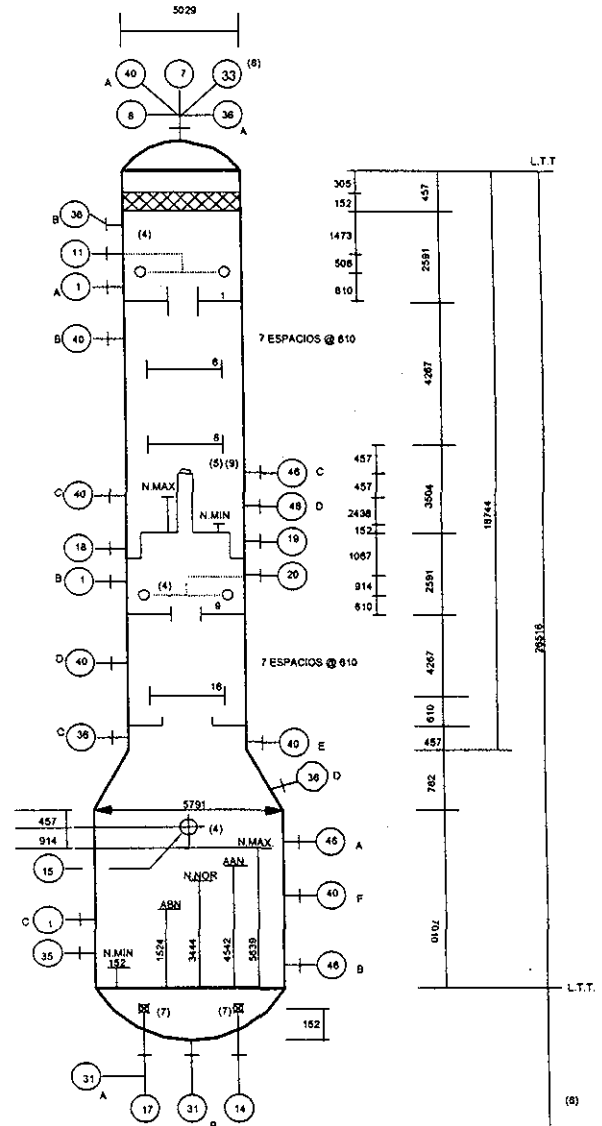
TIPO:	No. DE CAMAS:
ALTURA DE CAMA:	PESO POR CAMA:

BOQUILLAS

No.	No. REQ.	DIAM. NOM.	SERVICIO
1 AC	3	610	REGISTRO DE HOMBRE
7	1	203	SALIDA DE VAPOR A COMPRESION
8	1	51	VENTEO (EN LINEA)
11	1	610	ALIMENTACION DE FA-105 AC
14	1	406	SALIDA DE LIQUIDO A BA-101
15	1	508	RETORNO DE BA-101
17	1	610	SALIDA PROD. DE FONDO A EA-102AQ
18	1	102	EXTRACCION DE AGUA A FA-106
19	1	610	SALIDA DE LIQUIDO A FA-102 AQ
20	1	914	RETORNO DE EA-102 AQ
31AB	2	76	DRENE
33	1	(8)	VALVULA DE SEGURIDAD (EN LINEA)
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
36AD	4	38	INDICADOR DE PRESION
40 AF	6	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
46 AD	4	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS

- (1) ACOTACIONES Y DIAMETROS DE BOQUILLAS EN mm
- (2) PRESION ATMOSFERICA 1.0332 Kg/cm² ABS.
- (3) EL NUMERO DE PASOS, EL ARREGLO DE PLATOS Y EL DISEÑO MECANICO SERA RESPONSABILIDAD DE LA CONTRATISTA.
- (4) EL DISEÑO Y ARREGLO DE DISTRIBUIDORES Y ACCESORIOS INTERNOS SERA RESPONSABILIDAD DE LA CONTRATISTA.
- (5) PLATO CHIMENEA DE EXTRACCION TOTAL. EL No. DE CHIMENEAS Y EL DISEÑO SERA RESPONSABILIDAD DE LA CONTRATISTA.
- (6) MINIMO POR NPSH DE BOMBA GA-104AB/R Y GA-105AD/R
- (7) ROMPEDOR DE VORTICES
- (8) LA VALVULA SE COLOCARA EN EL PUNTO MAS CERCANO A NPT. SE DEBERA DEJAR LA PREPARACION PARA COLOCARLA SOBRE EL CUERPO DEL RECIPIENTE.
- (9) NIVEL MAXIMO: 2591 mm; ALARMA ALTO NIVEL: 2103 mm; NIVEL NORMAL: 1615; ALARMA BAJO NIVEL: 762 mm; NIVEL MINIMO: 152 mm
- (10) SECCION SUPERIOR: DEL DOMO DE LA TORRE AL PLATO 8
- (11) SECCION INFERIOR: DEL PLATO 9 AL FONDO DE LA TORRE



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

REVISION	O-PREL	I-APDP	2	3	4	5	6	7
FECHA								
ELAB. POR								
APR. POR								

DA-101.PRE



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA : BATERIA CENTRAL SAMARIA II
 LOCALIZACION : ACTIVO SAMARIA - SITIO GRANDE
 CLAVE : EA-101 AB
 No. UNIDADES : UNA

CONTRATO No. HOJA 1 DE 1
 REQUISICION No. FECHA : ENERO/2002
 HECHA POR: RMD APROBADA POR :
 EDICION: PRELIMINAR

CAMBIADOR DE CALOR HOJA DE DATOS (3)

SERVICIO POR UNIDAD : INTERCAMBIADOR DE CALOR CRUDO - ACEITE
 TAMAÑO : 1219 X 6100 mm TIPO : AES POSICION: HORIZONTAL
 SUPERFICIE POR UNIDAD (GRUESA / EFECTIVA) : 1023.0 m² ENVOLVENTES POR UNIDAD: DOS
 SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRUESA / EFECTIVA) : 511.0 m² ARREGLO DE ENVOLVENTES: 1 SERIE, 2 PARALELO

CONDICIONES DE OPERACIÓN POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULADO			LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
			ACEITE		CRUDO	
FLUJO TOTAL ENTRADO	LB / HR	KG / HR	1,071.656 X 1.1		1,081.880 X 1.1	
			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	LB / HR	KG / HR	1,071.656 X 1.1	1,071.656 X 1.1	1,081.880 X	1,081.880 X 1.1
GRAVEDAD ESPECIFICA			0.863	0.863	1.0857	.857
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU / HR-PIE-°F	KCAL / HR-M-°C	0.0827	0.0844	0.0915	0.0895
CALOR ESPECIFICO	BTU / LB-°F	KCAL / KG-°C	0.505	0.492	0.462	0.476
VISCOSIDAD	CP	CP	1.20	1.48	6.10	3.45
PESO MOLECULAR	LB / LBMOL	KG / KGMOL	-	-	-	-
VAPOR	LB / HR	KG / HR	-	-	-	-
CALOR LATENTE	BTU / LB	KCAL / KG	-	-	-	-
PESO MOLECULAR	LB / LBMOL	KG / KGMOL	-	-	-	-
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU / HR-PIE-°F	KCAL / HR-M-°C	-	-	-	-
CALOR ESPECIFICO	BTU / LB-°F	KCAL / KG-°C	-	-	-	-
VISCOSIDAD	CP	CP	-	-	-	-
DENSIDAD	LB / PIE ³	KG / M ³	-	-	-	-
TEMPERATURA	°F	°C	99.1	85.6	39.4	53.8
PRESION (ATM. 14.7 psia)	LB / PULG ² MAN.	KG / CM ² MAN.	5.23	4.53	13.08	12.38
No. PASOS			1		2	
VELOCIDAD	PIE / SEG	M / SEG	0.81		1.92	
CAIDA DE PRESION	LB / PULG ²	KG / CM ²	PERM.=0.7	CALC.=0.57	PERM.=0.9	CALC.=0.88
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	HR-PIE ² -°F / BTU	HR-M ² -°C / KCAL	0.0007		0.0007	
CALOR TRANSFERIDO	7,187,292 X 1.1	KCAL/HR	LMTD (CORREGIDA) °C:		45.1	
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA	KCAL / HR-M ² -°C	LIMPIO	243.35	SERVICIO	172.50	

CONSTRUCCIÓN POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	LB / PULG ² MAN.	KG / CM ² MAN.	7.5	15	
PRESION DE PRUEBA	LB / PULG ² MAN.	KG / CM ² MAN.	11.75	23	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°F	°C	130	85	
TUBOS SA - 179	No. 1430	D.E. 19.05 mm	ESP. 2.769 mm	LONG. 6,100 mm	ARREGLO CUADRADO <input type="checkbox"/>
ENVOLVENTE SA - 516 - 70	D.I. 1219 mm	ESP. -----	TUBO TIPO LISO	PASO: 25.4 mm.	
TAPA DE ENVOLVENTE SA - 516 - 70	TAPA DE CABEZAL FLOTANTE SA - 516 - 70				
CANAL SA - 516 - 70	TAPA DEL CANAL SA - 516 - 70		BRIDAS : SA - 105		
ESPEJOS : FIJO SA - 105	FLOTANTE SA - 105		TIPO MAMPARAS : SEGMENTADAS		
MAMPARAS/PLACA DE AMARRE SA - 283 - C	ESPACIAMIENTO mm / No. 635 / 8		% CORTE : 22 FLUJO : LADO - LADO		
MAMPARA LONGITUDINAL NO REQUIERE	AISLANTE REQUIERE (1)		PLACA DE CHOQUE: REQUIERE		
TIPO DE UNION: ENVOLVENTE BRIDADA	TUBOS BRIDADA		TUBO A ESPEJO: ROLADA		
EMPAQUES: ENVOLVENTE A TAPA (2)	ENVOLVENTE (2)		ESPEJO A CANAL: (2)		
CABEZAL: FLOTANTE (2)	CANAL A TAPA (2)		FAJAS DE SELLO: SA - 283 - C		
CORROSION PERMISIBLE LADO ENVOLVENTE 3.2 mm.			LADO TUBOS: 3.2 mm		
CODIGOS REQUERIDOS : TEMA "R", ASME II, V, VIII DIV. 1, API - 660 ULTIMA EDICION.					
PESO VACIO: 17,724 Kg	HAZ DE TUBOS 12,035		Kg		LLENO DE AGUA 23,604 Kg

NOTAS GENERALES

(1) Fibra de Vidrio 32.0 Kg/m ² de Densidad y 38 mm. de espesor.	8	1	19 DIAM. / 6000	COPLE ROSC.	DRENADO
	7	1	19 DIAM. / 6000	COPLE ROSC.	VENTEO
(2) Acero al Carbono relleno de Asbesto	6	4	19 DIAM. / 6000	COPLE ROSC.	CONEX. IND. DE
(3) El proveedor debera revisar, validar y complementar la la informacion mostrada en esta hojas de datos.	5	4	25 DIAM. / 6000	COPLE ROSC.	CONEX. IND. DE
	4	1	508 / 150	W N R F	TEMPERATURA SALIDA DE
	3	1	508 / 150	W N R F	ENTRADA DE
	2	1	508 / 150	W N R F	SALIDA DE
	1	1	508 / 150	W N R F	CRUDO ENTRADA DE
	NUM	CANT	TAMAÑO Y RANGO	TIPO Y CARA	SERVICIO
	TAMAÑO mm	DATOS DE BOQUILLAS POR EQUIPO			RANGO Lb/plg ²

NO
SISE
T

12



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA :	BATERIA CENTRAL SAMARIA II	CONTRATO No.	PEMEX-UNAM-1	HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION :	ACTIVO SAMARIA - SITIO GRANDE	REQUISICION No.		FECHA :	ENERO/2002
CLAVE :	EA-102AQ	HECHA POR:	RMD	APROBADA POR :	
No. UNIDADES :	UNA	EDICION:	PRELIMINAR		

CAMBIADOR DE CALOR
HOJA DE DATOS (3)

SERVICIO POR UNIDAD :	INTERCAMBIADOR LATERAL DE LA TORRE ESTABILIZADORA				
TAMAÑO :	1524 mm X 6100 mm	TIPO :	AES	POSICION:	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRUESA / EFECTIVA) :	12600.0 m ²	ENVOLVENTES POR UNIDAD:	OIECIOCHO		
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRUESA / EFECTIVA) :	700.0 m ²	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	9 SERIE. 2 PARALELO		

CONDICIONES DE OPERACIÓN POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULADO			LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
	LB / HR	KG / HR	ACEITE		CRUDO	
FLUJO TOTAL ENTRADO			1,137,122 X 1.1		1,362,616 X 1.1	
LIQUIDO	LB / HR	KG / HR	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
GRAVEDAD ESPECIFICA			1,137,122 X 1.1	1,137,122 X 1.1	1,362,616 X 1.1	1,362,616 X 1.1
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU / HR-PIE-°F	KCAL / HR-M-°C	0.0693	0.0834	0.0844	0.0738
CALOR ESPECIFICO	BTU / LB-°F	KCAL / KG-°C	0.595	0.499	0.506	0.565
VISCOSIDAD	CP	CP	0.32	1.29	1.48	0.40
PESO MOLECULAR	LB / LBMOL	KG / KGMOL	-	-	-	-
VAPOR	LB / HR	KG / HR	-	-	-	137,386 X 1.1
CALOR LATENTE	BTU / LB	KCAL / KG	-	-	-	-
PESO MOLECULAR	LB / LBMOL	KG / KGMOL	-	-	-	-
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU / HR-FT-°F	KCAL / HR-M-°C	-	-	-	0.0279
CALOR ESPECIFICO	BTU / LB-°F	KCAL / KG-°C	-	-	-	0.5460
VISCOSIDAD	CP	CP	-	-	-	0.011
DENSIDAD	LB / PIE ³	KG / M ³	-	-	-	15.017
TEMPERATURA	°F	°C	197.1	93.5	85.8	160.5
PRESION (ATM. 14.7 psia)	LB / PULG ² MAN.	KG / CM ² MAN.	6.98	5.23	10.32	7.52
No. PASOS			1		2	
VELOCIDAD	PIE / SEG	M / SEG	0.75		2.05	
CAIDA DE PRESION	LB / PULG ²	KG / CM ²	PERM.= 1.75	CALC.= 1.14	PERM.= 2.80	CALC.= 2.58
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	HR-PIE ² -°F / BTU	HR-M ² -°C / KCAL	0.0007		0.0007	
CALOR TRANSFERIDO 64,512,000 X 1.1	MMKCALHR				LMTD (CORREGIDA) °C:	16.3
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA	KCAL / HR-M ² -°C		LIMPIO	388.45	SERVICIO	344.7

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	LB / PULG² MAN.	KG / CM ² MAN.	10.5	12.5				
PRESION DE PRUEBA	LB / PULG² MAN.	KG / CM ² MAN.	13.5	19.0				
TEMPERATURA DE DISEÑO	°F	°C	227	198				
TUBOS	SA - 179	No. 1506	D.E. 25.4 mm	ESP. 2.769 mm	LONG. 6,100 mm	ARREGLO CUADRADO <input type="checkbox"/>		
ENVOLVENTE	SA - 516 - 70	D.I. 1,524 mm	ESP.	TUBO TIPO LISO	PASO: 31.8 mm			
TAPA DE ENVOLVENTE	SA - 516 - 70	TAPA DE CABEZAL FLOTANTE	SA - 516 - 70					
CANAL	SA - 516 - 70	TAPA DEL CANAL	SA - 516 - 70	BRIDAS :	SA - 105			
ESPEJOS :	FLUJO	SA - 105	FLOTANTE	SA - 105	TIPO MAMPARAS :	SEGMENTADAS		
MAMPARAS/PLACA DE AMARRE	SA - 283 - C	ESPACIAMIENTO mm/No.	736.6 / 7	% CORTE :	25	FLUJO :	LADO - LADO	
MAMPARA LONGITUDINAL	NO REQUIERE	AISLANTE	REQUIERE (1)	PLACA DE CHOQUE	REQUIERE			
TIPO DE UNION: ENVOLVENTE	BRIDADA	TUBOS	BRIDADA	TUBO A ESPEJO	ROLADA			
EMPAQUES: ENVOLVENTE A TAPA	(2)	ENVOLVENTE	(2)	ESPEJO A CANAL	(2)			
CABEZAL: FLOTANTE	(2)	CANAL A TAPA	(2)	FAJAS DE SELLO:	SA - 283 - C			
CORROSION PERMISIBLE	LADO ENVOLVENTE	3.2 mm	LADO TUBOS	3.2 mm				
CODIGOS REQUERIDOS :	TEMA "R" ASME II V.VIII DIV. 1 APL- 660 ULTIMA EDICION.							
PESO ENV. Y HAZ DE TUBOS	24,352.0	Kg	HAZ DE TUBOS	16,098.0	Kg	LLENO DE AGUA	33,696.0	Kg

NOTAS GENERALES

(1) Fibra de Vidrio 32.0 Kg/m ³ de Densidad y 38 mm de Espesor.	8	1	19 DIAM. / 6000	DRENADO
	7	1	19 DIAM. / 6000	VENTEO
(2) Acero al Carbono relleno de Asbesto tipo FLEXITALLIC	6	4	19 DIAM. / 6000	CONEX. IND. DE PRESION
	5	4	25 DIAM. / 6000	CONEX. IND. DE TEMPERATURA
(3) El Proveedor debera Revisar, Validar y Complementar la Informacion mostrada en esta Hoja de Datos.	4	1	508 / 150	ENTRADA DE ACEITE
	3	1	508 / 150	SALIDA DE ACEITE
	2	1	508 / 150	ENTRADA DE CRUDO
	1	1	508 / 150	SALIDA DE CRUDO

NUM. CANT. TAMAÑO Y RANGO SERVICIO
TAMAÑO mm DATOS DE BOQUILLAS POR EQUIPO RANGO Lb/pulg²



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA: BATERIA CENTRAL SAMARIA II	CONTRATO No. PEMEX-UNAM-1	HOJA 1 DE 1
LOCALIZACION: ACTIVO SAMARIA - SITIO GRANDE	REQUISICION No.	FECHA: ENERO/2002
CLAVE: EA-103 AB	HECHA POR: RMD	APROBADA POR:
No. UNIDADES: UNA	EDICION: PRELIMINAR	

CAMBIADOR DE CALOR HOJA DE DATOS (2)

SERVICIO POR UNIDAD: INTERCAMBIADOR DE CALOR AGUA - ACEITE	TIPO: AES	POSICION: HORIZONTAL
TAMAÑO: 737 mm X 4300 mm		
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRUESA / EFECTIVA): 261.0 m ²	ENVOLVENTES POR UNIDAD: DOS	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRUESA / EFECTIVA): 131.0 m ²	ARREGLO DE ENVOLVENTES: 2 SERIE, 1 PARALELO	

CONDICIONES DE OPERACIÓN POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULADO	LADO ENVOLVENTE				LADO TUBOS	
	ACEITE		AGUA DE LAVADO		AGUA DE LAVADO	
FLUJO TOTAL ENTRADO	LB / HR	KG / HR	59,563.7 X 1.1		65,368 X 1.1	
LIQUIDO	LB / HR	KG / HR	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
GRAVEDAD ESPECIFICA			59,563.7 X 1.1	59,563.7 X 1.1	65,368 X 1.1	65,368 X 1.1
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU / HR-PIE-°F	KCAL / HR-M-°C	0.863	0.863	1.000	1.000
CALOR ESPECIFICO	BTU / LB-°F	KCAL / KG-°C	0.0827	0.0910	0.5250	0.5567
VISCOSIDAD	CP	CP	0.504	0.490	0.998	0.998
PESO MOLECULAR	LB / LBMOL	KG / KGMOL	1.13	7.44	0.890	0.378
VAPOR	LB / HR	KG / HR	-	-	-	-
CALOR LATENTE	BTU / LB	KCAL / KG	-	-	-	-
PESO MOLECULAR	LB / LBMOL	KG / KGMOL	-	-	-	-
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU / HR-PIE-°F	KCAL / HR-M-°C	-	-	-	-
CALOR ESPECIFICO	BTU / LB-°F	KCAL / KG-°C	-	-	-	-
VISCOSIDAD	CP	CP	-	-	-	-
DENSIDAD	LB / PIE ³	KG / M ³	-	-	-	-
TEMPERATURA	°F	°C	98.6	33.3	25.0	54.4
PRESION (ATM. 14.7 psia)	LB / PULG ² MAN.	KG / CM ² MAN.	5.23	4.53	13.08	12.37
No. PASOS			1		4	
VELOCIDAD	PIE / SEG	M / SEG	0.46		0.97	
CAIDA DE PRESION	LB / PULG ²	KG / CM ²	PERM.= 0.70	CALC.= 0.34	PERM.= 0.70	CALC.= 0.47
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	HR-PIE ² -°F / BTU	HR-M ² -°C / KCAL	0.00014		0.0002	
CALOR TRANSFERIDO	1,926,540 X 1.1	KCAL / HR		LMTD (CORREGIDA) °C:	17.5	
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA	KCAL / HR-M ² -°C	LIMPIO	539.90	SERVICIO	442.75	

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	LB / PULG ² MAN.	KG / CM ² MAN.	7.5	14.0		
PRESION DE PRUEBA	LB / PULG ² MAN.	KG / CM ² MAN.	12	21.5		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°F	°C	128	80		
TUBOS	SB - 111 - 706 No. 520	D.E. 19.05 mm	ESP. 2.108 mm	LONG. 4,300 mm	ARREGLO CUADRADO <input checked="" type="checkbox"/>	
ENVOLVENTE	SA - 516 - 70	D.I. 737.00 mm	ESP. _____	TUBO TIPO LISO	PASO: 25.4 mm	
TAPA DE ENVOLVENTE	SA - 516 - 70	TAPA DE CABEZAL FLOTANTE		SA - 516 - 70		
CANAL	SA - 516 - 70 (3)	TAPA DEL CANAL		SA - 516 - 70(3)	BRIDAS: SA - 105	
ESPEJOS: FLUJO	SA - 105 (3)	FLOTANTE		SA - 105 (3)	TIPO MAMPARAS: SEGMENTADAS	
MAMPARAS/PLACA DE AMARRE	SA - 283 - C	ESPACIAMIENTO mm/No.		152.4 / 26	% CORTE: 17	FLUJO: LADO - LADO
MAMPARA LONGITUDINAL	NO REQUIERE	AISLANTE		NO REQUIERE	PLACA DE CHOQUE NO REQUIERE	
TIPO DE UNION: ENVOLVENTE	BRIDADA	TUBOS		BRIDADA	TUBO A ESPEJO ROLADA	
EMPAQUES: ENVOLVENTE A TAPA	(1)	ENVOLVENTE		(1)	ESPEJO A CANAL (1)	
CABEZAL: FLOTANTE	(1)	CANAL A TAPA		(1)	FAJAS DE SELLO: SA - 283 - C	
CORROSION PERMISIBLE	LADO ENVOLVENTE 3.2 mm				LADO TUBOS _____	
CODIGOS REQUERIDOS: TEMA "R" ASME II, VIII DIV. 1, API - 660 ULTIMA EDICION						
PESO VACIO	6,548.2 Kg	HAZ DE TUBOS	3,881.4 Kg	LLENO DE AGUA	8,116.9 Kg	

NOTAS GENERALES

(1) Acero al Carbon / Acero Inoxidable relleno de Asbesto	8	1	19 DIAM. / 6000	COPLE ROSC.	DRENADO
tipo: Flexitallic	7	1	19 DIAM. / 6000	COPLE ROSC.	VENTEO
	6	4	19 DIAM. / 6000	COPLE ROSC.	CONEX. IND. DE PRESION
(2) El proveedor deberá revisar, validar y complementar la información mostrada en esta hoja de datos.	5	4	25 DIAM. / 6000	COPLE ROSC.	CONEX. IND. DE TEMPERATURA
	4	1	101.6 / 150	W N R F	ENTRADA DE AGUA
	3	1	101.6 / 150	W N R F	SALIDA DE AGUA
(3) Las partes internas del equipo en contacto con agua deben ser recubiertas de clad compatible con el material de tubos.	2	1	152.4 / 150	W N R F	ENTRADA DE ACEITE
	1	1	152.4 / 150	W N R F	SALIDA DE ACEITE

NUM	CANT.	TAMAÑO Y RANGO	TIPO Y CARA	SERVICIO
		TAMAÑO mm	DATOS DE BOQUILLAS POR EQUIPO	RANGO Lb/pulg ²



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

PLANT: BATERIA CENTRAL SAMARIA II	CONTRATO No.: PEMEX-UNAM-1	HOJA 1 DE 1
LOCAL: ACCION: ACTIVO SAMARIA, SITIO GRANDE	REQUISICION No.:	FECHA: ENERO/2002
CLAVE: EC-101 A.B	HECHA POR: RMD	APROBADA POR:
No. UNIDADES: 1 (UNA)	EDICION: PRELIMINAR	REVISION: 0
No. DE EQUIPOS POR UNIDAD: 2 (DOS)		

ENFRIADOR CON AIRE HOJA DE ESPECIFICACIONES (5)

SERVICIO: ENFRIADOR DE ACEITE		
DIMENSIONES POR EQUIPO (L x A): 6.1 x 25.2 m	TIPO: TIRO FORZADO	No. DE SECCIONES: 7
SUPERFICIE/EQUIPO: 15.841 mt	SUPERFICIE POR BANCO: TUBO ALETADO: 1,131.50 m	TUBO LISO: 30.63 m
CARGA TERMICA/UNIDAD: 17,717,616 x 1.1 Kcal/h	CARGA TERMICA /EQUIPO: 8,858,800 x 1.1 Kcal/h	LMTD EFECTIVA: 28.9 °C
COEF. GLOBAL DE TRANSF. DE CALOR (ALETADO/LISO)	SERVICIO: 13.66 / 294.18 KCal/h-m °C	LIMPIO: 18.69 KCal/h-m °C

DATOS DE OPERACIÓN POR UNIDAD

LADO TUBOS

FLUIDO:	ACEITE		SERVICIO LETAL	SI NO	ENTRADA	SALIDA
FLUJO TOTAL:	1,191,291 x 1.1 Kg/h		DENSIDAD (LIQ./VAP.)		817.26 / 0.0	830.49 / 0.0
	ENTRADA	SALIDA	CALOR ESP (LIQ./VAP.)		0.490 / 0.0	0.47 / 0.0
TEMPERATURA:	°C 83.2		COND. TERM. (LIQ./VAP.)		0.0847 / 0.0	0.0872 / 0.0
LIQUIDO	Kg/h 1,191,291 x 1.1	1,191,291 x 1.1	CALOR LATENTE			
VAPOR	Kg/h 0.0	0.0	TEMP. BURBUJA/ROCIO			
INCONDENSABLES	Kg/h		VELOCIDAD			
VAPOR DE AGUA	Kg/h 0.0	0.0	PRESION		4.5	3.8
AGUA	Kg/h 30.0 x 1.1	30.0 x 1.1	CAIDA DE PRESION (PERM./CALC.)			0.70 / 0.70
VISCOSIDAD (LIQ./VAP.)	cP 1,550 / 0.0	2,685 / 0.0	ENSUCIAMIENTO INTERNO			0.0007

LADO AIRE

FLUJO DE AIRE / EQUIPO:	1,683,550 x 1.1 Kg/h	ALITUD:	NIVEL DEL MAR	m
FLUJO DE AIRE / VENTILADOR:	3,880 x 1.1 m³ AM	TEMPERATURA DE ENTRADA:	37.8	°C
PRESION ESTATICA:	11.21 mm AGUA	TEMPERATURA DE SALIDA:	51.8	°C

DATOS DE CONSTRUCCION POR EQUIPO

PRESION DE DISEÑO:	7.0 Kg/cm MAN	PRESION DE PRUEBA:	10.5 Kg/cm² MAN	TEMPERATURA DE DISEÑO:	110 °C
BANCO DE TUBOS		CABEZAL		TUBOS	
DIMENSIONES (LxA):	6.1 x 1.8 m	TIPO:	CAJA CON TAPONES	MATERIAL:	SA-179
ARREGLO		MATERIAL:	SA-516-70	DIAMETRO EXTERNO:	25.4 mm BWG: 14
SECCIONES:	PARALELO 7 SERIE 1	No. DE PASOS:	4 INCLINACION: HORIZONTAL	No./SECCION:	216
BANCOS/SECC.:	PARALELO 2 SERIE 1	MATERIAL DE TAPONES:	SA-105	LONGITUD:	6,100 mm
No. DE CAMAS:	4	MATERIAL DE EMPAQUE:	AC. INOX. SUAVE	ARREGLO:	60.96 mm Δ
PASILLOS:	SA-36	CORROSION PERMISIBLE:	3.2 mm	ALETA	
ESTRUCTURA:	SA-36	CODIGO:	ASME SECC.VIII DIV. 1 API 661	MATERIAL:	ALUMINIO
ESCALERA:	SA-36	RADIOGRAFIADO:	100 %	DIAMETRO EXTERIOR:	57.15 mm
PERSIANAS:	NO	TRATAMIENTO TERMICO:	EN CABEZALES	No./PULGADA:	10 ESPESOR: 0.457 mm
INTERRUPTOR DE VIBRACION:	REQUIERE	RANURADO TUBO-ESPEJO:	REQUERIDO	TIPO:	BIMETALICA EXTRUIDA

EQUIPO MEC NICO

VENTILADOR		MOTOR		REDUCTOR DE VELOCIDAD	
MARCA: (1)	ANGULO ASPAS (2)	TIPO:	JAULA DE ARDILLA (3)	TIPO:	POR BANDAS "V"
No./UNIDAD: 28	HP/VENTILADOR: 15	No./UNIDAD: 28	ARMAZON: 254-T	No./UNIDAD: 28	No. DE BANDAS: (1)
DIAMETRO: 2.5 m	RPM 424	RPM: 1750	FS 1.15 HP 20	SOPORTE:	BASTIDOR SUSPENDIDO.
No. ASPAS: 4	MODELO: (1)	CUBIERTA DEL MOTOR:	TEFC-XP	AGMA HP (1)	POL. (1)
MATERIAL DEL ASPA	FIBRA DE VIDRIO	VOLT./FASE/CICLOS:	460/3/60	RELACION DE VELOCIDAD:	(1)
MATERIAL DE CUBO	HIERRO FUNDIDO	MARCA: (1)		MARCA: (1)	
PESO: VACIO (1)	Kg.	EN OPERACION (1)	Kg.	LLENO DE AGUA (1)	Kg.

NOTAS:

(1) POR PROVEEDOR	6	4	19/6000	COPLER	DRENE
(2) FIJO	5	4	19/6000	COPLER	VENTEO
(3) AISLAMIENTO TROPICALIZADO CLASE "B"	4	4	19/6000	COPLER	CONEX.IND. PRESION
(4) LOS VENTILADORES DEBERAN TENER	3	4	25/6000	COPLER	CONEX.IND. TEMPERATURA
TRINQUETE DE NO RETROCESO.	2	4	(1)	WNRF	SALIDA DE ACEITE
(5) EL PROVEEDOR DEBERA REVISAR, VALIDAR Y	1	4	(1)	WNRF	ENTRADA DE ACEITE
COMPLEMENTAR LA INFORMACION MOSTRADA	NUM.	CANT.	DIAM. Y RANGO	TIPO Y CARA	SERVICIO
EN ESTA HOJA DE DATOS			DIAMETRO mm	DATOS DE BOQUILLA POR EQUIPO	RANGO Lb/in²



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA BATERIA CENTRAL SAMARIA II		HOJA 1 DE 1			
LOCALIZACION :	ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE	EDICION	FECHA	HECHA POR	AP. POR
CONTRATO N°	PEMEX-UNAM-1	PRELIMINAR	ENERO/2002	RMD	
CLAVE	FA-101 AB				
N° DE UNIDADES	(2) DOS				

RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE PROCESO)

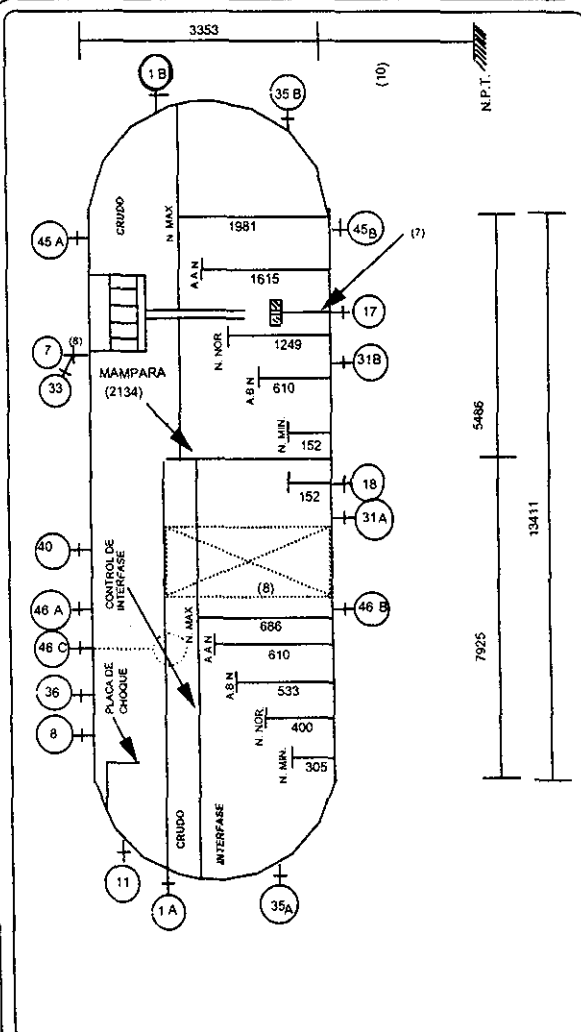
REV	1	SERVICIO	SEPARADOR TRIFASICO DE BAJA PRESION				POSICION:	HORIZONTAL
	2	TIPO DE FLUIDO :	LIQUIDO	HIDROCARBUROS	FLUJO :	5225 (2) / 1238 (3) lpm	DENSIDAD	0.833(2) / 0.989(3) g/cm ³
	3		VAPOR O GAS	HIDROCARBUROS/AGUA	FLUJO :	3.2 m ³ /seg.	DENSIDAD	0.006 g/cm ³
	4	TEMPERATURA :	OPERACION	48 °C	MAXIMA	58 °C	DISEÑO	73 °C
	5	PRESION :	OPERACION	6.0 Kg/cm ² man.	MAXIMA	7.0 Kg/cm ² man.	DISEÑO	9.0 Kg/cm ² man.
	6	DIMENSIONES :	LONGITUD T-T	13411 mm	DIAMETRO INT.	3353 mm	CAP. TOTAL	118 406 (T-T) lt.
	7	NIVEL :	NORMAL	533(4) / 1249(5) mm	MAXIMO	686 (4) / 1981 (5) mm	MINIMO	305(4) / 152(5) mm
	8	ALARMA	ALTO NIVEL	610(4) / 1615(5) mm	ALARMA BAJO NIVEL	400(4) / 610(5) mm	NIVEL DE PARO	mm
	9	MATERIALES :	CASCARON	SA-516-70	CABEZAS	SA-516-70		
	10	PLACAS TIPO VANES		MATERIAL	SA-240-316L (6)			
	11	MALLA COALESCEDORA	(8)	MATERIAL	(8)			
	12	DIMENSIONES	(6) mm	ANCHO	(6) mm			
	13	CORROSION PERM :	CASCARON	3.2 mm	CABEZAS	3.2 mm		
	14	AISLAMIENTO :	SI REQUIERE					
	15	RECUBRIMIENTO INTERNO :	NO:	EXTERNO: RP-6, RA-26, RA-28				

BOQUILLAS

N°	N° REQ.	DIAM. NOMINAL	SERVICIO	
16	1 AB	2	610	ENTRADA DE HOMBRE
17	7	1	406	SALIDA DE GAS A COMPRESION
18	8	1	51	VENTEO
19	11	1	610	ALIMENTACION POZOS DE B.P.
20	17	1	356	SALIDA CRUDO A GA-101AB/2R
21	18	1	152	SALIDA AGUA A TRATAMIENTO
22	31 AB	2	76	DRENE
23	33	1	(9)	VALVULA DE SEGURIDAD
24	35 AB	2	51	CONEXION DE SERVICIO
25	36	1	38	INDICADOR DE PRESION
26	40	1	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
27	45 AB	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
28	46 AC	3	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS :

- 1) ACOTACIONES Y DIAM. DE BOQUILLAS EN mm., 2) HIDROCARBUROS., 3) FASE ACUOSA.,
- 4) NIVELES DE SEPARACION HIDROCARBUROS-AGUA., 5) NIVELES DE CRUDO.,
- 6) ELIMINADORES DE ARRASTRE TIPO VANE EFIC. MIN. DE REMOCION DE PARTICULAS 99% CON UN TAMAÑO DE 8-10 MICRAS Y MAYORES, EL DISEÑO SERA RESPONSABILIDAD DEL PROVEEDOR.,
- 7) ROMPEDOR DE REMOLINOS SA-516-70
- 8) MALLA COALESCEDORA DE A. INOX. TP-316L EF. MIN. DE SEP 95%, ARREGLO. NUMERO. DIMENSIONES Y LOCALIZACION POR PROVEEDOR.,
- 9) EN LINEA. SE DEBERA DEJAR LA PREPARACION PARA COLOCARLA SOBRE EL CUERPO DEL RECIPIENTE.
- 10) MINIMO POR NPSH DE BOMBA GA-101AB/2R.
- 11) NO SE DEBERA UTILIZAR INTERNO TIPO MALLA COMO ELEMENTO DE SEPARACION.



REVISION	0	1	2
FECHA			
HECHA POR			
AP. POR			

TESIS CON
FALTA DE ORIGEN

FA101AB PRE



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

**TESIS CON
FALTA DE ORIGEN**

PLANTA BATERIA CENTRAL SAMARIA II.		HOJA 1 DE 1		
LOCALIZACION	ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE	EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO N°	PEMEX-UNAM-1	PRELIMINAR	ENERO/2002	RMD
CLAVE	FA-102 AB			
N° DE UNIDADES	(2) DOS			

RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

REV
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15

SERVICIO	SEPARADOR BIFASICO DE BAJA PRESION				POSICION:	HORIZONTAL		
TIPO DE FLUIDO :	LIQUIDO	HIDROCARBUROS/AGUA	FLUJO :	666(2) / 1148(3)	lpm ;	DENSIDAD	0.855(2) / 0.995(3)	
	VAPOR O GAS	-----	FLUJO :	-----	m ³ /seg;	DENSIDAD	-----	
TEMPERATURA :	OPERACION	33	°C ;	MAXIMA	40	°C ;	DISEÑO	55
PRESION :	OPERACION	6.0	Kg/cm ² man. ;	MAXIMA	7.0	Kg/cm ² man. ;	DISEÑO	9.0
DIMENSIONES :	LONGITUD T-T	12 192	mm ;	DIAMETRO INT.	3353	mm ;	CAP. TOTAL	107642
NIVEL :	NORMAL	579(4) / 1615(5)	mm ;	MAXIMO	762(4) / 2 591(5)	mm ;	MINIMO	305(4) / 152(5)
ALARMA	ALTO NIVEL	671(4) / 2 103(5)	mm ;	ALARMA BAJO NIVEL	419(4) / 762(5)	mm ;	NIVEL DE PARO	mm

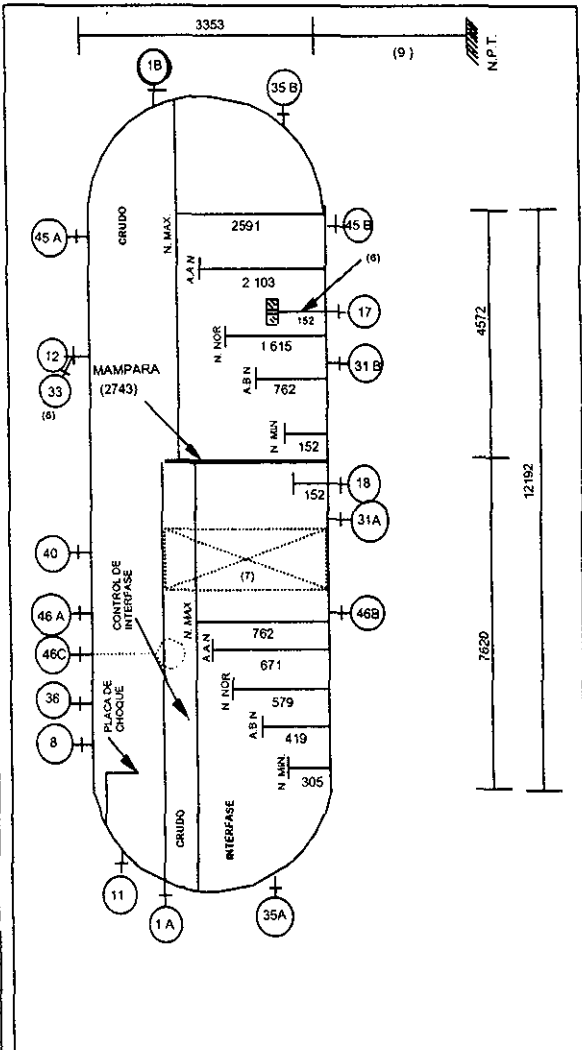
MATERIALES :	CASCARON	SA-516-70	CABEZAS	SA-516-70		
MALLA COALESCEDORA	(7)	MATERIAL	(7)			
DIMENSIONES :	LONGITUD	-----	mm	ANCHO	-----	mm
CORROSION PERM :	CASCARON	3.2	mm	CABEZAS	3.2	mm
AISLAMIENTO :	NO REQUIERE					
RECUBRIMIENTO INTERNO :	NO.	EXTERNO:	RP-6, RA-26, RA-28			

BOQUILLAS

N°	N° REQ.	DIAM. NOMINAL	SERVICIO
1 AB	2	610	ENTRADA DE HOMBRE
8	1	51	VENTEO
11	1	305	ALIMENTACION DE BAT. PERIF.
12	1	102	ENT./SALIDA GAS PRESURIZ
17	1	356	SALIDA CRUDO A GA-102AB/2R
18	1	152	SALIDA AGUA A TRATAMIENTO
31 AB	2	76	DRENE
33	1	(8)	VALVULA DE SEGURIDAD
35 AB	2	51	CONEXION DE SERVICIO
36	1	38	INDICADOR DE PRESION
40	1	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
45 AB	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
46 AC	3	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS :

- 1) ACOTACIONES Y DIAM. DE BOQUILLAS EN mm.
- 2) HIDROCARBUROS.
- 3) FASE ACUOSA.
- 4) NIVELES DE SEPARACION HIDROCARBUROS-AGUA.
- 5) NIVELES DE CRUDO.
- 6) ROMPEDOR DE REMOLINOS SA-516-70
- 7) MALLA COALESCEDORA DE A. INOX. TP-316L EF. MIN. DE SEP. 96%. ARREGLO, NUMERO, DIMENSIONES Y LOCALIZACION POR PROVEEDOR.
- 8) EN LINEA SE DEBERA DEJAR LA PREPARACION PARA COLOCARLA SOBRE EL CUERPO DEL RECIPIENTE
- 9) MINIMO POR NPSH DE BOMBA GA-102 AB/2R.
- 10) NO SE DEBERA UTILIZAR INTERNO TIPO MALLA COMO ELEMENTO DE SEPARACION.



REVISION	0	1	2
FECHA			
HECHA POR			
AP. POR			

FA102AB PRE



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA	BATERIA CENTRAL SAMARIA II.	HOJA 1 DE 1			
LOCALIZACION	ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE	EDICION	FECHA	HECHA POR	AP. POR
CONTRATO N°	PEMEX-UNAM-1	PRELIMINAR	ENERO/2002	RMD	
CLAVE	FA-103				
N° DE UNIDADES	1 (UNA)				

RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

REV
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15

SERVICIO	SEPARADOR BIFASICO DEL TERCARIO				POSICION:	HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO :	LIQUIDO	HIDROCARBUROS/AGUA	FLUJO :	436(2) / 79(3)	lpm ; DENSIDAD	0.848(2) / 0.984(3)	g/cm ³
	VAPOR O GAS	HIDROCARBUROS	FLUJO :	0.75	m ³ /seg; DENSIDAD	0.002	g/cm ³
TEMPERATURA :	OPERACION	30	°C ; MAXIMA	38	°C ; DISEÑO	53	°C
PRESION :	OPERACION	1.0	Kg/cm ² man. ; MAXIMA	2.0	Kg/cm ² man. ; DISEÑO	4.0	Kg/cm ² man.
DIMENSIONES :	LONGITUD T-T	3 048	mm ; DIAMETRO INT.	2 134	mm ; CAP. TOTAL	10 898 (T-T)	lt.
NIVEL :	NORMAL	762(4)	mm ; MAXIMO	1067(4)	mm ; MINIMO	305(4)	mm
ALARMA	ALTO NIVEL	915(4)	mm ; ALARMA BAJO NIVEL	496(4)	mm ; NIVEL DE PARO		mm
MATERIALES :	CASCARON	SA-516-70	CABEZAS	SA-516-70			
PLACAS TIPO VANES	(5)	MATERIAL	SA-240-316L (5)				
MALLA COALESCEDORA							
DIMENSIONES	LONGITUD	(5) mm	ANCHO	(5) mm			
CORROSION PERM :	CASCARON	3.2 mm	CABEZAS	3.2 mm			
AISLAMIENTO :	NO REQUIERE.						
RECUBRIMIENTO INTERNO :	NO:	EXTERNO: RP-6, RA-26, RA-28					

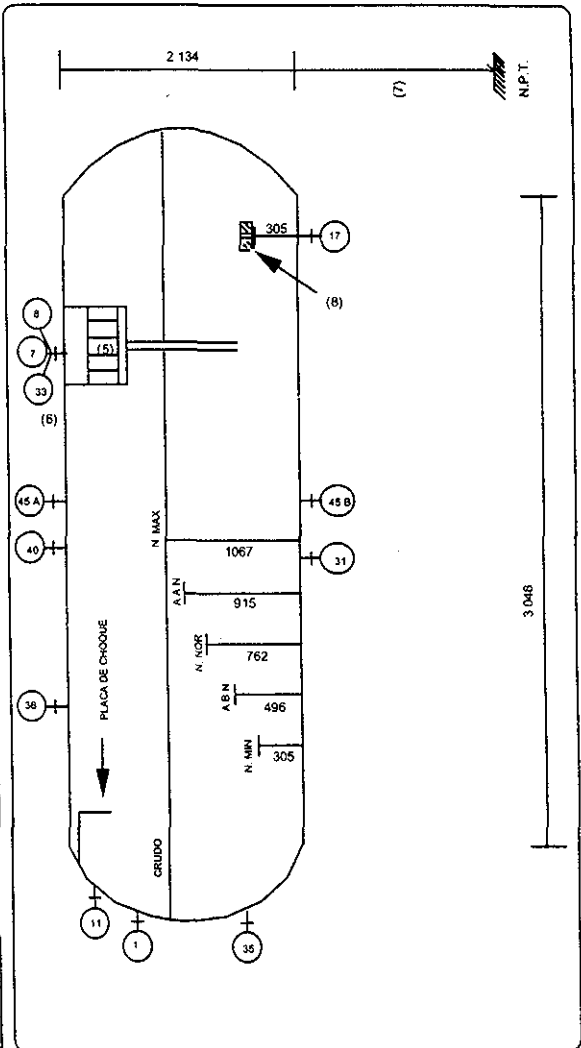
BOQUILLAS

16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30

N°	N° REQ.	DIAM. NOMINAL	SERVICIO
1	1	610	ENTRADA DE HOMBRE
7	1	254	SALIDA DE GAS A REC. DE VAPOR
8	1	25	VENTEO
11	1	203	ALIMENT. POZOS SAM. TERCAR.
17	1	152	SALIDA DE CRUDO A GA-103/R
31	1	51	DRENE
33	1	(6)	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
36	1	38	INDICADOR DE PRESION
40	1	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
45 AB	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS :

- 1) ACOTACIONES Y DIAM. DE BOQUILLAS EN mm.
- 2) HIDROCARBUROS. 3) FASE ACUOSA.
- 4) NIVELES DE HIDROCARBUROS-AGUA.
- 5) ELIMINADOR DE ARRASTRE TIPO VANE EFIC. MIN. DE REMOCION DE PARTICULAS 99% CON UN TAMAÑO DE 8-10 MICRAS Y MAYORES. EL DISEÑO SERA RESPONSABILIDAD DEL PROVEEDOR.
- 6) EN LINEA. SE DEBERA DEJAR LA PREPARACION PARA COLOCARLA SOBRE EL CUERPO DEL RECIPIENTE.
- 7) MINIMO POR NPSH DE BOMBA GA-103/R.
- 8) ROMPEDOR DE REMOLINOS.



**TESIS CON
FALTA DE ORIGEN**

REVISION	0	1	2
FECHA			
HECHA POR			
AP. POR			



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA	BATERIA CENTRAL SAMARIA II.	HOJA 1 DE 1		
LOCALIZACION	ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE	EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO N°	P 701	PRELIMINAR	ENERO/2002	RMD
CLAVE	FA-106			
N° DE UNIDADES	UNA			

RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

REV.
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15

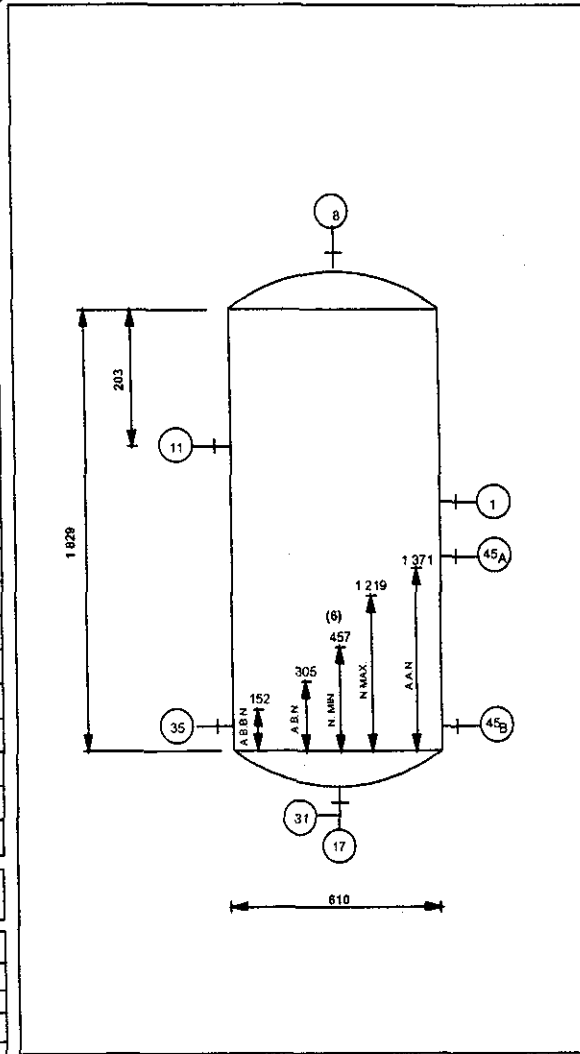
SERVICIO	TANQUE COLECTOR DE AGUA				POSICION:	VERTICAL
TIPO DE FLUIDO :	LIQUIDO	HIROCARBUROS/AGUA	FLUJO :	75 (3X4X7)	lpm ; DENSIDAD	0.968 g/cm ³
	VAPOR O GAS	-----	FLUJO :	-----	m ³ /seg; DENSIDAD	----- g/cm ³
TEMPERATURA :	OPERACION	96 °C ;	MAXIMA	96 °C ;	DISEÑO	111 °C
PRESION :	OPERACION	6.7 Kg/cm ² man. ;	MAXIMA	7.9 Kg/cm ² man. ;	DISEÑO	9.9 Kg/cm ² man.
DIMENSIONES :	LONGITUD T-T	1829 mm ;	DIAMETRO INT.	610 mm ;	CAP. TOTAL	535 lt.
NIVEL :	NORMAL	----- mm ;	MAXIMO	1219 (6) (7) mm ;	MINIMO	457 (6) mm
ALARMA	ALTO NIVEL	1371 (6) mm ;	ALARMA BAJO NIVEL	305/152 (6) mm ;	NIVEL DE PARO	----- mm
MATERIALES :	CASCARON	SA-285-C	CABEZAS	SA-234-WPB		
MALLA COALESCEDORA	-----	MATERIAL	-----			
DIMENSIONES :	LONGITUD	----- mm	ANCHO	----- mm		
CORROSION PERM :	CASCARON	3.2 mm	CABEZAS	3.2 mm		
AISLAMIENTO :	(5)					
RECUBRIMIENTO INTERNO :	NO.	EXTERNO: RP-6, RA-26, RA-28				

BOQUILLAS

N°	N° REQ.	DIAM. NOMINAL	SERVICIO
16	1	254	REGISTRO DE HOMBRE
17	8	25	VENTEO
18	11	102	ALIMENTACION DE DA-101
19	17	51	SALIDA DE AGUA A TRATAMIENTO
20	31	25	DRENE
21	35	51	CONEXIÓN DE SERVICIO
22	45 AB	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			

NOTAS :

- 1) ACOTACIONES Y DIAM. DE BOQUILLAS EN mm.
- 2) PRESION ATMOSFERICA 1.0332 Kg/cm² man ABS.
- 3) EL TANQUE OPERARA INUNOADO
- 4) EL VACIADO DEL TANQUE SERA EN FORMA INTERMITENTE
- 5) CONSEVACION DE CALOR Y PROTECCION DE PERSONAL
- 6) NIVEL DE INTERFASE HC/AGUA
- 7) FLUJO DE DISEÑO



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

REVISION	0	1	2
FECHA			
HECHA POR			
AP. POR			

FA 106 PRE

IV.10 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

**SERVICIOS
AUXILIARES**

CLIENTE: PEMEX EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN	CONTRATO No. PEMEX-UNAM-1
PLANTA: BATERIA CENTRAL SAMARIA II	HOJA 1 DE 4
LOCALIZACIÓN: ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE	

SERVICIO AGUA DE LAVADO (1)

CONDICIONES DE SUMINISTRO Presión 13.4 Kg/cm² man., Temperatura 25°C (197 psig, 77 °F)

CONDICIONES DE RETORNO Presión 3.5 Kg/cm² man., Temperatura 45°C (50 psig, 113 °F) (2)

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO			
		NORMAL		MÁXIMO	
		LPM	GPM	LPM	GPM
FA-105 AC	DESALADOR ELECTROSTÁTICO	1202	317.6	1,202	317.6
	TOTAL	1202	317.6	1,202	317.6

NOTAS:

- (1) PUNTO DE INYECCIÓN: LÍNEA DE SALIDA DE INTERCAMBIADOR CRUDO-AGUA EA-103.
- (2) AGUA A TRATAMIENTO PARA INYECCIÓN A POZOS.

REVISIÓN	0 - PREL	1- APDP	2	3	4	5	6	7
FECHA	ENE/02							
ELAB. POR	RMD							
APR. POR								

IDSE/BAUX PRE

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

**SERVICIOS
AUXILIARES**

CLIENTE:	PEMEX EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN	CONTRATO No.	PEMEX-UNAM-1
PLANTA:	BATERIA CENTRAL SAMARIA II	HOJA	2 DE 4
LOCALIZACIÓN:	ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE		

SERVICIO COMBUSTIBLE GASEOSO (1)

CONDICIONES DE SUMINISTRO Presión 60 Kg/cm² man., Temperatura 30 °C (853 psig, 86 °F)

CONDICIONES DE RETORNO -----

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO (2) (3)			
		NORMAL		MÁXIMO	
		Mm ³ /h	MMft ³ /h	Mm ³ /h	MMft ³ /h
BA-101	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO (HORNO)	72.988	2.577	87.586	3.092
	TOTAL	72.988	2.577	87.586	3.092

NOTAS:

- (1) PODER CALORÍFICO NETO: 9031.7 Kcal/m³ @ 20 °C y 1.0 kg/cm² abs.
(9478.0 Kcal/m³ @ 15.5 °C y 1.0332 kg/cm² abs).
- (2) CONSUMO ESTIMADO.
- (3) CONSUMO REFERIDO @ 20°C Y 1.0 kg/cm² abs.

REVISIÓN	0 - PREL	1- APDP	2	3	4	5	6	7
FECHA	ENE/02							
ELAB. POR	RMD							
APR. POR								

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

AGENTES
QUÍMICOS

CLIENTE:	PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION	CONTRATO No.	PEMEX-UNAM-1
PLANTA:	BATERIA CENTRAL SAMARIA II	HOJA	3 DE 4
LOCALIZACIÓN:	ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE		

SERVICIO	DESEMULSIFICANTE QUÍMICO (1)
CONDICIONES DE SUMINISTRO	Presión 13.1 Kg/cm ² man., Temperatura 33°C (186 psig, 91 °F) (2)
CONDICIONES DE RETORNO	Presión 11.3 Kg/cm ² man., Temperatura 33°C (161 psig, 91 °F)

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO			
		NORMAL		MÁXIMO	
		L/H	GPH	L/H	GPH
FA-104 AC	DESHIDRATADOR ELECTROSTÁTICO (2)	17.0	4.5	18.7	5.0
FA-105 AC	DESALADOR ELECTROSTÁTICO (3)	17.0	4.5	18.7	5.0
	TOTAL	34.0	9.0	37.4	10.0

NOTAS:

- (1) TIPO BAKER AQUANOX M-200 O CALIDAD SIMILAR
g.e. @ 15.6 °C = 0.93
VISCOSIDAD @ 25 °C = ----- cp.
- (2) INYECCIÓN A LA ENTRADA DEL INTERCAMBIADOR EA-101.
- (3) INYECCIÓN A LA ENTRADA DE LA VÁLVULA MEZCLADORA.

REVISIÓN	0 - PREL	1- APDP	2	3	4	5	6	7
FECHA	ENE/02							
ELAB. POR	RMD							
APR. POR								

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

ENERGÍA ELÉCTRICA

CLIENTE: PEMEX EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN

CONTRATO No. PEMEX-UNAM-1

PLANTA: BATERIA CENTRAL SAMARIA II

HOJA 4 DE 4

LOCALIZACIÓN: ACTIVO SAMARIA-SITIO GRANDE

CONDICIONES DE SUMINISTRO Frecuencia: 60 Ciclos

CLAVE	EQUIPO	VOLTAJE	FASES	POTENCIA (KW) (1)	
				OPER.	INST.
EC-101 AB	MOTOR DE ENFRIADOR DE ACEITE	480	3	1440	1440
FA-104 AC	TRANSFORMADOR DEL DESHIDRATADOR ELECTROSTÁTICO	480	3	127.5 (2)	127.5 (2)
FA-105 AC	TRANSFORMADOR DEL DESALADOR ELECTROSTÁTICO	480	3	127.5 (2)	127.5 (2)
GA-101 AB/2R	MOTOR DE BOMBA DE TRASIEGO A PLATA DESHIDRATADORA	480	3	126.4	253
GA-102 AB/2R	MOTOR DE BOMBA DE TRASIEGO A PLANTA DESHIDRATADORA	480	3	161.2	322
GA-103/R	MOTOR DE BOMBA DE TRASIEGO A PLATA DESHIDRATADORA	480	3	10.4	20.9
GA-104 AB/R	MOTOR DE BOMBA DEL HORNO	480	3	124.2	186
GA-105 AD/R	MOTOR DE BOMBA DE ACEITE	480	3	886.7	1,108
GA-106/R	MOTOR DE BOMBA DE TRASIEGO	480	3	36.8	74
GA-107 AC/R	MOTOR DE BOMBA DEL INTERCAMBIADOR LATERAL	480	3	173.4	231
TOTAL				2959.1	3635.5

NOTAS:

- (1) REQUERIMIENTOS DE PROCESO
- (2) VALORES ESTIMADOS

REVISIÓN	0 - PREL	1- APDP	2	3	4	5	6	7
FECHA	ENE/02							
ELAB. POR	RMD							
APR. POR								

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

CAPITULO V

CONCLUSIONES

V CONCLUSIONES

- El estudio técnico indica que el proceso con torre estabilizadora es el más conveniente. Con este sistema, se obtiene el máximo rendimiento de crudo, mayor °API y además cumple con la especificación de PVR de 6.5 psia y con un contenido de H₂S menor a 80 ppm, comparado con los casos de estabilización con calentamiento. La estabilización con torre tiene una tecnología probada y ha sido utilizado por más de veinticinco años.
- Del análisis de tecnologías de estabilización de crudo se obtuvo que para la selección de un proceso de estabilización para un sistema específico se requiere de un estudio cuidadoso que deberá considerar varios factores principalmente, las propiedades del crudo (densidad API, viscosidad, contenido de fracciones ligeras, etc.), las especificaciones para su venta (presión de vapor, contenido de ácido sulfhídrico), la infraestructura existente, la disponibilidad de servicios auxiliares, el presupuesto disponible. Además como el precio del crudo, las políticas de comercialización vigentes y la filosofía de manejo y distribución del crudo.
- En el sistema de separación en etapas, la presión de la primera generalmente está limitada por el diseño del recipiente y por la capacidad de producción que tienen los pozos, ya que un incremento en la presión del separador da como resultado una reducción del gasto aportado por los pozos. Por otra parte, la presión en la última etapa, se controla para obtener la presión de vapor Reid especificada del crudo que se enviará al tanque de almacenamiento.
- La presión de vapor Reid del petróleo crudo del Sistema Nacional (PEP) para venta a Refinería y a Exportación es de 6.5 psia máximo. No obstante los crudos a nivel internacional se manejan con una PVR de 10 a 12 psia.
- Las especificaciones de H₂S máximo en el crudo generalmente se encuentran en un rango de 60 a 80 ppm sin embargo, en procesos con fraccionamiento pueden ser tan bajos como 10 ppm.
- Los estándares establecen los límites de emisión de contaminantes considerados perjudiciales para la salud y al medio se encuentra por la National Ambient Air Quality Standards (NAAQS), Ambient Air Quality Standards (AAQS) y California Air Quality Standards (CAQS), esta última es la que tiene las especificaciones más estrictas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

- Air Resources Board (ARB) de California y la agencia de protección del medio ambiente (EPA) de los E.U. promulgaron estándares de calidad ambiente del aire. La EPA promulgó propuesta y regla final de estándares nacionales finales de la emisión para los agentes contaminantes peligrosos del aire: Refinerías del Petróleo (60 FR 36130 y 43244) identificando 189 contaminantes peligrosos. En la propuesta Indica los requerimientos de control de Emisiones en Tanques de Almacenamiento en la Regla No. 463 " California's South Coast Air Quality Management District and the storage vessel NSPS (Subpart Kb). En donde se menciona que el crudo debe contener 70 ppm en peso de ácido sulfhídrico en un tanque de techo flotante; aunque en la regla final ya no lo incluye.

BIBLIOGRAFÍA

LIBROS:

- L1 Campbell J.M. "Gas conditioning and processing" Vol. 1: The basic principles. Mayo 1990
- L2 Nicolas Ruiz F. Tesis : "Estabilización de Crudo en la Terminal Marítima de Dos Bocas, Tabasco" UMAM 1999.
- L3 Francis S. Manning and Richard E. Thomson "Oilfield Processing" Vol. 2: Crude Oil. Penn Well Books, 1995
- L4 Arnold K, and Stewart M. "Surface Production Operations", Vol. 1 Design of Oil Handling Systems and Facilities", Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1986.
- L5 Arnold K, and Stewart M. "Surface Production Operations", Vol. 2 Design of Gas-Handling Systems and Facilities", Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1986.

MANUALES

- M1 Ward Rosen, "Training for Professional Performance in the Petroleum Industry, Manual P-12 "Stabilizing crude oil and condensate", Petroleum Learning Programs Ltd., Houston, Texas.
- M2 Evaluación de tecnologías de estabilización de crudo. Instituto Mexicano del Petróleo. División de Proceso. 1997.
- M3 R.H.W. Powell Exxon Production Research Company "Crude Stabilization" Aramco Process Round Table, Nov 15-18, 1981, Dhahran, Saudi Arabia.
- M4 Manual Amoco Two Tower Stabilization Process, 63rd Annual GPA Convention, March 19-21, 1984, New Orleans, Louisiana
- M5 Ward Rosen, "Training for Professional Performance in the Petroleum Industry, Manual F-3 "Hydrocarbons", Petroleum Learning Programs Ltd., Houston, Texas.
- M6 Texas Natural Resources Conservation Commission. Technical Guidance Package for: Chemical Sources Hydrogen sulfide. March 2001 Draft RG-339

ARTÍCULOS

- A1 Método de prueba estándar para la determinación de la presión de vapor de productos del petróleo ASTM Designation: D 323-97.
- A2 Georges Moins. Crude Stabilization Updated 1 "Optimization of crude stabilization units", Oil and Gas Journal, Jan 21, 1980.
- A3 Georges Moins. Stabilization Updated 2 "Stabilization Process Comparison Helps Selection", Oil and Gas Journal, Jan 28, 1980.
- A4 IFP "Distillation, heat recovery meet RVP specification for stabilized crude. Offshore, November 1999
- A5 Michiel van Wick, Stephen Bassett "Controller installation pays off for North Sea oil terminal. Oil and Gas Journal Oct 4, 1999.
- A6 J. R. Wolf Jr. SPE 7971 "Removing Hydrogen sulfide from sour crudes in the field" , 1979
- A7 John L. Kennedy "New Tengiz processing plant near start-up" Oil and Gas Journal, Sept 17, 1990.
- A8 K. J. Li; Norske Shell. SPE 49121 "Use of fractionation column in an offshore environment" , 1998
- A9 W. Rizzi, L. Ceffa, G. Stani and D. Taylor Jones OMC99 "Aquila project safety and environmental protection"
- A10 John J. MacDonald, Robert S. Smith Offshore - Topside 1 "Decision trees aid production facility design" Oil and Gas Journal Feb 17, 1997.
- A11 John J. MacDonald, Robert S. Smith Offshore - Conclusion "Decision trees clarify novel technology applications" Oil and Gas Journal Feb 24, 1997.
- A12 Dr. R.N. Maddox, Dr. J. H. Erbar "Distillation crude stabilization boosts recovery", Oil an gas Journals, Apr 23, 1979

PATENTES

- P1 Wo 98/17941 "A process for treating a non-stabilized crude oil", 1998.
- P2 No 5,645,692 "Process for the stabilization of crude oils at the outlet of the extraction well and device for implementation thereof" July 8 1997.

BOLETINES

- B1 I.P. Constructors Division of Kvaerner Process systems Inc. "Technical Bulletin Gas Boots"

PÁGINAS WEB

- PW1 Air Quality Standards (Colusa County Air Pollution Control District)
http://www.colusanet.com/apcd/air_quality_standards.htm
- PW2 California Air Resources Board. Stationary Source. Criteria Pollutant Test Methods. <http://www.arb.ca.gov/testmeth/vol1/vol1.htm>
- PW3 OSHA Hydrogen Sulfide in workplace atmospheres
<http://www.osha.gov/dts/sltc/methods/inorganic/id141/id141.html>
- PW4 OSHA Standards Interpretation and Compliance Letters. The appropriate method for assessing hydrogen sulfide peak exposure levels
http://www.osha.gov/pls/oshaweb/owadisp.show_document
- PW5 American Gas & Chemical co. Ltd. Hydrogen Sulfide (H₂S)
<http://www.amgas.com/h2s.htm>
- PW6 RULE 463. Organic Liquid Storage
<http://www.aqmd.gov/rules/html/r463.html>
- PW7 National Ambient Air Quality Standards (NAAQS)
<http://www.epa.gov/airs/criteria.html>
- PW8 EMC - CFR Promulgated Test Methods (TM)
<http://www.epa.gov/ttn/emc/promgate.html>

APÉNDICE A

NORMATIVIDAD AMBIENTAL

V. NORMATIVIDAD AMBIENTAL

V.1 ESTÁNDARES Y NORMAS

En el diseño de las instalaciones de la Industria Petrolera, se deben de tomar en cuenta las normas ecológicas y la seguridad ambiental, ya que como se sabe, los productos son inflamables y tóxicos y requieren de un manejo adecuado para minimizar riesgos y el impacto al medio ambiente.

Para tal fin, el gobierno se ha preocupado por emitir diferentes normas que regulen la descarga de contaminantes al medio ambiente; principalmente las relacionadas con el área del petróleo.

Adicionalmente, ha sido preocupación de PEMEX implementar en sus instalaciones sistemas de control de emisiones para minimizar el daño del entorno. Dentro de los parámetros de especificación es la Presión de Vapor Reid del crudo y se fija para evitar emisiones de hidrocarburos al ambiente durante su almacenamiento.

Así mismo, algunos clientes, compradores de petróleo crudo, establecen un contenido máximo permisible de H₂S (ácido sulfhídrico), por encontrarse en áreas en donde las regulaciones sobre emisiones a la atmósfera son muy rigurosas.

De esta manera, las normas de emisiones son un parámetro fundamental para la comercialización del petróleo crudo.

Para lo anterior es necesario conocer las normas nacionales e internacionales al respecto. En los siguientes puntos, se definen algunos principios básicos sobre el tema y se describen y anexan las normas principales relacionadas con la comercialización del crudo y la protección del medio ambiente.

En los últimos años, se han implementado actividades regulatorias enfocadas a reducir las emisiones tóxicas y los compuestos orgánicos volátiles (COV's) en áreas emisoras tales como tanques de almacenamiento, venteos y fugas en tuberías, cargas y descargas de hidrocarburos, recolección y tratamiento de agua de desecho, etc.

V.2 ESTANDARES DE CALIDAD DEL AIRE (AQS)^[PW1]

Estado y estándares de calidad ambiente nacionales del aire.

El control de recursos de aire de California (ARB)^[PW2] y la agencia de protección del medio ambiente (EPA) de los E.U. ha promulgado estándares de calidad ambiente del aire. Estos estándares fueron establecidos para proteger salud humana y/o el bienestar. Los niveles de los estándares nacionales y del estado pueden variar porque consideraban diversos informes o información, y los controladores eligió proporcionar un margen más ancho de seguridad en los estándares del estado que los de la EPA de U.S. en los estándares nacionales.

Un estándar de calidad ambiente del aire es un nivel de concentración expresado en partes por millón o microgramos por metro cúbico y un promedio sobre un período de tiempo tal como 1, 8, 24 horas, o un año. Los tiempos de concentraciones promedio es para proteger contra diversos efectos de exposición. Algunos estándares de calidad ambiente del aire se expresan como concentración^{[PW3] [PW4] [PW5]} que no deba ser excedida. Otros se expresan como concentración que no deba ser igualada o excedida.

Los estándares nacionales se categorizan como estándares primarios y estándares secundarios. Los estándares nacionales primarios significan para proteger la salud pública. Los estándares nacionales secundarios significan para proteger el bienestar público contra los efectos nocivos sabidos o anticipados de contaminación.

La Tabla V.1 se listan los niveles aplicables de contaminación, tiempos promedios, y los métodos de medición analíticos para los estándares del estado y los estándares nacionales.

Dichos estándares establecen límites de emisión de contaminantes considerados perjudiciales para la salud y al medio ambiente.

Tabla V.1 Normas y estandares

COMPUESTO	Tiempo Promedio	NORMA		
		NAAQS ^[PW7]	AAQS	CAQS
SO ₂	Anual	0.03 ppm (80 µg/m ³)	0.03 ppm (80 µg/m ³)	-----
	24 hr.	0.14 ppm (365 µg/m ³)	0.14 ppm (365 µg/m ³)	0.034ppm (105 µg/m ³)
	3 hr.	0.50 ppm (1300 µg/m ³)	0.50 ppm (1300 µg/m ³)	-----
	1 hr.	-----	-----	0.25 ppm (655 µg/m ³)
CO	8 hr.	9 ppm (10 µg/m ³)	9 ppm (10 µg/m ³)	9 ppm (10 µg/m ³)
	1 hr.	35 ppm (40 µg/m ³)	35 ppm (40 µg/m ³)	20 ppm (23 µg/m ³)
H ₂ S	1 hr.	No especifica	No especifica	0.03 ppm (42 µg/m ³)

Donde:

- NAAQS National Ambient Air Quality Standards
- AAQS Ambient Air Quality Standards
- CAQS California Air Quality Standards
- µg/m³ Microgramos por metro cúbico
- ppm Partes por millón

La EPA en su propósito de regular las emisiones de ciertos contaminantes peligrosos provenientes de refinerías del petróleo, Subparte CC. *National Emission Standards for Petroleum Refineries* se encuentran los siguientes:

Fecha	Cita	Acción	Descripción
08/18/95	60 FR 3244	Regla final	Estándares nacionales finales de la emisión para los agentes contaminadores peligrosos del aire: Refinerías Del Petróleo
07/15/94	59 FR 6130	Propuesta	Regla propuesta y aviso de la audiencia pública

Norma 60FR 43244 National Emission Standards for Hazardous Air Pollutants: Petroleum Refineries. Emitida el 18 agosto de 1995. Esta regla final promulga los estándares nacionales de emisión para los agentes contaminantes peligrosos del aire para las refinerías del petróleo. Esta implementación de la sección 112 de Clean Air Act y se basa en la determinación del administrador para la emisión de contaminantes peligrosos de refinerías del petróleo identificados en la lista de la EPA de 189 contaminantes peligrosos.

Los métodos de prueba promulgados por la Code Federal Regulation (CFR) se han publicado en el registro federal como reglas finales. Esta es la versión oficial del registro federal.

Descripción	Fecha
Método 11. Determinación del contenido del ácido sulfhídrico de las corrientes del gas combustible en refinerías del petróleo.	2/2000
Método 12. Determinación de emisiones inorgánicas principales de fuentes estacionarias.	2/2000
Método 15. Determinación del ácido sulfhídrico, del sulfuro del carbonilo, y emisiones de disulfuro de carbón de fuentes estacionarias.	2/2000

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Norma 59FR 36130 National Emission Standards for Hazardous Air Pollutants for Sources Categories: Petroleum Refineries. La EPA en su propósito de regular las emisiones de ciertos contaminantes peligrosos provenientes de refinerías de petróleo que son la mayores fuentes, de acuerdo a la sección 112 de la Clean Act enmendada en 1990, propone la presente norma "Estándar Nacional para la emisión de contaminantes peligrosos de refinerías de petróleo". Dicha norma regulará las emisiones contaminantes peligrosos de refinerías de petróleo". Dicha norma regulará las emisiones de contaminantes peligrosos identificados en la lista de 189 contaminantes peligrosos en la Clean Air Act.

Indica además los requerimientos de control de Emisiones en Tanques de Almacenamiento y la aplicabilidad de criterios basados en las regulaciones más estrictas aplicables a tanque sé almacenamiento de refinerías de petróleo indicado en la **Regla No. 463 " California's South Coast Air Quality Management Distric and the storage vessel NSPS (Subpart Kb).** ^[PW6] En este documento menciona lo siguiente "Ningún crudo deberá exceder en contenido de 70 ppm en peso de ácido sulfhídrico en un tanque de techo flotante".

Dicha regla se refiere a los requerimientos que deben cumplir los tanques para el almacenamiento de líquidos orgánicos. Asimismo menciona los métodos de prueba para determinar las emisiones de compuestos orgánicos, la eficiencia de los sistemas de vapor y la concentración de H₂S; este último método SCAQMD Method 315-91 "Determination of hydrogen sulfide and mercaptans in oil and sludge samples".

California Air Resources Board (ARB) es un departamento de la agencia de protección del medio ambiente de California. Los métodos de prueba de ARB son procedimientos escritos formales para medir los parámetros físicos relacionados con la contaminación atmosférica incluyendo la concentración de emisiones contaminantes y la relación de flujo de masa, propiedades de los materiales tales como contenido del asbesto de sólidos y contenido orgánico volátil de desechos, y varios aspectos del comportamiento de los sistemas de recuperación del vapor como estaciones de gasolina, plantas y terminales.

Los métodos de pruebas estacionarias incluyen los siguientes volúmenes:

- Volumen 1. Criterios de contaminación
- Volumen 2. Recuperación de vapor
- Volumen 3. Contaminantes tóxicos del aire

Los métodos de prueba de fuentes estacionarias, Volumen 1, denominaron "Métodos para determinar conformidad con estándares de emisión no-vehicular del distrito (fuente estacionaria)," fueron enmendados en julio de 1999 con revisiones a veinte métodos de prueba^[PW8].

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Número de prueba	Título	Fecha de enmienda o adopción
Método 11	Determinación del contenido del ácido sulfhídrico de las corrientes del gas combustible en refinerías del petróleo	Julio 1, 1999
Método 15	Determinación del ácido sulfhídrico, del sulfuro del carbonilo, y de las emisiones del disulfuro del carbón de fuentes estacionarias	Julio 1, 1999

APÉNDICE B

RESULTADOS DE SIMULACIÓN

Estabilización en Tanque Elevado (2000)

Nota: Presión, kg/cm² abs.

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	1	2	3	4	5	6	7	8
PHASE		CRETACICO MIXED	PERIFERICAS WET LIQUID	TERCIARIO MIXED	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WET VAPOR	WET VAPOR
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	36.2090	59.3150	45.6375	3.1649	100.0000	0.0710	1.6110	1.6110
2	CO2	0.8540	0.0430	0.1260	1.4010	0.0000	0.0179	1.8035	1.8035
3	HYSULPID	0.5640	0.0890	0.0000	1.3896	0.0000	0.1405	1.1063	1.1063
4	NITROGEN	0.4540	0.0150	0.7380	0.9761	0.0000	9.2540E-05	0.9813	0.9813
5	METHANE	33.6750	0.9840	30.1447	57.5347	0.0000	0.1159	72.1272	72.1272
6	ETHANE	5.2020	0.6430	2.0310	14.1746	0.0000	0.5813	10.6510	10.6510
7	PROPANE	3.3600	1.0550	0.8310	10.1202	0.0000	1.9367	6.1623	6.1623
8	IBUTANE	0.5640	0.3340	0.1700	1.5657	0.0000	0.7501	0.8708	0.8708
9	BUTANE	1.5910	1.1920	0.4700	4.0196	0.0000	2.7969	2.2071	2.2071
10	IPENTANE	0.6860	0.7750	1.0730	1.5537	0.0000	1.9995	0.6539	0.6539
11	PENTANE	0.7760	0.9950	0.3390	1.1931	0.0000	2.5418	0.6409	0.6409
12	HEXANE	1.9870	2.7460	5.6079	2.1262	0.0000	8.2041	0.7771	0.7771
13	CREHEPTA	1.2930	0.0000	0.0000	0.1868	0.0000	3.2036	0.2474	0.2474
14	CREOCTAN	1.2180	0.0000	0.0000	0.0750	0.0000	3.1896	0.1046	0.1046
15	CRENONAN	1.1350	0.0000	0.0000	0.0266	0.0000	3.0498	0.0392	0.0392
16	CREDECAN	1.0210	0.0000	0.0000	0.0105	0.0000	2.7687	0.0163	0.0163
17	CREUNDEC	9.4110	0.0000	0.0000	3.5371E-07	0.0000	25.7196	1.1656E-06	1.1656E-06
18	TERHEPTA	0.0000	0.0000	1.0780	0.0684	0.0000	0.0475	0.0000	0.0000
19	TEROCTAN	0.0000	0.0000	1.0320	0.0289	0.0000	0.0477	0.0000	0.0000
20	TERNONAN	0.0000	0.0000	0.9750	0.0113	0.0000	0.0461	0.0000	0.0000
21	TERDECAN	0.0000	0.0000	0.9010	3.3061E-03	0.0000	0.0430	0.0000	0.0000
22	TERUNDEC	0.0000	0.0000	8.8459	3.5843E-08	0.0000	0.4241	0.0000	0.0000
23	PERHEPTA	0.0000	3.1030	0.0000	0.2415	0.0000	4.1061	0.0000	0.0000
24	PEROCTA	0.0000	2.9450	0.0000	0.0876	0.0000	3.9109	0.0000	0.0000
25	PERNONAN	0.0000	2.6710	0.0000	0.0301	0.0000	3.5518	0.0000	0.0000
26	PERDECAN	0.0000	2.3000	0.0000	0.0104	0.0000	3.0600	0.0000	0.0000
27	PERUNDEC	0.0000	20.7950	0.0000	1.0914E-07	0.0000	27.6755	0.0000	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		26234.7998	12775.7297	460.2500	570.4462	17274.8020	9599.4988	12099.6252	12099.6252
TEMPERATURE, C		48.0000	33.0000	30.0000	36.9236	39.6428	39.4038	47.4215	48.0162
PRESSURE, KG/CM2		7.0335	7.0335	2.0335	1.6820	4.5334	27.0330	6.0334	7.0335
ENTHALPY, MM BTU/HR		93.7944	29.7193	1.0660	2.8797	22.1961	54.7382	46.9492	46.9492
MOLECULAR WEIGHT		55.2857	99.1032	54.1818	27.7639	18.0150	222.3023	23.0462	23.0462
MOLE FRAC VAPOR		0.4612	0.0000	0.3694	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		0.5388	1.0000	0.6306	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.1851	0.4081	0.1825	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.3538	0.5919	0.4481	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	9	11	12	13	14	15	16	17
PHASE		WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	66.3228	59.3150	63.0216	2.1121	71.1378	71.1378	63.1075	3.6120
2	CO2	0.0406	0.0430	0.0417	0.3370	2.3513E-03	2.3513E-03	0.0413	1.8527
3	HYSULPID	0.0983	0.0890	0.0939	0.0000	0.0000	0.0000	0.0929	1.9797
4	NITROGEN	2.6100E-03	0.0150	8.4467E-03	1.9955	1.2610E-03	1.2610E-03	8.3706E-03	0.5433
5	METHANE	0.7491	0.8598	0.8598	81.2075	0.2285	0.2285	0.5311	47.4823
6	ETHANE	0.5299	0.6430	0.5832	5.3468	0.0884	0.0884	0.5779	17.9233
7	PROPANE	0.9473	1.0550	0.9980	2.0465	0.1189	0.1189	0.9887	13.5486
8	IBUTANE	0.2970	0.3340	0.3144	0.3712	0.0521	0.0521	0.3116	2.0730
9	BUTANE	1.0481	1.1920	1.1159	0.9413	0.1939	0.1939	1.1061	5.3267
10	IPENTANE	0.7030	0.7750	0.7369	1.5537	0.7914	0.7914	0.7375	1.5538
11	PENTANE	0.8786	0.9950	0.9335	0.4271	0.2874	0.2874	0.9266	1.5184
12	HEXANE	2.9786	2.7460	2.8690	3.2974	6.9616	6.9616	2.9124	1.6289
13	CREHEPTA	2.1561	0.0000	1.1404	0.0000	0.0000	0.0000	1.1283	0.2661
14	CREOCTAN	2.1394	0.0000	1.1316	0.0000	0.0000	0.0000	1.1196	0.1068
15	CRENONAN	2.0427	0.0000	1.0804	0.0000	0.0000	0.0000	1.0690	0.0379
16	CREDECAN	1.8536	0.0000	0.9804	0.0000	0.0000	0.0000	0.9700	0.0150
17	CREUNDEC	17.2121	0.0000	9.1038	0.0000	0.0000	0.0000	9.0074	5.0391E-07
18	TERHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.2226	1.5792	1.5792	0.0167	2.9673E-03
19	TEROCTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0940	1.5815	1.5815	0.0167	1.3108E-03
20	TERNONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0366	1.5248	1.5248	0.0161	5.3398E-04
21	TERDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0107	1.4226	1.4226	0.0151	1.6543E-04
22	TERUNDEC	0.0000	0.0000	0.0000	1.1192E-07	14.0285	14.0285	0.1485	3.5392E-09
23	PERHEPTA	0.0000	3.1030	1.4618	0.0000	0.0000	0.0000	1.4463	0.3440
24	PEROCTA	0.0000	2.9450	1.3873	0.0000	0.0000	0.0000	1.3726	0.1249
25	PERNONAN	0.0000	2.6710	1.2583	0.0000	0.0000	0.0000	1.2449	0.0429
26	PERDECAN	0.0000	2.3000	1.0835	0.0000	0.0000	0.0000	1.0720	0.0148
27	PERUNDEC	0.0000	20.7950	9.7961	0.0000	0.0000	0.0000	9.6924	1.5549E-07
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		14344.2717	12775.7297	27120.0013	170.0308	290.2192	290.2192	27410.2205	400.4153
TEMPERATURE, C		48.0162	33.0000	40.4341	30.0000	30.0000	30.0562	40.3410	39.6643
PRESSURE, KG/CM2		7.0335	7.0335	7.0335	2.0335	2.0335	7.0330	7.0330	2.0335
ENTHALPY, MM BTU/HR		47.1985	29.7193	76.9178	0.5648	0.5012	0.5064	77.4241	2.3149
MOLECULAR WEIGHT		81.9369	99.1032	90.0236	22.0516	73.0059	73.0059	89.8434	30.1895
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.3384	0.4081	0.3712	0.0000	0.2894	0.2894	0.3703	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.6616	0.5919	0.6288	0.0000	0.7106	0.7106	0.6297	0.0000

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT UNAM-1
 PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
 OUTPUT
 STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID		18	19
NAME			
PHASE		WET LIQUID	WET VAPOR
FLUID MOLAR PERCENTS			
1	H2O	8.1599	1.3453
2	CO2	0.0369	1.6146
3	HYSULFID	0.1657	2.9952
4	NITROGEN	1.1234E-03	0.0812
5	METHANE	0.4127	24.0445
6	ETHANE	0.8182	22.7612
7	PROPANE	2.0467	22.7581
8	IBUTANE	0.7282	3.7717
9	BUTANE	2.6615	9.8681
10	IPENTANE	1.8501	2.9439
11	PENTANE	2.3408	2.8863
12	HEXANE	7.4762	3.1099
13	CRHEPTA	2.9103	0.5071
14	CREOCTAN	2.8937	0.2027
15	CRENONAN	2.7654	0.0714
16	CREDECAN	2.5100	0.0282
17	CREUNDEC	23.3128	8.7626E-07
18	TERHEPTA	0.0432	5.6478E-03
19	TEROCTAN	0.0433	2.4842E-03
20	TERNONAN	0.0418	1.0073E-03
21	TERDECAN	0.0390	3.1016E-04
22	TERUNDEC	0.3844	6.1294E-09
23	PERHEPTA	3.7302	0.6555
24	PEROCTA	3.5479	0.2369
25	PERNONAN	3.2205	0.0810
26	PERDECAN	2.7740	0.0278
27	PERUNDEC	25.0857	2.6832E-07
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		10590.5338	135.5043
TEMPERATURE, C		39.6643	39.2287
PRESSURE, KG/CM2		2.0335	1.0330
ENTHALPY, MM BTU/HR		54.0010	1.0151
MOLECULAR WEIGHT		203.4597	39.4367
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	1.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	0.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.9218	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.0782	0.0000

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO					
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WET VAPOR	WET VAPOR
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	26234.800	12775.730	460.250	570.446	17274.802	9599.499	12099.625	12099.625
M LB/HR	1450.410	1266.116	24.937	15.838	311.206	2133.990	278.850	278.850
TEMPERATURE, C	48.000	33.000	30.000	36.924	39.643	39.404	47.422	48.016
PRSSURE, KG/CM2	7.034	7.034	2.034	1.682	4.533	27.033	6.033	7.033
MOLECULAR WEIGHT	55.286	99.103	54.182	27.764	18.015	222.302	23.046	23.046
ENTHALPY, MM BTU/HR	93.794	29.719	1.066	2.880	22.196	54.738	46.949	46.949
BTU/LB	64.668	23.473	42.749	181.825	71.323	25.651	168.367	168.367
MOLE FRACTION LIQUID	0.53891	1.00000	0.63057	0.00000	1.00000	1.00000	0.00000	0.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.35376	0.59193	0.44807	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	12099.161	N/A	170.030	570.446	N/A	N/A	12099.625	12099.625
M LB/HR	278.829	N/A	3.749	15.838	N/A	N/A	278.850	278.850
M FT3/HR	733.076	N/A	14.177	141.556	N/A	N/A	855.823	733.143
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	4591.431	N/A	64.524	216.475	N/A	N/A	4591.607	4591.607
MOLECULAR WEIGHT	23.045	N/A	22.052	27.764	N/A	N/A	23.046	23.046
ENTHALPY, BTU/LB	168.341	N/A	150.634	181.825	N/A	N/A	168.367	168.367
CP, BTU/LB-C	0.878	N/A	0.870	0.816	N/A	N/A	0.875	0.878
DENSITY, LB/M FT3	380.352	N/A	109.707	111.883	N/A	N/A	325.825	380.347
Z (FROM DENSITY)	0.9771	N/A	0.9928	0.9911	N/A	N/A	0.9802	0.9771
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01872	N/A	0.01766	0.01567	N/A	N/A	0.01863	0.01872
VISCOSITY, CP	0.01144	N/A	0.01085	0.01048	N/A	N/A	0.01141	0.01144
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	14135.639	12775.730	290.220	N/A	17274.802	9599.499	N/A	N/A
M LB/HR	1171.580	1266.116	21.188	N/A	311.206	2133.990	N/A	N/A
BBL/HR	3938.217	4189.952	69.434	N/A	894.815	7167.898	N/A	N/A
GAL/MIN	2756.743	2932.957	48.604	N/A	626.368	5017.513	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3845.834	4139.000	68.733	N/A	889.148	7064.241	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	82.881	99.103	73.006	N/A	18.015	222.302	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	39.994	23.473	23.657	N/A	71.323	25.651	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	0.964	0.904	0.967	N/A	1.795	0.805	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	52.985	53.820	54.349	N/A	61.944	53.025	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.0252	0.0311	6.6346E-03	N/A	3.1036E-03	0.2670	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	53.9829	53.2796	58.7503	N/A	69.6468	28.1862	N/A	N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06475	0.06422	0.06818	N/A	0.36349	0.06130	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	0.69681	0.97998	0.96413	N/A	0.65575	1.56587	N/A	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO					
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WET VAPOR	WET VAPOR
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	16735.441	5197.806	250.203	552.392	N/A	9592.680	11904.697	11904.697
M LB/HR	1279.279	1129.599	21.153	15.513	N/A	2133.867	275.339	275.339
STD LIQ RATE, BBL/HR	5469.959	3748.959	86.759	107.286	N/A	7063.890	2103.127	2103.127
MOLECULAR WEIGHT	76.441	217.322	84.544	28.083	N/A	222.447	23.129	23.129
MOLE FRACTION LIQUID	0.2887	1.0000	0.3348	0.0000	N/A	1.0000	0.0000	0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.8899	0.4457	0.8037	1.1895	N/A	0.4443	1.3785	1.3811
PRFS (KAYS RULE)	0.1739	0.3015	0.0533	0.0361	N/A	1.2153	0.1277	0.1488
ACENTRIC FACTOR	0.1901	0.5640	0.2100	0.0688	N/A	0.5793	0.0465	0.0465
WATSON K (UOPK)	12.959	11.785	12.690	16.304	N/A	11.764	17.154	17.154
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	41.655	53.666	43.425	25.753	N/A	53.803	23.318	23.318
SPECIFIC GRAVITY	0.6679	0.8605	0.6963	0.4129	N/A	0.8627	0.3739	0.3739
API GRAVITY	80.357	32.941	71.718	211.175	N/A	32.521	246.962	246.962
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	11904.399	N/A	166.439	552.392	N/A	N/A	11904.697	11904.697
M LB/HR	275.320	N/A	3.685	15.513	N/A	N/A	275.339	275.339
M FT3/HR	721.042	N/A	33.451	137.045	N/A	N/A	841.801	721.098
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	4517.522	N/A	63.161	209.624	N/A	N/A	4517.635	4517.635
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	0.798	N/A	0.764	0.970	N/A	N/A	0.799	0.799
MOLECULAR WEIGHT	23.128	N/A	22.139	28.083	N/A	N/A	23.129	23.129
CP, BTU/LB-C	0.879	N/A	0.871	0.816	N/A	N/A	0.875	0.890
DENSITY, LB/M FT3	381.834	N/A	110.153	113.193	N/A	N/A	327.081	381.830
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01882	N/A	0.01778	0.01578	N/A	N/A	0.01872	0.01882
VISCOSITY, CP	0.01146	N/A	0.01088	0.01051	N/A	N/A	0.01143	0.01146
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	4831.042	5197.806	83.764	N/A	N/A	9592.680	N/A	N/A
M LB/HR	1003.958	1129.599	17.469	N/A	N/A	2133.867	N/A	N/A
BBL/HR	3454.613	3798.328	58.775	N/A	N/A	7167.545	N/A	N/A
GAL/MIN	2418.221	2658.821	41.142	N/A	N/A	5017.265	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3366.919	3748.959	58.106	N/A	N/A	7063.890	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8516	0.8605	0.8586	N/A	N/A	0.8627	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	207.814	217.322	208.544	N/A	N/A	222.447	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	0.825	0.796	0.791	N/A	N/A	0.805	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	51.760	52.968	52.936	N/A	N/A	53.025	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	26.2403	28.0244	28.5071	N/A	N/A	28.1567	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06007	0.06077	0.06211	N/A	N/A	0.06130	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	1.01076	1.39680	1.47229	N/A	N/A	1.56671	N/A	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	9	11	12	13	14	15	16	17
NAME								
PHASE								
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	14344.272	12775.730	27120.001	170.031	290.219	290.219	27410.220	400.419
M LB/HR	1175.325	1266.116	2441.440	3.749	21.188	21.188	2462.628	12.088
TEMPERATURE, C	48.016	33.000	40.434	30.000	30.000	30.056	40.341	39.664
PRESSURE, KG/CM2	7.033	7.033	7.033	2.034	2.034	7.033	7.033	2.034
MOLECULAR WEIGHT	81.937	99.103	90.024	22.052	73.006	73.006	89.843	30.190
ENTHALPY, MM BTU/HR	47.198	29.719	76.918	0.565	0.501	0.506	77.424	2.315
BTU/LB	40.158	23.473	31.505	150.635	23.657	23.899	31.440	191.499
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.66157	0.59193	0.62879	0.00000	0.71058	0.71058	0.62966	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	170.031	N/A	N/A	N/A	400.419
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	3.749	N/A	N/A	N/A	12.088
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	34.177	N/A	N/A	N/A	82.619
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	64.524	N/A	N/A	N/A	151.951
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	22.052	N/A	N/A	N/A	30.190
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	N/A	150.635	N/A	N/A	N/A	191.499
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	0.870	N/A	N/A	N/A	0.802
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	109.707	N/A	N/A	N/A	146.313
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	N/A	0.9928	N/A	N/A	N/A	0.9876
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	0.01766	N/A	N/A	N/A	0.01503
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	0.01085	N/A	N/A	N/A	0.01032
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	14344.272	12775.730	27120.001	N/A	290.219	290.219	27410.220	N/A
M LB/HR	1175.325	1266.116	2441.440	N/A	21.188	21.188	2462.628	N/A
BBL/HR	3949.029	4189.952	8139.715	N/A	69.434	69.388	8209.044	N/A
GAL/MIN	2764.312	2932.957	5697.782	N/A	48.604	48.572	5746.312	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3856.496	4139.000	7995.496	N/A	68.732	68.732	8064.229	N/A
MOLECULAR WEIGHT	81.937	99.103	90.024	N/A	73.006	73.006	89.843	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	40.158	23.473	31.505	N/A	23.657	23.899	31.440	N/A
CP, BTU/LB-C	0.966	0.904	0.935	N/A	0.967	0.967	0.935	N/A
DENSITY, LB/FT3	53.009	53.820	53.422	N/A	54.349	54.385	53.430	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.0249	0.0311	0.0278	N/A	6.6346E-03	0.0229	0.0278	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	54.1914	53.2796	53.8588	N/A	58.7503	58.7434	53.9083	N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06485	0.06422	0.06450	N/A	0.06818	0.06839	0.06454	N/A
VISCOSITY, CP	0.69458	0.97998	0.82063	N/A	0.96413	0.96528	0.82168	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	9	11	12	13	14	15	16	17
NAME								
PHASE								
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	4830.744	5197.806	10028.550	166.440	83.764	83.764	10112.314	385.952
M LB/HR	1003.938	1129.599	2133.538	3.685	17.468	17.468	2151.006	11.828
STD LIQ RATE, BBL/HR	3366.827	3748.959	7115.785	28.653	58.106	58.106	7173.891	78.633
MOLECULAR WEIGHT	207.823	217.322	212.746	22.139	208.544	208.544	212.712	30.646
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4743	0.4457	0.4597	1.3760	0.4400	0.4401	0.4595	1.1249
PRES (KAYS RULE)	0.2970	0.3015	0.2993	0.0444	0.0890	0.3079	0.2994	0.0434
ACENTRIC FACTOR	0.5440	0.5640	0.5544	0.0374	0.5530	0.5530	0.5544	0.0824
WATSON K (UOPK)	11.809	11.785	11.796	17.255	11.727	11.727	11.796	16.007
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	53.109	53.666	53.402	22.904	53.545	53.545	53.403	26.791
SPECIFIC GRAVITY	0.8516	0.8605	0.8563	0.3673	0.8586	0.8586	0.8563	0.4296
API GRAVITY	34.664	32.941	33.752	253.790	33.313	33.313	33.748	197.900
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	166.440	N/A	N/A	N/A	385.952
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	3.685	N/A	N/A	N/A	11.828
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	33.451	N/A	N/A	N/A	79.606
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	63.161	N/A	N/A	N/A	146.462
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	0.764	N/A	N/A	N/A	1.058
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	22.139	N/A	N/A	N/A	30.646
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	0.885	N/A	N/A	N/A	0.820
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	110.153	N/A	N/A	N/A	148.578
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	0.01778	N/A	N/A	N/A	0.01513
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	0.01088	N/A	N/A	N/A	0.01034
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	4830.744	5197.806	10028.550	N/A	83.764	83.764	10112.314	N/A
M LB/HR	1003.938	1129.599	2133.538	N/A	17.468	17.468	2151.006	N/A
BBL/HR	3454.563	3798.328	7254.133	N/A	58.774	58.728	7312.797	N/A
GAL/MIN	2418.186	2658.821	5077.877	N/A	41.142	41.110	5118.941	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3366.827	3748.959	7115.785	N/A	58.106	58.106	7173.891	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8516	0.8605	0.8563	N/A	0.8586	0.8586	0.8563	N/A
MOLECULAR WEIGHT	207.823	217.322	212.746	N/A	208.544	208.544	212.712	N/A
CP, BTU/LB-C	0.825	0.796	0.810	N/A	0.791	0.791	0.810	N/A
DENSITY, LB/FT3	51.760	52.968	52.384	N/A	52.936	52.977	52.389	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	26.2396	28.0244	27.1504	N/A	28.5071	28.5021	27.1622	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06007	0.06077	0.06042	N/A	0.06211	0.06230	0.06043	N/A
VISCOSITY, CP	1.01069	1.39680	1.18624	N/A	1.47230	1.48116	1.18847	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	NAME	18	19
	PHASE	WET LIQUID	WET VAPOR
----- TOTAL STREAM -----			
RATE, LB-MOL/HR		10590.534	135.504
M LB/HR		2154.746	5.344
TEMPERATURE, C		39.664	39.229
PRESSURE, KG/CM2		2.034	1.033
MOLECULAR WEIGHT		203.460	39.437
ENTHALPY, MM BTU/HR		54.001	1.015
BTU/LB		25.061	189.949
MOLE FRACTION LIQUID		1.00000	0.00000
MOLE FRACTION FREE WATER		0.07816	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----			
RATE, LB-MOL/HR		N/A	135.504
M LB/HR		N/A	5.344
M FT3/HR		N/A	55.035
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		N/A	51.422
MOLECULAR WEIGHT		N/A	39.437
ENTHALPY, BTU/LB		N/A	189.949
CP, BTU/LB-C		N/A	0.766
DENSITY, LB/M FT3		N/A	97.099
Z (FROM DENSITY)		N/A	0.9889
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	0.01289
VISCOSITY, CP		N/A	0.00943
----- TOTAL LIQUID -----			
RATE, LB-MOL/HR		10590.534	N/A
M LB/HR		2154.746	N/A
BBL/HR		7275.752	N/A
GAL/MIN		5093.010	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR		7139.738	N/A
MOLECULAR WEIGHT		203.460	N/A
ENTHALPY, BTU/LB		25.061	N/A
CP, BTU/LB-C		0.814	N/A
DENSITY, LB/FT3		52.747	N/A
Z (FROM DENSITY)		0.0185	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM		31.3206	N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F		0.06065	N/A
VISCOSITY, CP		1.34385	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 2000

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	NAME	18	19
	PHASE	WET LIQUID	WET VAPOR
----- DRY STREAM -----			
RATE, LB-MOL/HR		9726.361	133.681
M LB/HR		2139.178	5.311
STD LIQ RATE, BBL/HR		7095.258	31.368
MOLECULAR WEIGHT		219.936	39.729
MOLE FRACTION LIQUID		1.0000	0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)		0.4480	0.9450
PRES (KAYS RULE)		0.0901	0.0226
ACENTRIC FACTOR		0.5731	0.1235
WATSON K (UOPK)		11.772	15.086
STD LIQ DENSITY, LB/FT3		53.698	30.156
SPECIFIC GRAVITY		0.8610	0.4835
AFT GRAVITY		32.841	161.140
----- DRY VAPOR -----			
RATE, LB-MOL/HR		N/A	133.681
M LB/HR		N/A	5.311
M FT3/HR		N/A	54.287
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		N/A	50.730
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)		N/A	1.372
MOLECULAR WEIGHT		N/A	39.729
CP, BTU/LB-C		N/A	0.771
DENSITY, LB/M FT3		N/A	97.832
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	0.01290
VISCOSITY, CP		N/A	0.00942
----- DRY LIQUID -----			
RATE, LB-MOL/HR		9726.361	N/A
M LB/HR		2139.178	N/A
BBL/HR		7230.988	N/A
GAL/MIN		5061.676	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR		7095.258	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)		0.8610	N/A
MOLECULAR WEIGHT		219.936	N/A
CP, BTU/LB-C		0.807	N/A
DENSITY, LB/FT3		52.690	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM		27.9157	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		0.06044	N/A
VISCOSITY, CP		1.42153	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Caso 1

Estabilización con Tanque Elevado

Nota: Presión, kg/cm² abs.

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	1	2	3	4	6	7	8	9
PHASE		CRETACICO	PERIPERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
		MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER	WET VAPOR
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	36.2090	59.3150	45.6375	100.0000	1.3886	1.6109	100.0000	2.7593
2	CO2	0.8540	0.0430	0.1260	0.0000	0.0176	1.8035	0.0000	1.0961
3	HYSULFID	0.5640	0.0890	0.0000	0.0000	0.1372	1.1063	0.0000	0.9643
4	NITROGEN	0.4540	0.0150	0.7380	0.0000	9.2459E-05	0.9813	0.0000	1.2898
5	METHANE	33.6750	0.9840	30.1447	0.0000	0.1138	72.1275	0.0000	64.8797
6	ETHANE	5.2020	0.6430	2.0310	0.0000	0.5763	10.6510	0.0000	11.6060
7	PROPANE	3.3600	1.0550	0.8310	0.0000	1.9049	6.1623	0.0000	7.6308
8	IBUTANE	0.5640	0.3340	0.1700	0.0000	0.7356	0.8708	0.0000	1.1879
9	BUTANE	1.5910	1.1920	0.4700	0.0000	2.7408	2.2071	0.0000	3.0381
10	IPENTANE	0.6860	0.7750	1.0730	0.0000	1.9769	0.6539	0.0000	1.5295
11	PENTANE	0.7760	0.9950	0.3390	0.0000	2.4882	0.6409	0.0000	0.9402
12	HEXANE	1.9870	2.7460	5.6079	0.0000	8.1909	0.7770	0.0000	2.4401
13	CREHEPTA	1.2930	0.0000	0.0000	0.0000	2.8763	0.2474	0.0000	0.1156
14	CREOCTAN	1.2180	0.0000	0.0000	0.0000	2.8632	0.1046	0.0000	0.0462
15	CRENONAN	1.1350	0.0000	0.0000	0.0000	2.7375	0.0392	0.0000	0.0163
16	CREDECAN	1.0210	0.0000	0.0000	0.0000	2.4850	0.0163	0.0000	6.4243E-03
17	CREUNDENC	9.4110	0.0000	0.0000	0.0000	23.0837	1.1654E-06	0.0000	2.0078E-07
18	TERHEPTA	0.0000	0.0000	1.0780	0.0000	0.1069	0.0000	0.0000	0.1146
19	TEROCTAN	0.0000	0.0000	1.0320	0.0000	0.1073	0.0000	0.0000	0.0485
20	TERNONAN	0.0000	0.0000	0.9750	0.0000	0.1036	0.0000	0.0000	0.0189
21	TERDECAN	0.0000	0.0000	0.9010	0.0000	0.0967	0.0000	0.0000	5.5320E-03
22	TERUNDEC	0.0000	0.0000	8.8459	0.0000	0.9536	0.0000	0.0000	5.9513E-08
23	PERHEPTA	0.0000	3.1030	0.0000	0.0000	4.3026	0.0000	0.0000	0.1744
24	PEROCTA	0.0000	2.9450	0.0000	0.0000	4.0972	0.0000	0.0000	0.0630
25	PERNONAN	0.0000	2.6710	0.0000	0.0000	3.7207	0.0000	0.0000	0.0215
26	PERDECAN	0.0000	2.3000	0.0000	0.0000	3.2054	0.0000	0.0000	7.3801E-03
27	PERUNDEC	0.0000	20.7950	0.0000	0.0000	28.9895	0.0000	0.0000	7.1781E-08
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		29315.6000	16661.3000	1288.4000	8799.5300	11951.6421	13520.4531	29673.3823	951.2763
TEMPERATURE, C		48.0000	33.0000	30.0000	25.0000	36.9307	47.4198	39.4423	34.4626
PRESSURE, KG/CM2		7.0335	7.0335	2.0335	8.0530	27.0330	6.0334	4.5334	1.6820
ENTHALPY, MM BTU/HR		104.8088	38.7580	2.9842	7.1380	62.1936	52.4613	37.9344	4.2620
MOLECULAR WEIGHT		55.2857	99.1032	54.1818	18.0150	219.7564	23.0461	18.0150	25.9433
MOLE FRAC VAPOR		0.4612	0.0000	0.3694	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		0.5388	1.0000	0.6306	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.1851	0.4081	0.1825	0.0000	0.9895	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.3538	0.5919	0.4481	1.0000	0.0105	0.0000	1.0000	0.0000

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	10	11	12	13	15	16	17	18
PHASE		WET LIQUID	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	23.0119	1.6109	100.0000	18.1162	100.0000	20.3612	71.1378	2.1121
2	CO2	0.0928	1.8035	0.0000	0.0865	0.0000	0.0894	2.3514E-03	0.3370
3	HYSULFID	0.2248	1.1063	0.0000	0.1791	0.0000	0.2001	0.0000	0.0000
4	NITROGEN	5.9667E-03	0.9813	0.0000	0.0302	0.0000	0.0191	1.2610E-03	1.9955
5	METHANE	1.7126	72.1275	0.0000	1.9804	0.0000	1.8576	0.2285	81.2075
6	ETHANE	1.2114	10.6510	0.0000	1.2941	0.0000	1.2562	0.0884	5.3468
7	PROPANE	2.1656	6.1623	0.0000	2.1233	0.0000	2.1427	0.1189	2.0465
8	IBUTANE	0.6789	0.8708	0.0000	0.6722	0.0000	0.6753	0.0521	0.3712
9	BUTANE	2.3961	2.2071	0.0000	2.3991	0.0000	2.3977	0.1939	0.9413
10	IPENTANE	1.6072	0.6539	0.0000	1.5598	0.0000	1.5815	0.7914	1.5537
11	PENTANE	2.0086	0.6409	0.0000	2.0026	0.0000	2.0054	0.2874	0.4271
12	HEXANE	6.8094	0.7770	0.0000	5.5267	0.0000	6.1149	6.9616	3.2974
13	CREHEPTA	4.9290	0.2474	0.0000	0.0000	0.0000	2.2603	0.0000	0.0000
14	CREOCTAN	4.8909	0.1046	0.0000	0.0000	0.0000	2.2428	0.0000	0.0000
15	CRENONAN	4.6698	0.0392	0.0000	0.0000	0.0000	2.1415	0.0000	0.0000
16	CREDECAN	4.2373	0.0163	0.0000	0.0000	0.0000	1.9431	0.0000	0.0000
17	CREUNDENC	39.3477	1.1654E-06	0.0000	0.0000	0.0000	18.0438	0.0000	0.0000
18	TERHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5792	0.2226
19	TEROCTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5815	0.0940
20	TERNONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5248	0.0366
21	TERDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.4226	0.0107
22	TERUNDEC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	14.0285	1.1192E-07
23	PERHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	6.2452	0.0000	3.3813	0.0000	0.0000
24	PEROCTA	0.0000	0.0000	0.0000	5.9272	0.0000	3.2091	0.0000	0.0000
25	PERNONAN	0.0000	0.0000	0.0000	5.3757	0.0000	2.9106	0.0000	0.0000
26	PERDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	4.6290	0.0000	2.5063	0.0000	0.0000
27	PERUNDEC	0.0000	0.0000	0.0000	41.8526	0.0000	22.6601	0.0000	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		7011.5502	13520.4531	8992.6937	8278.3747	8382.9253	15289.9248	812.4247	475.9753
TEMPERATURE, C		48.0145	48.0145	48.0145	33.0000	33.0000	39.6183	30.0000	30.0000
PRESSURE, KG/CM2		7.0335	7.0335	7.0335	7.0335	7.0335	7.0335	2.0335	2.0335
ENTHALPY, MM BTU/HR		38.7111	52.4613	13.9897	29.7881	8.9699	68.4992	1.4031	1.5811
MOLECULAR WEIGHT		164.1437	23.0461	18.0150	181.2155	18.0150	173.3868	73.0059	22.0516
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.7737	0.0000	0.0000	0.8213	0.0000	0.7994	0.2894	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.2263	0.0000	1.0000	0.1787	1.0000	0.2006	0.7106	0.0000

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	19	20	21	22	23	24	25	26
NAME	PHASE	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	71.1378	22.9231	23.5167	3.4075	23.5167	42.5059	100.0000	1.4571
2	CO2	2.3514E-03	0.0850	0.0312	1.8563	0.0312	0.0234	0.0000	0.0402
3	HYSULFID	0.0000	0.1900	0.1370	1.9300	0.1370	0.1030	0.0000	0.1766
4	NITROGEN	1.2610E-03	0.0182	1.0026E-03	0.5830	1.0026E-03	7.5371E-04	0.0000	1.2918E-03
5	METHANE	0.2285	1.7754	0.3534	48.5287	0.3534	0.2657	0.0000	0.4553
6	ETHANE	0.0884	1.1973	0.6900	17.8741	0.6900	0.5187	0.0000	0.8891
7	PROPANE	0.1189	2.0406	1.7005	13.2229	1.7005	1.2783	0.0000	2.1909
8	IBUTANE	0.0521	0.6438	0.6024	2.0058	0.6024	0.4528	0.0000	0.7762
9	BUTANE	0.1939	2.2865	2.1998	5.1378	2.1998	1.6536	0.0000	2.8342
10	IPENTANE	0.7914	1.5417	1.5428	1.5052	1.5428	1.1597	0.0000	1.9878
11	PENTANE	0.2874	1.9187	1.9328	1.4539	1.9328	1.4529	0.0000	2.4903
12	HEXANE	6.9616	6.1576	6.2968	1.5816	6.2968	4.7334	0.0000	8.1129
13	CREHEPTA	0.0000	2.1463	2.2045	0.2314	2.2045	1.6572	0.0000	2.8403
14	CREOCTAN	0.0000	2.1297	2.1916	0.0924	2.1916	1.6475	0.0000	2.8237
15	CRENONAN	0.0000	2.0334	2.0943	0.0326	2.0943	1.5743	0.0000	2.6983
16	CREDECAN	0.0000	1.8451	1.9008	0.0129	1.9008	1.4289	0.0000	2.4491
17	CREUNDEC	0.0000	17.1334	17.6545	4.0184E-07	17.6545	13.2713	0.0000	22.7465
18	TERHEPTA	1.5792	0.0797	0.0819	6.4537E-03	0.0819	0.0616	0.0000	0.1055
19	TEROCTAN	1.5815	0.0798	0.0821	2.8374E-03	0.0821	0.0617	0.0000	0.1058
20	TERNONAN	1.5248	0.0769	0.0792	1.1505E-03	0.0792	0.0596	0.0000	0.1021
21	TERDECAN	1.4226	0.0718	0.0739	3.5434E-04	0.0739	0.0556	0.0000	0.0953
22	TERUNDEC	14.0285	0.7078	0.7293	7.0357E-09	0.7293	0.5482	0.0000	0.9397
23	PERHEPTA	0.0000	3.2107	3.2977	0.3491	3.2977	2.4790	0.0000	4.2489
24	PEROCTA	0.0000	3.0472	3.1361	0.1260	3.1361	2.3575	0.0000	4.0406
25	PERNONAN	0.0000	2.7637	2.8465	0.0431	2.8465	2.1397	0.0000	3.6675
26	PERDECAN	0.0000	2.3798	2.4518	0.0148	2.4518	1.8430	0.0000	3.1589
27	PERUNDEC	0.0000	21.5168	22.1713	1.4366E-07	22.1713	16.6666	0.0000	28.5660
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		812.4247	16102.3495	15627.0485	475.3010	15627.0485	20788.3692	12297.7633	12128.8153
TEMPERATURE, C		30.0562	39.3732	38.5799	38.5799	38.6129	36.9980	37.5646	37.1241
PRESSURE, KG/CM2		7.0330	7.0330	2.0335	2.0335	7.3450	7.3450	4.5334	4.8330
ENTHALPY, MM BTU/HR		1.4175	69.9167	67.2358	2.6809	67.9478	70.5323	14.9746	60.1112
MOLECULAR WEIGHT		73.0059	168.3222	172.5342	29.8405	172.5342	134.1703	18.0150	217.1011
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.2894	0.7736	0.7676	0.0000	0.7676	0.5769	0.0000	0.9888
MOLE FRAC FREE WATER		0.7106	0.2264	0.2324	0.0000	0.2324	0.4231	1.0000	0.0112

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

P-16

RMD

STREAM ID	NAME	27
NAME	PHASE	WET VAPOR
FLUID MOLAR PERCENTS		
1	H2O	6.0768
2	CO2	1.5597
3	HYSULFID	2.8303
4	NITROGEN	0.0822
5	METHANE	23.4967
6	ETHANE	21.9880
7	PROPANE	21.4825
8	IBUTANE	3.5139
9	BUTANE	9.1396
10	IPENTANE	2.7218
11	PENTANE	2.6318
12	HEXANE	2.8520
13	CREHEPTA	0.4141
14	CREOCTAN	0.1636
15	CRENONAN	0.0569
16	CREDECAN	0.0222
17	CREUNDEC	5.8476E-07
18	TERHEPTA	0.0115
19	TEROCTAN	5.0088E-03
20	TERNONAN	2.0091E-03
21	TERDECAN	6.1015E-04
22	TERUNDEC	1.0133E-08
23	PERHEPTA	0.6248
24	PEROCTA	0.2230
25	PERNONAN	0.0753
26	PERDECAN	0.0255
27	PERUNDEC	2.0547E-07
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		177.1732
TEMPERATURE, C		36.7611
PRESSURE, KG/CM2		1.0330
ENTHALPY, MM BTU/HR		1.4048
MOLECULAR WEIGHT		37.9826
MOLE FRAC VAPOR		1.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		0.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.0000

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	6	7	8	9
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER	WET VAPOR
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	29315.600	16661.300	1288.400	8799.530	11951.642	13520.453	29673.382	951.276
M LB/HR	1620.734	1651.188	69.808	158.524	2626.450	311.594	534.566	24.679
TEMPERATURE, C	48.000	33.000	30.000	25.000	36.931	47.620	39.442	34.463
PRESSURE, KG/CM2	7.033	7.033	2.034	8.053	27.033	6.033	4.533	1.682
MOLECULAR WEIGHT	55.286	99.103	54.182	18.015	219.756	23.046	18.015	25.943
ENTHALPY, MM BTU/HR	104.809	38.758	2.984	7.138	62.194	52.461	37.934	4.262
BTU/LB	64.668	23.473	42.749	45.028	23.680	168.365	70.963	172.695
MOLE FRACTION LIQUID	0.53881	1.00000	0.63057	1.00000	1.00000	0.00000	1.00000	0.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.35376	0.59193	0.44807	1.00000	0.01051	0.00000	1.00000	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	13519.987	N/A	475.974	N/A	N/A	13520.453	N/A	951.276
M LB/HR	311.572	N/A	10.496	N/A	N/A	311.594	N/A	24.679
M FT3/HR	819.162	N/A	95.673	N/A	N/A	956.315	N/A	234.407
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	5130.611	N/A	180.624	N/A	N/A	5130.788	N/A	360.994
MOLECULAR WEIGHT	23.045	N/A	22.052	N/A	N/A	23.046	N/A	25.943
ENTHALPY, BTU/LB	168.341	N/A	150.634	N/A	N/A	168.365	N/A	172.695
CP, BTU/LB-C	0.878	N/A	0.870	N/A	N/A	0.875	N/A	0.829
DENSITY, LB/M FT3	380.352	N/A	109.707	N/A	N/A	325.826	N/A	105.283
Z (FROM DENSITY)	0.9771	N/A	0.9928	N/A	N/A	0.9802	N/A	0.9921
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01872	N/A	0.01766	N/A	N/A	0.01863	N/A	0.01620
VISCOSITY, CP	0.01144	N/A	0.01085	N/A	N/A	0.01141	N/A	0.01060
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	15795.613	16661.300	812.426	8799.530	11951.642	N/A	29673.382	N/A
M LB/HR	1309.161	1651.188	59.312	158.524	2626.450	N/A	534.566	N/A
BBL/HR	4400.689	5464.271	194.371	453.723	8801.376	N/A	1536.932	N/A
GAL/MIN	3080.473	3824.978	136.059	317.605	6160.944	N/A	1075.849	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	4297.457	5397.823	192.406	452.919	8690.775	N/A	1527.313	N/A
MOLECULAR WEIGHT	82.881	99.103	73.006	18.015	219.756	N/A	18.015	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	39.994	23.473	23.657	45.028	23.680	N/A	70.963	N/A
CP, BTU/LB-C	0.964	0.904	0.967	1.796	0.802	N/A	1.795	N/A
DENSITY, LB/FT3	52.985	53.820	54.349	62.228	53.150	N/A	61.948	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.0252	0.0311	6.6346E-03	5.7575E-03	0.2654	N/A	3.1054E-03	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	53.9829	53.2796	58.7502	71.6981	28.9571	N/A	69.6762	N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06475	0.06422	0.06818	0.35277	0.06153	N/A	0.36335	N/A
VISCOSITY, CP	0.69681	0.97998	0.96413	0.89011	1.61467	N/A	0.65827	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	6	7	8	9
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER	WET VAPOR
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	18700.714	6778.650	700.406	N/A	11785.683	13302.653	N/A	925.027
M LB/HR	1429.507	1473.152	59.215	N/A	2623.460	307.670	N/A	24.206
STD LIQ RATE, BBL/HR	6112.306	4889.155	242.869	N/A	8682.232	2350.090	N/A	173.165
MOLECULAR WEIGHT	76.441	217.322	84.544	N/A	222.597	23.128	N/A	26.168
MOLE FRACTION LIQUID	0.2887	1.0000	0.3348	N/A	1.0000	0.0000	N/A	0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.8899	0.4457	0.8037	N/A	0.4407	1.3785	N/A	1.2410
PRES (KAYS RULE)	0.1739	0.3015	0.0533	N/A	1.2153	0.1277	N/A	0.0363
ACENTRIC FACTOR	0.1901	0.5640	0.2100	N/A	0.5797	0.0465	N/A	0.0588
WATSON K (UOPK)	12.959	11.785	12.690	N/A	11.763	17.154	N/A	16.571
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	41.655	53.666	43.425	N/A	53.818	23.318	N/A	24.897
SPECIFIC GRAVITY	0.6679	0.8605	0.6963	N/A	0.8629	0.3739	N/A	0.3992
API GRAVITY	80.357	32.941	71.718	N/A	32.476	246.963	N/A	222.950
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	13302.354	N/A	465.921	N/A	N/A	13302.653	N/A	925.027
M LB/HR	307.651	N/A	10.315	N/A	N/A	307.670	N/A	24.206
M FT3/HR	805.716	N/A	93.641	N/A	N/A	940.648	N/A	227.900
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	5048.023	N/A	176.809	N/A	N/A	5048.137	N/A	351.033
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	0.798	N/A	0.764	N/A	N/A	0.799	N/A	0.903
MOLECULAR WEIGHT	23.128	N/A	22.139	N/A	N/A	23.128	N/A	26.168
CP, BTU/LB-C	0.879	N/A	0.871	N/A	N/A	0.875	N/A	0.829
DENSITY, LB/M FT3	381.834	N/A	110.153	N/A	N/A	327.081	N/A	106.215
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01882	N/A	0.01778	N/A	N/A	0.01872	N/A	0.01631
VISCOSITY, CP	0.01146	N/A	0.01088	N/A	N/A	0.01143	N/A	0.01062
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	5398.360	6778.650	234.485	N/A	11785.683	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	1121.855	1473.152	48.900	N/A	2623.460	N/A	N/A	N/A
BBL/HR	3860.294	4953.539	164.530	N/A	8792.788	N/A	N/A	N/A
GAL/MIN	2702.197	3467.467	115.171	N/A	6154.932	N/A	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3762.302	4889.155	162.659	N/A	8682.232	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8516	0.8605	0.8586	N/A	0.8629	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	207.814	217.322	208.544	N/A	222.597	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	0.825	0.796	0.791	N/A	0.801	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	51.760	52.968	52.936	N/A	53.141	N/A	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	26.2403	28.0244	28.5071	N/A	28.3786	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06007	0.06077	0.06211	N/A	0.06149	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	1.01076	1.39680	1.47229	N/A	1.63153	N/A	N/A	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	10	11	12	13	15	16	17	18
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	7011.550	13520.453	8992.694	8278.375	8382.925	15289.925	812.425	475.975
M LB/HR	1150.902	311.594	162.003	1500.170	151.018	2651.072	59.312	10.496
TEMPERATURE, C	48.015	48.015	48.015	33.000	33.000	39.618	30.000	30.000
PRESSURE, KG/CM2	7.033	7.033	7.033	7.033	7.033	7.033	2.034	2.034
MOLECULAR WEIGHT	164.144	23.046	18.015	181.215	18.015	173.387	73.006	22.052
ENTHALPY, MM BTU/HR	38.711	52.461	13.990	29.788	8.970	68.499	1.403	1.581
BTU/LB	33.635	168.365	86.355	19.857	59.396	25.838	23.657	150.635
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.22633	0.00000	1.00000	0.17870	1.00000	0.20062	0.71058	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	13520.453	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	475.975
M LB/HR	N/A	311.594	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	10.496
M FT3/HR	N/A	819.229	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	95.673
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	5130.788	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	180.625
MOLECULAR WEIGHT	N/A	23.046	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	22.052
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	168.365	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	150.635
CP, BTU/LB-C	N/A	0.878	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.870
DENSITY, LB/M FT3	N/A	380.348	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	109.707
Z (FROM DENSITY)	N/A	0.9771	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.9928
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.01872	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01766
VISCOSITY, CP	N/A	0.01144	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01085
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	7011.550	N/A	8992.694	8278.375	8382.925	15289.925	812.425	N/A
M LB/HR	1150.902	N/A	162.003	1500.170	151.018	2651.072	59.312	N/A
BBL/HR	3944.104	N/A	467.396	5031.045	433.226	8974.833	194.370	N/A
GAL/MIN	2760.864	N/A	327.176	3521.720	303.258	6282.363	136.058	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3845.257	N/A	462.861	4966.347	431.476	8811.604	192.406	N/A
MOLECULAR WEIGHT	164.144	N/A	18.015	181.215	18.015	173.387	73.006	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	33.635	N/A	86.355	19.857	59.396	25.838	23.657	N/A
CP, BTU/LB-C	0.849	N/A	1.796	0.814	1.796	0.830	0.967	N/A
DENSITY, LB/FT3	51.972	N/A	61.734	53.109	62.086	52.611	54.349	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.0509	N/A	4.7057E-03	0.0577	4.9084E-03	0.0546	6.6346E-03	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	35.9381	N/A	68.3850	35.7380	70.6026	35.8753	58.7503	N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06082	N/A	0.36896	0.06331	0.35881	0.06130	0.06818	N/A
VISCOSITY, CP	0.89203	N/A	0.56300	1.25899	0.74824	1.07521	0.96413	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	10	11	12	13	15	16	17	18
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	5398.061	13302.653	N/A	6778.650	N/A	12176.711	234.484	465.922
M LB/HR	1121.835	307.670	N/A	1473.152	N/A	2594.987	48.900	10.315
STD LIQ RATE, BBL/HR	3762.210	2350.090	N/A	4889.155	N/A	8651.364	162.658	80.210
MOLECULAR WEIGHT	207.822	23.128	N/A	217.322	N/A	213.111	208.544	22.139
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	0.0000	N/A	1.0000	N/A	1.0000	1.0000	0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4743	1.3811	N/A	0.4457	N/A	0.4582	0.4400	1.3760
PRES (KAYS RULE)	0.2970	0.1488	N/A	0.3015	N/A	0.2995	0.0890	0.0444
ACENTRIC FACTOR	0.5440	0.0465	N/A	0.5640	N/A	0.5551	0.5530	0.0374
WATSON K (UOPK)	11.809	17.154	N/A	11.785	N/A	11.795	11.727	17.255
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	53.109	23.318	N/A	53.666	N/A	53.424	53.545	22.904
SPECIFIC GRAVITY	0.8516	0.3739	N/A	0.8605	N/A	0.8566	0.8586	0.3673
API GRAVITY	34.665	246.963	N/A	32.941	N/A	33.686	33.313	253.790
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	13302.653	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	465.922
M LB/HR	N/A	307.670	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	10.315
M FT3/HR	N/A	805.772	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	93.642
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	5048.137	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	176.810
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	0.799	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.764
MOLECULAR WEIGHT	N/A	23.128	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	22.139
CP, BTU/LB-C	N/A	0.890	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.885
DENSITY, LB/M FT3	N/A	381.831	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	110.153
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.01882	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01778
VISCOSITY, CP	N/A	0.01146	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01088
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	5398.061	N/A	N/A	6778.650	N/A	12176.711	234.484	N/A
M LB/HR	1121.835	N/A	N/A	1473.152	N/A	2594.987	48.900	N/A
BBL/HR	3860.243	N/A	N/A	4953.539	N/A	8813.573	164.529	N/A
GAL/MIN	2702.162	N/A	N/A	3467.467	N/A	6169.482	115.170	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3762.209	N/A	N/A	4889.155	N/A	8651.364	162.658	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8516	N/A	N/A	0.8605	N/A	0.8566	0.8586	N/A
MOLECULAR WEIGHT	207.822	N/A	N/A	217.322	N/A	213.111	208.544	N/A
CP, BTU/LB-C	0.825	N/A	N/A	0.796	N/A	0.809	0.791	N/A
DENSITY, LB/FT3	51.760	N/A	N/A	52.964	N/A	52.440	52.936	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	26.2396	N/A	N/A	28.0244	N/A	27.2401	28.5071	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06007	N/A	N/A	0.06077	N/A	0.06047	0.06211	N/A
VISCOSITY, CP	1.01070	N/A	N/A	1.39680	N/A	1.20534	1.47230	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	19	20	21	22	23	24	25	26
NAME								
PHASE								
WET LIQUID								
WET LIQUID								
WET LIQUID								
WET VAPOR								
WET LIQUID								
WET LIQUID								
WATER								
WET LIQUID								
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	812.425	16102.350	15627.049	475.301	15627.049	20788.369	12297.763	12128.815
M LB/HR	59.312	2710.383	2696.200	14.183	2696.200	2789.181	221.544	2633.179
TEMPERATURE, C	30.056	39.373	38.580	38.580	38.613	36.998	37.565	37.124
PRESSURE, KG/CM2	7.033	7.033	2.034	2.034	7.345	7.345	4.533	4.833
MOLECULAR WEIGHT	73.006	168.322	172.534	29.841	172.534	134.170	18.015	217.101
ENTHALPY, MM BTU/HR	1.417	69.917	67.236	2.681	67.948	70.532	14.975	60.111
BTU/LB	23.899	25.796	24.937	189.021	25.201	25.288	67.592	22.828
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOLB FRACTION FREE WATER	0.71058	0.22636	0.23240	0.00000	0.23240	0.42308	1.00000	0.01117
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	475.301	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	14.183	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	97.745	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	180.369	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	29.841	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	N/A	189.021	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	0.803	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	145.103	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	N/A	0.9878	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	0.01506	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	0.01033	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	812.425	16102.350	15627.049	N/A	15627.049	20788.369	12297.763	12128.815
M LB/HR	59.312	2710.383	2696.200	N/A	2696.200	2789.181	221.544	2633.179
BBL/HR	194.242	9168.624	9070.499	N/A	9062.735	9318.367	636.526	8874.853
GAL/MIN	135.969	6418.017	6349.330	N/A	6343.894	6522.836	445.567	6212.377
STD LIQ RATE, BBL/HR	192.406	9004.010	8910.221	N/A	8910.221	9175.878	632.976	8730.164
MOLECULAR WEIGHT	73.006	168.322	172.534	N/A	172.534	134.170	18.015	217.101
ENTHALPY, BTU/LB	23.899	25.796	24.937	N/A	25.201	25.288	67.592	22.828
CP, BTU/LB-C	0.967	0.833	0.830	N/A	0.829	0.859	1.795	0.804
DENSITY, LB/PT3	54.385	52.651	52.942	N/A	52.988	53.311	61.991	52.845
Z (FROM DENSITY)	0.0229	0.0530	0.0157	N/A	0.0565	0.0439	3.1220E-03	0.0471
SURFACE TENSION, DYNE/CM	58.7434	36.9928	37.8408	N/A	37.8374	45.9532	69.9502	28.7505
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06839	0.06124	0.06125	N/A	0.06146	0.06262	0.36205	0.06079
VISCOSITY, CP	0.96528	1.06454	1.22687	N/A	1.23347	1.10151	0.68263	1.47013

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	19	20	21	22	23	24	25	26
NAME								
PHASE								
WET LIQUID								
WET LIQUID								
WET LIQUID								
WET VAPOR								
WET LIQUID								
WET LIQUID								
WATER								
WET LIQUID								
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	234.484	12411.195	11952.090	459.105	11952.090	11952.090	N/A	11952.090
M LB/HR	48.900	2643.887	2629.996	13.891	2629.996	2629.996	N/A	2629.996
STD LIQ RATE, BBL/HR	162.658	8814.023	8721.067	92.955	8721.067	8721.067	N/A	8721.067
MOLECULAR WEIGHT	208.544	213.024	220.045	30.258	220.045	220.045	N/A	220.045
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	N/A	1.00000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4401	0.4578	0.4464	1.1300	0.4464	0.4441	N/A	0.4443
PRES (KAYS RULE)	0.3079	0.2996	0.0901	0.0434	0.3254	0.3254	N/A	0.2141
ACENTRIC FACTOR	0.5530	0.5551	0.5733	0.0806	0.5733	0.5733	N/A	0.5733
WATSON K (UOPK)	11.727	11.794	11.772	16.063	11.772	11.772	N/A	11.772
STD LIQ DENSITY, LB/PT3	53.545	53.426	53.712	26.617	53.712	53.712	N/A	53.712
SPECIFIC GRAVITY	0.8586	0.8566	0.8612	0.4268	0.8612	0.8612	N/A	0.8612
API GRAVITY	33.313	33.679	32.800	200.050	32.800	32.800	N/A	32.800
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	459.105	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	13.891	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	94.382	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	174.223	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	1.045	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	30.258	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	0.819	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	147.182	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	0.01516	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	0.01034	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	234.484	12411.195	11952.090	N/A	11952.090	11952.090	N/A	11952.090
M LB/HR	48.900	2643.887	2629.996	N/A	2629.996	2629.996	N/A	2629.996
BBL/HR	164.401	8977.446	8880.216	N/A	8872.448	8861.098	N/A	8865.707
GAL/MIN	115.080	6284.192	6216.131	N/A	6210.694	6202.749	N/A	6205.975
STD LIQ RATE, BBL/HR	162.658	8814.023	8721.067	N/A	8721.067	8721.067	N/A	8721.067
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8586	0.8566	0.8612	N/A	0.8612	0.8612	N/A	0.8612
MOLECULAR WEIGHT	208.544	213.024	220.045	N/A	220.045	220.045	N/A	220.045
CP, BTU/LB-C	0.791	0.808	0.805	N/A	0.805	0.805	N/A	0.803
DENSITY, LB/PT3	52.977	52.453	52.749	N/A	52.795	52.863	N/A	52.835
SURFACE TENSION, DYNE/CM	28.5021	27.2696	28.0134	N/A	28.0105	28.1514	N/A	28.1404
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06230	0.06051	0.06052	N/A	0.06073	0.06086	N/A	0.06076
VISCOSITY, CP	1.48116	1.21105	1.44572	N/A	1.45558	1.49286	N/A	1.48474

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT UNAM-1
 PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
 OUTPUT
 STREAM SUMMARY

RMD

```

=====
STREAM ID                27
  NAME
  PHASE                   WET VAPOR
-----
----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR          177.173
   M LB/HR                6.730
TEMPERATURE, C           36.761
PRESSURE, KG/CM2         1.033
MOLECULAR WEIGHT         37.983
ENTHALPY, MM BTU/HR      1.405
   BTU/LB                 208.752
MOLE FRACTION LIQUID     0.00000
MOLE FRACTION FREE WATER 0.00000

----- TOTAL VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR          177.173
   M LB/HR                6.730
   M FT3/HR              71.455
STD VAP RATE(1), M FT3/HR 67.234
MOLECULAR WEIGHT         37.983
ENTHALPY, BTU/LB         208.752
CP, BTU/LB-C             0.764
DENSITY, LB/M FT3        94.178
Z (FROM DENSITY)         0.9898
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F 0.01275
VISCOSITY, CP            0.00939

----- TOTAL LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR          N/A
   M LB/HR                N/A
   BBL/HR                 N/A
   GAL/MIN                N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR     N/A
MOLECULAR WEIGHT         N/A
ENTHALPY, BTU/LB         N/A
CP, BTU/LB-C             N/A
DENSITY, LB/PT3          N/A
Z (FROM DENSITY)         N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F     N/A
VISCOSITY, CP            N/A
    
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT UNAM-1
 PROBLEM CASO 1

PRO/II VERSION 5.01
 OUTPUT
 STREAM SUMMARY

RMD

```

=====
STREAM ID                27
  NAME
  PHASE                   WET VAPOR
-----
----- DRY STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR          166.407
   M LB/HR                6.536
STD LIQ RATE, BBL/HR     38.835
MOLECULAR WEIGHT         39.275
MOLE FRACTION LIQUID     0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) 0.9438
PRES (KAYS RULE)         0.0225
ACENTRIC FACTOR          0.1218
WATSON K (UOPK)          15.140
STD LIQ DENSITY, LB/PT3  29.974
SPECIFIC GRAVITY          0.4806
API GRAVITY              162.917

----- DRY VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR          166.407
   M LB/HR                6.536
   M FT3/HR              67.079
STD VAP RATE(1), M FT3/HR 63.149
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) 1.356
MOLECULAR WEIGHT         39.275
CP, BTU/LB-C             0.786
DENSITY, LB/M FT3        97.430
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F 0.01280
VISCOSITY, CP            0.00939

----- DRY LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR          N/A
   M LB/HR                N/A
   BBL/HR                 N/A
   GAL/MIN                N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR     N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) N/A
MOLECULAR WEIGHT         N/A
CP, BTU/LB-C             N/A
DENSITY, LB/PT3          N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F N/A
VISCOSITY, CP            N/A
    
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

Caso 2A

Estabilización con Calentamiento

Nota: Presión, kg/cm² abs.

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	PHASE	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE		MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	MIXED	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	36.2090	59.3150	45.6375	100.0000	6.5672	0.2820	1.9492	100.0000
2	CO2	0.8540	0.0430	0.1260	0.0000	0.4527	5.8827E-03	1.7847	0.0000
3	HYSULFID	0.5640	0.0890	0.0000	0.0000	1.0144	0.0521	1.1288	0.0000
4	NITROGEN	0.4540	0.0150	0.7380	0.0000	0.6584	9.4760E-05	0.9586	0.0000
5	METHANE	33.6750	0.9840	30.1447	0.0000	31.2371	0.0563	70.5437	0.0000
6	ETHANE	5.2020	0.6430	2.0310	0.0000	7.7491	0.1983	10.7779	0.0000
7	PROPANE	3.3600	1.0550	0.8310	0.0000	11.3267	0.8199	6.4611	0.0000
8	IBUTANE	0.5640	0.3340	0.1700	0.0000	3.0109	0.4092	0.9430	0.0000
9	BUTANE	1.5910	1.1920	0.4700	0.0000	9.6231	1.6724	2.4306	0.0000
10	IPENTANE	0.6860	0.7750	1.0730	0.0000	4.9494	1.4931	0.7497	0.0000
11	PENTANE	0.7760	0.9950	0.1390	0.0000	5.0870	1.9678	0.7454	0.0000
12	HEXANE	1.9870	2.7460	5.6079	0.0000	9.8527	7.5605	0.9511	0.0000
13	CREHEPTA	1.2930	0.0000	0.0000	0.0000	1.7467	2.8588	0.2762	0.0000
14	CREOCTAN	1.2180	0.0000	0.0000	0.0000	0.9538	2.9662	0.1212	0.0000
15	CRENONAN	1.3350	0.0000	0.0000	0.0000	0.4623	2.9061	0.0478	0.0000
16	CREDECAN	1.0210	0.0000	0.0000	0.0000	0.2363	2.6672	0.0209	0.0000
17	CREUNDENC	9.4110	0.0000	0.0000	0.0000	3.5313E-04	25.1305	1.1666E-05	0.0000
18	TERHEPTA	0.0000	0.0000	1.0780	0.0000	0.1243	0.1080	1.1930E-03	0.0000
19	TEROCTAN	0.0000	0.0000	1.0320	0.0000	0.0612	0.1118	6.9059E-04	0.0000
20	TERNONAN	0.0000	0.0000	0.9750	0.0000	0.0283	0.1101	3.6802E-04	0.0000
21	TERDECAN	0.0000	0.0000	0.9010	0.0000	0.0106	0.1041	1.6039E-04	0.0000
22	TERUNDEC	0.0000	0.0000	8.8459	0.0000	8.0326E-06	1.0382	2.4316E-07	0.0000
23	PERHEPTA	0.0000	3.1030	0.0000	0.0000	2.6353	4.2728	0.0588	0.0000
24	PEROCTA	0.0000	2.9450	0.0000	0.0000	1.3194	4.2516	0.0290	0.0000
25	PERNONAN	0.0000	2.6710	0.0000	0.0000	0.6134	3.9523	0.0135	0.0000
26	PERDECAN	0.0000	2.3000	0.0000	0.0000	0.2793	3.4444	6.2265E-03	0.0000
27	PERUNDEC	0.0000	20.7950	0.0000	0.0000	1.8658E-04	31.5599	5.7454E-06	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		29315.6000	16661.3000	1288.4000	8799.5300	1503.4524	10978.2148	14102.6847	29689.5751
TEMPERATURE, C		48.0000	33.0000	30.0000	25.0000	99.6753	50.0619	51.8766	73.2479
PRESSURE, KG/CM2		7.0335	7.0335	2.0335	22.0900	1.6820	27.0330	6.0334	4.5334
ENTHALPY, MM BTU/HR		104.8088	38.7580	2.9842	7.2804	17.6165	87.3103	58.7323	70.4568
MOLECULAR WEIGHT		55.2857	99.1032	54.1818	18.0150	46.3677	233.7122	23.6626	18.0150
MOLE FRAC VAPOR		0.4612	0.0000	0.3694	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		0.5388	1.0000	0.6306	1.0000	2.8326E-06	1.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.1851	0.4081	0.1825	0.0000	2.8326E-06	1.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.3538	0.5919	0.4481	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	9	10	11	12	13	16	17	18
NAME	PHASE	WET VAPOR	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	9.8057	23.0119	1.6109	100.0000	18.1162	18.1162	71.1378	2.1121
2	CO2	1.3475	0.0928	1.8035	0.0000	0.0865	0.0865	2.3513E-03	0.3370
3	HYSULFID	1.6510	0.2248	1.1063	0.0000	0.1791	0.1791	0.0000	0.0000
4	NITROGEN	0.4322	5.9667E-03	0.9813	0.0000	0.0302	0.0302	1.2610E-03	1.9955
5	METHANE	33.7666	1.7126	72.1275	0.0000	1.9804	1.9804	0.2885	81.2075
6	ETHANE	13.7241	1.2114	10.6510	0.0000	1.2941	1.2941	0.0884	5.3468
7	PROPANE	13.4009	2.1656	6.1623	0.0000	2.1233	2.1233	0.1189	2.0465
8	IBUTANE	2.6195	0.6789	0.8708	0.0000	0.6722	0.6722	0.0521	0.3712
9	BUTANE	7.6221	2.3961	2.2071	0.0000	2.3991	2.3991	0.1939	0.9413
10	IPENTANE	2.9742	1.6072	0.6539	0.0000	1.5598	1.5598	0.7914	1.5537
11	PENTANE	3.1723	2.0086	0.6409	0.0000	2.0026	2.0026	0.2874	0.4271
12	HEXANE	4.9936	6.8094	0.7770	0.0000	5.5267	5.5267	6.9616	3.2974
13	CREHEPTA	0.9441	4.9290	0.2474	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	CREOCTAN	0.5077	4.8909	0.1046	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	CRENONAN	0.2467	4.6698	0.0392	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	CREDECAN	0.1275	4.2373	0.0163	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	CREUNDENC	2.5551E-04	39.3477	1.1654E-06	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	TERHEPTA	0.0289	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5792	0.2225
19	TEROCTAN	0.0167	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5815	0.0940
20	TERNONAN	8.9141E-03	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5248	0.0366
21	TERDECAN	3.8848E-03	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.4226	0.0107
22	TERUNDEC	5.8898E-06	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	14.0285	1.1192E-07
23	PERHEPTA	1.4253	0.0000	0.0000	0.0000	6.2452	6.2452	0.0000	0.0000
24	PEROCTA	0.7021	0.0000	0.0000	0.0000	5.9272	5.9272	0.0000	0.0000
25	PERNONAN	0.3273	0.0000	0.0000	0.0000	5.3757	5.3757	0.0000	0.0000
26	PERDECAN	0.1508	0.0000	0.0000	0.0000	4.6290	4.6290	0.0000	0.0000
27	PERUNDEC	1.3916E-04	0.0000	0.0000	0.0000	41.8526	41.8526	0.0000	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		582.2315	7011.5502	13520.4531	8992.6937	8278.3747	8278.3747	812.4245	475.9755
TEMPERATURE, C		116.8706	48.0145	48.0145	48.0145	33.0000	33.0837	30.0000	30.0000
PRESSURE, KG/CM2		6.5335	7.0335	7.0335	7.0335	26.3520	26.3520	2.0335	2.0335
ENTHALPY, MM BTU/HR		6.2710	38.7111	52.4613	13.9897	29.7881	31.2244	1.4031	1.5811
MOLECULAR WEIGHT		37.9786	164.1437	23.0461	18.0150	181.2155	181.2155	73.0059	22.0516
MOLE FRAC VAPOR		1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.0000	0.7737	0.0000	0.0000	0.8213	0.8213	0.2894	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.0000	0.2263	0.0000	1.0000	0.1787	0.1787	0.7106	0.0000

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME PHASE	19		20		21		22		23		24		25		26	
		WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS																	
1	H2O	71.1378	22.9231	22.9231	22.9231	100.0000	41.5879	100.0000	1.4040								
2	CO2	2.3513E-03	0.0850	0.0850	0.0850	0.0000	0.0644	0.0000	0.1088								
3	HYSULFID	0.0000	0.1900	0.1900	0.1900	0.0000	0.1440	0.0000	0.2430								
4	NITROGEN	1.2610E-03	0.0182	0.0182	0.0182	0.0000	0.0138	0.0000	0.0233								
5	METHANE	0.2285	1.7754	1.7754	1.7754	0.0000	1.3455	0.0000	2.2711								
6	ETHANE	0.0884	1.1973	1.1973	1.1973	0.0000	0.9073	0.0000	1.5315								
7	PROPANE	0.1189	2.0406	2.0406	2.0406	0.0000	1.5464	0.0000	2.6103								
8	IBUTANE	0.0521	0.6438	0.6438	0.6438	0.0000	0.4879	0.0000	0.8236								
9	BUTANE	0.1939	2.2865	2.2865	2.2865	0.0000	1.7328	0.0000	2.9249								
10	IPENTANE	0.7914	1.5417	1.5417	1.5417	0.0000	1.1683	0.0000	1.9721								
11	PPENTANE	0.2874	1.9187	1.9187	1.9187	0.0000	1.4541	0.0000	2.4544								
12	HEXANE	6.9616	6.1576	6.1576	6.1576	0.0000	4.6665	0.0000	7.8768								
13	CRHEPTA	0.0000	2.1463	2.1463	2.1463	0.0000	1.6265	0.0000	2.7455								
14	CRDOCTAN	0.0000	2.1297	2.1297	2.1297	0.0000	1.6140	0.0000	2.7242								
15	CRNONAN	0.0000	2.0334	2.0334	2.0334	0.0000	1.5410	0.0000	2.6011								
16	CRDECAN	0.0000	1.8451	1.8451	1.8451	0.0000	1.3983	0.0000	2.3602								
17	CRDUDENC	0.0000	17.1334	17.1334	17.1334	0.0000	12.9844	0.0000	21.9169								
18	TERHEPTA	1.5792	0.0797	0.0797	0.0797	0.0000	0.0604	0.0000	0.1019								
19	TEROCTAN	1.5815	0.0798	0.0798	0.0798	0.0000	0.0605	0.0000	0.1021								
20	TERNONAN	1.5248	0.0769	0.0769	0.0769	0.0000	0.0583	0.0000	0.0984								
21	TERDECAN	1.4226	0.0718	0.0718	0.0718	0.0000	0.0544	0.0000	0.0918								
22	TERUNDEC	14.0285	0.7078	0.7078	0.7078	0.0000	0.5364	0.0000	0.9054								
23	PERHEPTA	0.0000	3.2107	3.2107	3.2107	0.0000	2.4332	0.0000	4.1071								
24	PEROCTA	0.0000	3.0472	3.0472	3.0472	0.0000	2.3093	0.0000	3.8980								
25	PERNONAN	0.0000	2.7637	2.7637	2.7637	0.0000	2.0945	0.0000	3.5353								
26	PERDECAN	0.0000	2.3798	2.3798	2.3798	0.0000	1.8035	0.0000	3.0443								
27	PERUNDEC	0.0000	21.5168	21.5168	21.5168	0.0000	16.3064	0.0000	27.5241								
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		812.4245	16102.3493	16102.3493	16102.3493	8799.5300	21247.6359	12313.9561	12587.9232								
TEMPERATURE, C		30.0806	39.4899	90.8860	120.0000	97.4261	117.6701	118.7207	117.8091								
PRESSURE, KG/CM2		26.3520	26.0005	25.2969	21.0785	21.0354	21.0354	4.5334	17.6904								
ENTHALPY, MM BTU/HR		1.4730	72.5345	194.3902	268.2965	27.9052	281.9175	47.4972	248.7045								
MOLECULAR WEIGHT		73.0059	168.3222	168.3222	168.3222	18.0150	131.9241	18.0150	210.2866								
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000								
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000								
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.2894	0.7737	0.7828	0.7949	0.0000	0.6015	0.0000	1.0000								
MOLE FRAC FREE WATER		0.7106	0.2263	0.2172	0.2051	1.0000	0.3985	1.0000	0.0000								

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME PHASE	27		28		29		30		31		32		33		34	
		WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS																	
1	H2O	0.9965	8.6310	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820	0.2820
2	CO2	0.0487	0.5063	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03	5.8827E-03
3	HYSULFID	0.1747	1.4843	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521	0.0521
4	NITROGEN	3.4276E-03	0.0390	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05	9.4760E-05
5	METHANE	0.7437	8.0884	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563	0.0563
6	ETHANE	0.9402	8.8619	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988	0.1988
7	PROPANE	2.0870	15.6258	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199	0.8199
8	IBUTANE	0.7365	4.2338	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092	0.4092
9	BUTANE	2.6971	13.6448	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724	1.6724
10	IPENTANE	1.9235	6.5224	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931	1.4931
11	PPENTANE	2.4195	7.2456	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678	1.9678
12	HEXANE	8.0166	12.8895	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605	7.5605
13	CRHEPTA	2.8329	2.5559	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588	2.8588
14	CRDOCTAN	2.8317	1.3956	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662	2.9662
15	CRNONAN	2.7153	0.6764	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061	2.9061
16	CRDECAN	2.4685	0.3457	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672	2.6672
17	CRDUDENC	22.9798	5.1671E-04	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305	25.1305
18	TERHEPTA	0.1055	0.0788	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080	0.1080
19	TEROCTAN	0.1062	0.0460	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118	0.1118
20	TERNONAN	0.1027	0.0244	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101	0.1101
21	TERDECAN	0.0961	0.0105	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041
22	TERUNDEC	0.9493	1.1702E-05	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382	1.0382
23	PERHEPTA	4.2372	3.8561	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728	4.2728
24	PEROCTA	4.0530	1.9306	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516	4.2516
25	PERNONAN	3.6909	0.8976	3.9523	3.95												

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT UNAM-1
 PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
 OUTPUT
 STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	35	36	37
NAME			
PHASE	WBT LIQUID	WBT LIQUID	WBT LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS			
1 H2O	0.2820	23.0119	20.3612
2 CO2	5.8827E-03	0.0928	0.0894
3 HYSULFID	0.0521	0.2248	0.2001
4 NITROGEN	9.4760E-05	5.9667E-03	0.0191
5 METHANE	0.0563	1.7126	1.8576
6 ETHANE	0.1988	1.2114	1.2562
7 PROPANE	0.8199	2.1656	2.1427
8 IBUTANE	0.4092	0.6789	0.6753
9 BUTANE	1.6724	2.3961	2.3977
10 IPENTANE	1.4931	1.6072	1.5815
11 PENTANE	1.9678	2.0086	2.0054
12 HEXANE	7.5605	6.8094	6.1149
13 CREHEPTA	2.8588	4.9290	2.2603
14 CROCTAN	2.9662	4.8909	2.2428
15 CRENONAN	2.9061	4.6698	2.1415
16 CREDECAN	2.6672	4.2373	1.9431
17 CREUNDEC	25.1305	39.3477	18.0438
18 TERHEPTA	0.1080	0.0000	0.0000
19 TEROCTAN	0.1118	0.0000	0.0000
20 TERNONAN	0.1101	0.0000	0.0000
21 TERDECAN	0.1041	0.0000	0.0000
22 TERUNDEC	1.0382	0.0000	0.0000
23 PERHEPTA	4.2728	0.0000	3.3813
24 PEROCTA	4.2516	0.0000	3.2091
25 PERNONAN	3.9523	0.0000	2.9106
26 PERDECAN	3.4444	0.0000	2.5063
27 PERUNDEC	31.5599	0.0000	22.6601
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	1646.7322	7011.5502	15289.9248
TEMPERATURE, C	52.2666	48.1344	39.7369
PRESSURE, KG/CM2	4.8329	26.3520	26.0005
ENTHALPY, MM BTU/HR	13.4053	39.8371	71.0615
MOLECULAR WEIGHT	233.7122	164.1437	173.3868
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	0.7737	0.7994
MOLE FRAC FREE WATER	0.0000	0.2263	0.2006

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	MIXED	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	29315.600	16661.300	1288.400	8799.530	1503.452	10978.215	14102.685	29689.575
M LB/HR	1620.734	1651.188	69.808	158.524	69.712	2565.743	333.706	534.858
TEMPERATURE, C	48.000	33.000	30.000	25.000	99.675	50.062	51.877	73.248
PRESSURE, KG/CM2	7.033	7.033	2.034	22.090	1.682	27.033	6.033	4.533
MOLECULAR WEIGHT	55.286	99.103	54.182	18.015	46.368	233.712	23.663	18.015
ENTHALPY, MM BTU/HR	104.809	38.758	2.984	7.280	17.617	87.310	58.732	70.457
BTU/LB	64.468	23.473	42.749	45.926	252.705	34.029	176.000	131.730
MOLE FRACTION LIQUID	0.53881	1.00000	0.63057	1.00000	2.83259E-06	1.00000	0.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.35376	0.59193	0.44807	1.00000	0.00000	0.00000	0.00000	1.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	13519.987	N/A	475.974	N/A	1503.448	N/A	14102.685	N/A
M LB/HR	311.572	N/A	10.496	N/A	69.711	N/A	333.706	N/A
M FT3/HR	819.162	N/A	95.673	N/A	446.267	N/A	1011.238	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	5130.611	N/A	180.624	N/A	570.534	N/A	5351.735	N/A
MOLECULAR WEIGHT	23.045	N/A	22.052	N/A	46.367	N/A	23.663	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	168.341	N/A	150.634	N/A	252.708	N/A	176.000	N/A
CP, BTU/LB-C	0.878	N/A	0.870	N/A	0.871	N/A	0.876	N/A
DENSITY, LB/M FT3	380.352	N/A	109.707	N/A	156.242	N/A	329.996	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.9771	N/A	0.9928	N/A	0.9858	N/A	0.9801	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01872	N/A	0.01766	N/A	0.01679	N/A	0.01873	N/A
VISCOSITY, CP	0.01144	N/A	0.01085	N/A	0.01063	N/A	0.01148	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	15795.613	16661.300	812.426	8799.530	4.259E-03	10978.215	N/A	29689.575
M LB/HR	1309.161	1651.188	59.312	158.524	1.051E-03	2565.743	N/A	534.858
BBL/HR	4490.689	5464.271	194.371	453.723	3.643E-03	8603.255	N/A	1563.579
GAL/MIN	3080.473	3824.978	136.059	317.605	2.550E-03	6022.259	N/A	1094.502
STD LIQ RATE, BBL/HR	4297.457	5397.823	192.406	452.919	3.418E-03	8416.235	N/A	1528.147
MOLECULAR WEIGHT	82.861	99.103	73.006	18.015	246.826	233.712	N/A	18.015
ENTHALPY, BTU/LB	39.994	23.473	23.657	45.926	75.059	34.029	N/A	131.730
CP, BTU/LB-C	0.964	0.904	0.967	1.794	0.902	0.820	N/A	1.802
DENSITY, LB/FT3	52.985	53.820	54.349	62.228	51.397	53.117	N/A	60.926
Z (FROM DENSITY)	0.0252	0.0311	6.6346E-03	0.0158	0.0160	0.2710	N/A	2.8494E-03
SURFACE TENSION, DYNE/CM	53.9829	53.2796	58.7502	71.6981	24.7921	28.1763	N/A	64.2225
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06475	0.06422	0.06818	0.35277	0.05525	0.06029	N/A	0.38256
VISCOSITY, CP	0.69681	0.97998	0.96413	0.89011	0.98109	1.65867	N/A	0.38317

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	MIXED	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	18700.714	6778.650	700.406	N/A	1404.718	10947.259	13827.793	N/A
M LB/HR	1429.507	1473.152	59.215	N/A	67.933	2565.185	328.754	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	6112.306	4889.155	242.869	N/A	357.826	8414.643	2471.853	N/A
MOLECULAR WEIGHT	76.441	217.322	84.544	N/A	48.361	234.322	23.775	N/A
MOLE FRACTION LIQUID	0.2887	1.0000	0.3348	N/A	3.0254E-06	1.0000	0.0000	N/A
REDUCED TEMP (KAIS RULE)	0.8899	0.4457	0.8037	N/A	1.0596	0.4471	1.3779	N/A
PRES (KAIS RULE)	0.1739	0.3015	0.0533	N/A	0.0407	1.2797	0.1280	N/A
ACENTRIC FACTOR	0.1901	0.5640	0.2100	N/A	0.1450	0.6066	0.0493	N/A
WATSON K (UOPK)	12.959	11.785	12.690	N/A	14.051	11.732	17.003	N/A
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	41.655	53.666	43.425	N/A	33.814	54.296	23.688	N/A
SPECIFIC GRAVITY	0.6679	0.8605	0.6963	N/A	0.5422	0.8706	0.3798	N/A
API GRAVITY	80.357	32.941	71.718	N/A	129.485	31.033	241.043	N/A
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	13302.354	N/A	465.921	N/A	1404.714	N/A	13827.793	N/A
M LB/HR	307.651	N/A	10.315	N/A	67.932	N/A	328.754	N/A
M FT3/HR	805.716	N/A	93.641	N/A	416.491	N/A	991.197	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	5048.023	N/A	176.809	N/A	533.066	N/A	5247.418	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	0.798	N/A	0.764	N/A	1.670	N/A	0.821	N/A
MOLECULAR WEIGHT	23.128	N/A	22.139	N/A	48.360	N/A	23.775	N/A
CP, BTU/LB-C	0.879	N/A	0.871	N/A	0.872	N/A	0.877	N/A
DENSITY, LB/M FT3	381.834	N/A	110.153	N/A	163.105	N/A	331.672	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01882	N/A	0.01778	N/A	0.01692	N/A	0.01885	N/A
VISCOSITY, CP	0.01146	N/A	0.01088	N/A	0.01057	N/A	0.01151	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	5398.360	6778.650	234.485	N/A	4.250E-03	10947.259	N/A	N/A
M LB/HR	1121.855	1473.152	48.900	N/A	1.051E-03	2565.185	N/A	N/A
BBL/HR	3860.294	4953.939	164.530	N/A	3.642E-03	8601.644	N/A	N/A
GAL/MIN	2702.197	3467.467	115.171	N/A	2.549E-03	6021.132	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3762.302	4889.155	162.659	N/A	3.418E-03	8414.643	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8516	0.8605	0.8586	N/A	0.8781	0.8706	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	207.814	217.322	208.544	N/A	247.300	234.322	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	0.825	0.796	0.791	N/A	0.902	0.820	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	51.760	52.968	52.936	N/A	51.196	53.115	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	26.2403	28.0244	28.5071	N/A	24.7205	28.0635	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06007	0.06077	0.06211	N/A	0.05525	0.06028	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	1.01076	1.39680	1.47229	N/A	0.98317	1.66305	N/A	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	9	10	11	12	13	16	17	18
NAME	WET VAPOR		WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
PHASE	WET LIQUID		WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	582.232	7011.550	13520.453	8992.694	8278.375	8278.375	812.424	475.976
M LB/HR	22.112	1150.902	311.594	162.003	1500.170	1500.170	59.312	10.496
TEMPERATURE, C	116.871	48.015	48.015	48.015	33.000	33.000	30.000	30.000
PRESSURE, KG/CM2	6.533	7.033	7.033	7.033	7.033	26.352	2.034	2.034
MOLECULAR WEIGHT	37.979	164.144	23.046	18.015	181.215	181.215	73.006	22.052
ENTHALPY, MM BTU/HR	6.271	38.711	52.461	13.990	29.788	31.224	1.403	1.581
BTU/LB	283.595	33.635	168.365	86.355	19.857	20.814	23.657	150.635
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.00000	0.22633	0.00000	1.00000	0.17870	0.17869	0.71058	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	582.232	N/A	13520.453	N/A	N/A	N/A	N/A	475.976
M LB/HR	22.112	N/A	311.594	N/A	N/A	N/A	N/A	10.496
M FT3/HR	45.724	N/A	819.229	N/A	N/A	N/A	N/A	95.673
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	220.947	N/A	5130.788	N/A	N/A	N/A	N/A	180.625
MOLECULAR WEIGHT	37.979	N/A	23.046	N/A	N/A	N/A	N/A	22.052
ENTHALPY, BTU/LB	283.595	N/A	168.365	N/A	N/A	N/A	N/A	150.635
CP, BTU/LB-C	0.914	N/A	0.878	N/A	N/A	N/A	N/A	0.870
DENSITY, LB/M FT3	483.602	N/A	380.348	N/A	N/A	N/A	N/A	109.707
Z (FROM DENSITY)	0.9687	N/A	0.9771	N/A	N/A	N/A	N/A	0.9928
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01948	N/A	0.01872	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01756
VISCOSITY, CP	0.01190	N/A	0.01144	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01085
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	7011.550	N/A	8992.694	8278.375	8278.375	812.424	N/A
M LB/HR	N/A	1150.902	N/A	162.003	1500.170	1500.170	59.312	N/A
BBL/HR	N/A	3944.104	N/A	467.396	5031.045	5016.800	194.370	N/A
GAL/MIN	N/A	2760.864	N/A	327.176	3521.720	3511.749	136.058	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	3845.257	N/A	462.861	4966.347	4966.347	192.405	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	164.144	N/A	18.015	181.215	181.215	73.006	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	33.635	N/A	86.355	19.857	20.814	23.657	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	0.849	N/A	1.796	0.814	0.814	0.967	N/A
DENSITY, LB/FT3	N/A	51.972	N/A	61.734	53.109	53.259	54.349	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	0.0509	N/A	4.7057E-03	0.0577	0.2156	6.6346E-03	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	N/A	35.9381	N/A	68.3850	35.7380	35.7297	58.7503	N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.06082	N/A	0.36896	0.06131	0.06190	0.06818	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	0.89203	N/A	0.56300	1.25899	1.28580	0.96413	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	9	10	11	12	13	16	17	18
NAME	WET VAPOR		WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
PHASE	WET LIQUID		WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	525.140	5398.061	13302.653	N/A	6778.650	6778.650	234.483	465.923
M LB/HR	21.084	1121.835	307.670	N/A	1473.152	1473.152	48.900	10.315
STD LIQ RATE, BBL/HR	121.763	3762.210	2350.090	N/A	4889.155	4889.155	162.658	80.210
MOLECULAR WEIGHT	40.149	207.822	23.128	N/A	217.322	217.322	208.544	22.139
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	1.00000	0.00000	N/A	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	1.2172	0.4743	1.3811	N/A	0.4457	0.4458	0.4400	1.3760
PRRS (KAYS RULB)	0.1473	0.2970	0.1488	N/A	0.3015	1.1297	0.0890	0.0444
ACENTRIC FACTOR	0.1179	0.5440	0.0465	N/A	0.5640	0.5640	0.5530	0.0374
WATSON K (UOPK)	14.791	11.809	17.154	N/A	11.785	11.785	11.727	17.255
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	30.840	53.109	23.318	N/A	53.666	53.666	53.545	22.904
SPECIFIC GRAVITY	0.4945	0.8516	0.3739	N/A	0.8605	0.8605	0.8586	0.3673
API GRAVITY	154.647	34.665	246.963	N/A	32.941	32.941	33.313	253.790
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	525.140	N/A	13302.653	N/A	N/A	N/A	N/A	465.923
M LB/HR	21.084	N/A	307.670	N/A	N/A	N/A	N/A	10.315
M FT3/HR	41.130	N/A	805.772	N/A	N/A	N/A	N/A	93.642
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	199.282	N/A	5048.137	N/A	N/A	N/A	N/A	176.810
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	1.386	N/A	0.799	N/A	N/A	N/A	N/A	0.764
MOLECULAR WEIGHT	40.149	N/A	23.128	N/A	N/A	N/A	N/A	22.139
CP, BTU/LB-C	0.959	N/A	0.890	N/A	N/A	N/A	N/A	0.885
DENSITY, LB/M FT3	512.607	N/A	381.831	N/A	N/A	N/A	N/A	110.153
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01985	N/A	0.01882	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01778
VISCOSITY, CP	0.01183	N/A	0.01146	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01088
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	5398.061	N/A	N/A	6778.650	6778.650	234.483	N/A
M LB/HR	N/A	1121.835	N/A	N/A	1473.152	1473.152	48.900	N/A
BBL/HR	N/A	3860.243	N/A	N/A	4953.539	4939.292	164.529	N/A
GAL/MIN	N/A	2702.162	N/A	N/A	3467.467	3457.494	115.170	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	3762.209	N/A	N/A	4889.155	4889.155	162.658	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	N/A	0.8516	N/A	N/A	0.8605	0.8605	0.8586	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	207.822	N/A	N/A	217.322	217.322	208.544	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	0.825	N/A	N/A	0.796	0.796	0.791	N/A
DENSITY, LB/FT3	N/A	51.760	N/A	N/A	52.968	53.121	52.936	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	N/A	26.2396	N/A	N/A	28.0244	28.0170	28.5071	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.06007	N/A	N/A	0.06077	0.06135	0.06211	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	1.01070	N/A	N/A	1.39680	1.43237	1.47230	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

APENDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT

STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	19	20	21	22	23	24	25	26
NAME	WET LIQUID		WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
PHASE	WET LIQUID		WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	812.424	16102.349	16102.349	16102.349	8799.530	21247.636	12313.956	12587.923
M LB/HR	59.312	2710.383	2710.383	2710.383	158.524	2803.076	221.836	2647.071
TEMPERATURE, C	30.081	39.490	90.886	120.000	97.426	117.670	118.721	117.809
PRESSURE, KG/CM2	26.352	26.000	25.297	21.079	21.035	21.035	4.533	17.690
MOLECULAR WEIGHT	73.006	168.322	168.322	168.322	18.015	131.924	18.015	210.287
ENTHALPY, MM BTU/HR	1.473	72.534	194.390	268.296	27.905	281.918	47.497	248.704
BTU/LB	24.835	26.762	71.721	98.988	176.032	100.574	214.110	93.955
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOL FRACTION FREE WATER	0.71058	0.22635	0.21718	0.20506	1.00000	0.39851	1.00000	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	812.424	16102.349	16102.349	16102.349	8799.530	21247.636	12313.956	12587.923
M LB/HR	59.312	2710.383	2710.383	2710.383	158.524	2803.076	221.836	2647.071
BBL/HR	193.760	9142.771	9540.367	9800.938	471.003	10059.695	670.369	9597.116
GAL/MIN	135.632	6399.920	6678.236	6860.635	329.701	7041.764	469.257	6717.960
STD LIQ RATE, BBL/HR	192.405	9004.009	9004.009	9004.009	452.919	9268.842	633.809	8823.119
MOLECULAR WEIGHT	73.006	168.322	168.322	168.322	18.015	131.924	18.015	210.287
ENTHALPY, BTU/LB	24.835	26.762	71.721	98.988	176.032	100.574	214.110	93.955
CP, BTU/LB-C	0.966	0.832	0.918	0.967	1.809	0.991	1.822	0.943
DENSITY, LB/FT3	54.520	52.800	50.600	49.254	59.945	49.629	58.939	49.125
Z (FROM DENSITY)	0.0857	0.1952	0.1702	0.1349	0.0126	0.1053	2.6036E-03	0.1426
SURFACE TENSION, DYNE/CM	58.7403	36.9809	31.5387	28.3152	59.7828	35.1625	55.5611	20.9701
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06903	0.06182	0.05717	0.05432	0.39153	0.05544	0.39614	0.05379
VISCOSITY, CP	0.97344	1.08468	0.55227	0.40974	0.28679	0.36765	0.23267	0.48069

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT

STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	19	20	21	22	23	24	25	26
NAME	WET LIQUID		WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
PHASE	WET LIQUID		WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	234.483	12411.194	12411.194	12411.194	N/A	12411.194	N/A	12411.194
M LB/HR	48.900	2643.887	2643.887	2643.887	N/A	2643.887	N/A	2643.887
STD LIQ RATE, BBL/HR	162.658	8814.023	8814.023	8814.023	N/A	8814.023	N/A	8814.023
MOLECULAR WEIGHT	208.544	213.024	213.024	213.024	N/A	213.024	N/A	213.024
MOL FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	N/A	1.00000	N/A	1.00000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4402	0.4579	0.5332	0.5759	N/A	0.5725	N/A	0.5727
PRRS (KAYS RULE)	1.1538	1.1077	1.0777	0.8980	N/A	0.8962	N/A	0.7537
ACENTRIC FACTOR	0.5530	0.5551	0.5551	0.5551	N/A	0.5551	N/A	0.5551
WATSON K (UOPK)	11.727	11.794	11.794	11.794	N/A	11.794	N/A	11.794
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	53.545	53.426	53.426	53.426	N/A	53.426	N/A	53.426
SPECIFIC GRAVITY	0.8586	0.8566	0.8566	0.8566	N/A	0.8566	N/A	0.8566
API GRAVITY	33.313	33.679	33.679	33.679	N/A	33.679	N/A	33.679
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	234.483	12411.194	12411.194	12411.194	N/A	12411.194	N/A	12411.194
M LB/HR	48.900	2643.887	2643.887	2643.887	N/A	2643.887	N/A	2643.887
BBL/HR	163.919	8951.585	9343.724	9599.772	N/A	9579.070	N/A	9587.503
GAL/MIN	114.743	6266.089	6540.586	6719.819	N/A	6705.328	N/A	6711.231
STD LIQ RATE, BBL/HR	162.658	8814.023	8814.023	8814.023	N/A	8814.023	N/A	8814.023
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8586	0.8566	0.8566	0.8566	N/A	0.8566	N/A	0.8566
MOLECULAR WEIGHT	208.544	213.024	213.024	213.024	N/A	213.024	N/A	213.024
CP, BTU/LB-C	0.790	0.808	0.896	0.945	N/A	0.942	N/A	0.942
DENSITY, LB/FT3	53.133	52.605	50.397	49.053	N/A	49.159	N/A	49.116
SURFACE TENSION, DYNE/CM	28.5000	27.2592	22.7698	20.2900	N/A	20.4867	N/A	20.4749
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06288	0.06108	0.05647	0.05366	N/A	0.05388	N/A	0.05375
VISCOSITY, CP	1.52057	1.24024	0.64396	0.47713	N/A	0.48769	N/A	0.48507

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	27	28	29	30	31	32	33	34
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	12005.692	1027.477	10978.215	10978.215	9331.483	1646.732	9331.483	10978.215
M LB/HR	2624.959	59.216	2565.743	2565.743	2180.881	384.861	2180.881	2565.743
TEMPERATURE, C	116.871	113.312	113.312	113.348	113.348	113.348	49.490	49.907
PRESSURE, KG/CM2	6.533	2.034	2.034	5.536	5.536	5.536	4.833	4.833
MOLECULAR WEIGHT	218.643	57.632	233.712	233.712	233.712	233.712	233.712	233.712
ENTHALPY, MM BTU/HR	242.434	16.035	226.398	226.868	192.838	34.030	70.983	84.388
BTU/LB	92.357	270.798	88.239	88.422	88.422	88.422	32.548	32.890
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	1027.477	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	59.216	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	258.760	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	389.910	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	57.632	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	270.798	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	0.879	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	N/A	228.843	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	0.9757	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.01520	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	0.01003	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	12005.692	N/A	10978.215	10978.215	9331.483	1646.732	9331.483	10978.215
M LB/HR	2624.959	N/A	2565.743	2565.743	2180.881	384.861	2180.881	2565.743
BBL/HR	9448.549	N/A	9087.591	9080.594	7718.505	1362.089	7736.906	8634.420
GAL/MIN	6613.964	N/A	6361.293	6356.396	5402.936	953.459	5135.818	6044.075
STD LIQ RATE, BBL/HR	8698.418	N/A	8416.236	8416.236	7153.801	1262.435	7153.801	8416.236
MOLECULAR WEIGHT	218.643	N/A	233.712	233.712	233.712	233.712	233.712	233.712
ENTHALPY, BTU/LB	92.357	N/A	88.239	88.422	88.422	88.422	32.548	32.890
CP, BTU/LB-C	0.939	N/A	0.928	0.928	0.928	0.928	0.820	0.821
DENSITY, LB/FT3	49.481	N/A	50.286	50.325	50.325	50.325	52.942	52.925
Z (FROM DENSITY)	0.0545	N/A	0.0180	0.0490	0.0490	0.0490	0.0487	0.0486
SURFACE TENSION, DYNE/CM	21.7000	N/A	22.9035	22.9005	22.9005	22.9005	28.2247	28.1893
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.05382	N/A	0.05421	0.05437	0.05437	0.05437	0.05963	0.05960
VISCOSITY, CP	0.54671	N/A	0.70172	0.70456	0.70456	0.70456	1.62267	1.61210

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	27	28	29	30	31	32	33	34
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	11886.055	938.796	10947.259	10947.259	9305.170	1642.089	9305.170	10947.259
M LB/HR	2622.803	57.618	2565.185	2565.185	2180.407	384.778	2180.407	2565.185
STD LIQ RATE, BBL/HR	8692.260	277.616	8414.643	8414.643	7152.447	1262.196	7152.447	8414.643
MOLECULAR WEIGHT	220.662	61.374	234.322	234.322	234.322	234.322	234.322	234.322
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.5582	0.9264	0.5346	0.5347	0.5347	0.5347	0.4463	0.4469
PRES (KAYS RULE)	0.2897	0.0519	0.0963	0.2621	0.2621	0.2621	0.2288	0.2288
ACENTRIC FACTOR	0.5744	0.1984	0.6066	0.6066	0.6066	0.6066	0.6066	0.6066
WATSON K (UOPK)	11.770	13.478	11.732	11.732	11.732	11.732	11.732	11.732
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	53.742	36.965	54.296	54.296	54.296	54.296	54.296	54.296
SPECIFIC GRAVITY	0.8617	0.5927	0.8706	0.8706	0.8706	0.8706	0.8706	0.8706
API GRAVITY	32.707	107.232	31.033	31.033	31.033	31.033	31.033	31.033
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	938.796	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	57.618	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	235.919	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	356.257	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	2.119	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	61.374	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	0.904	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	244.227	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.01522	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	0.00990	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	11886.055	N/A	10947.259	10947.259	9305.170	1642.089	9305.170	10947.259
M LB/HR	2622.803	N/A	2565.185	2565.185	2180.407	384.778	2180.407	2565.185
BBL/HR	9442.046	N/A	9085.913	9078.916	7717.079	1361.837	7735.537	8632.810
GAL/MIN	6609.412	N/A	6360.119	6355.221	5401.938	953.283	5134.860	6042.948
STD LIQ RATE, BBL/HR	8692.260	N/A	8414.643	8414.643	7152.447	1262.196	7152.447	8414.643
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8617	N/A	0.8706	0.8706	0.8706	0.8706	0.8706	0.8706
MOLECULAR WEIGHT	220.662	N/A	234.322	234.322	234.322	234.322	234.322	234.322
CP, BTU/LB-C	0.940	N/A	0.929	0.928	0.928	0.928	0.820	0.821
DENSITY, LB/FT3	49.475	N/A	50.284	50.323	50.323	50.323	52.940	52.923
SURFACE TENSION, DYNE/CM	21.3553	N/A	22.8080	22.8051	22.8051	22.8051	28.1118	28.0765
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.05379	N/A	0.05421	0.05437	0.05437	0.05437	0.05962	0.05959
VISCOSITY, CP	0.55074	N/A	0.70348	0.70634	0.70634	0.70634	1.62685	1.61625

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	35	36	37
NAME			
PHASE	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----			
RATE, LB-MOL/HR	1646.732	7011.550	15289.925
M LB/HR	384.861	1150.902	2651.072
TEMPERATURE, C	52.267	48.134	39.737
PRESSURE, KG/CM2	4.833	26.352	26.000
MOLECULAR WEIGHT	233.712	164.144	173.387
ENTHALPY, MM BTU/HR	13.405	39.837	71.061
BTU/LB	34.832	34.614	26.805
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.00000	0.22632	0.20061
----- TOTAL VAPOR -----			
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----			
RATE, LB-MOL/HR	1646.732	7011.550	15289.925
M LB/HR	384.861	1150.902	2651.072
BBL/HR	1297.513	3932.370	8949.446
GAL/MIN	908.256	2752.650	6264.592
STD LIQ RATE, BBL/HR	1262.435	3845.257	8811.604
MOLECULAR WEIGHT	233.712	164.144	173.387
ENTHALPY, BTU/LB	34.832	34.614	26.805
CP, BTU/LB-C	0.825	0.849	0.829
DENSITY, LB/FT3	52.829	52.127	52.760
Z (FROM DENSITY)	0.0484	0.1902	0.2011
SURFACE TENSION, DYNE/CM	27.9896	35.9256	35.8634
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.05941	0.06142	0.06168
VISCOSITY, CP	1.55415	0.90890	1.09616

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2A

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	35	36	37
NAME			
PHASE	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----			
RATE, LB-MOL/HR	1642.089	5398.061	12176.711
M LB/HR	384.778	1121.835	2594.987
STD LIQ RATE, BBL/HR	1262.196	3762.210	8651.364
MOLECULAR WEIGHT	234.322	207.822	213.111
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4502	0.4745	0.4584
PRESS (KAYS RULE)	0.2288	1.1126	1.1071
ACHENRIC FACTOR	0.6066	0.5440	0.5551
WATSON K (UOPK)	11.732	11.809	11.795
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	54.296	53.109	53.424
SPECIFIC GRAVITY	0.8706	0.8516	0.8566
API GRAVITY	31.033	34.665	33.686
----- DRY VAPOR -----			
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----			
RATE, LB-MOL/HR	1642.089	5398.061	12176.711
M LB/HR	384.778	1121.835	2594.987
BBL/HR	1297.271	3848.504	8788.179
GAL/MIN	908.087	2693.944	6151.706
STD LIQ RATE, BBL/HR	1262.196	3762.210	8651.364
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8706	0.8516	0.8566
MOLECULAR WEIGHT	234.322	207.822	213.111
CP, BTU/LB-C	0.825	0.824	0.808
DENSITY, LB/FT3	52.828	51.918	52.592
SURFACE TENSION, DYNE/CM	27.8772	26.2290	27.2296
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.05940	0.06066	0.06104
VISCOSITY, CP	1.55817	1.03507	1.23435

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

Caso 2B

Estabilización con Calentamiento

Nota: Presión, kg/cm² abs.

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	PHASE	CRETACICO MIXED	PERIFERICAS WET LIQUID	TERCIARIO MIXED	AGUA LAVADO WATER	WET VAPOR	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	36.2090	59.3150	45.6375	100.0000	34.1448	1.6144	1.6109	100.0000
2	CO2	0.8540	0.0430	0.1260	0.0000	0.4540	6.2434E-03	1.8035	0.0000
3	HYSULFID	0.5640	0.0890	0.0000	0.0000	0.8103	0.0412	1.1063	0.0000
4	NITROGEN	0.4540	0.0150	0.7380	0.0000	0.3852	2.4656E-04	0.9813	0.0000
5	METHANE	13.6750	0.9840	10.1447	0.0000	20.6363	0.0743	72.1275	0.0000
6	ETHANE	5.2020	0.6430	2.0310	0.0000	6.2067	0.1687	10.6510	0.0000
7	PROPANE	3.3600	1.0550	0.8310	0.0000	8.3487	0.6364	6.1623	0.0000
8	IBUTANE	0.5640	0.3340	0.1700	0.0000	2.1697	0.3256	0.8708	0.0000
9	BUTANE	1.5910	1.1920	0.4700	0.0000	6.9426	1.3644	2.2071	0.0000
10	IPENTANE	0.6860	0.7750	1.0730	0.0000	3.5139	1.3035	0.6539	0.0000
11	PENTANE	0.7760	0.9950	0.3390	0.0000	3.7088	1.7524	0.6409	0.0000
12	HEXANE	1.9870	2.7460	5.6079	0.0000	6.9033	7.1796	0.7770	0.0000
13	CREHEPTA	1.2930	0.0000	0.0000	0.0000	1.2411	2.7955	0.2474	0.0000
14	CREOCTAN	1.2180	0.0000	0.0000	0.0000	0.5466	2.9461	0.1046	0.0000
15	CRENONAN	1.1350	0.0000	0.0000	0.0000	0.2949	2.9078	0.0392	0.0000
16	CREDECAN	1.0210	0.0000	0.0000	0.0000	0.1427	2.6753	0.0163	0.0000
17	CREUNDENC	9.4110	0.0000	0.0000	0.0000	8.7779E-05	25.2327	1.1654E-06	0.0000
18	TRRHEPTA	0.0000	0.0000	1.0780	0.0000	0.0707	0.1062	0.0000	0.0000
19	TRROCTAN	0.0000	0.0000	1.0320	0.0000	0.0349	0.1113	0.0000	0.0000
20	TRRNONAN	0.0000	0.0000	0.9750	0.0000	0.0160	0.1102	0.0000	0.0000
21	TRRDECAN	0.0000	0.0000	0.9010	0.0000	5.8194E-03	0.1045	0.0000	0.0000
22	TRRUNDEC	0.0000	0.0000	8.8459	0.0000	1.8897E-06	1.0424	0.0000	0.0000
23	PRRHEPTA	0.0000	3.1030	0.0000	0.0000	1.8720	4.1774	0.0000	0.0000
24	PRROCTA	0.0000	2.9450	0.0000	0.0000	0.8922	4.2250	0.0000	0.0000
25	PRRNONAN	0.0000	2.6710	0.0000	0.0000	0.3910	3.9551	0.0000	0.0000
26	PRRDECAN	0.0000	2.3000	0.0000	0.0000	0.1676	3.4555	0.0000	0.0000
27	PRRUNDEC	0.0000	20.7950	0.0000	0.0000	4.2394E-05	31.6883	0.0000	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		29315.6000	16661.3000	1288.4000	8799.5300	3219.0236	10933.7340	13520.4531	28600.7162
TEMPERATURE, C		48.0000	33.0000	30.0000	25.0000	87.1854	50.4899	47.4198	60.0058
PRESSURE, KG/CM2		7.0335	7.0335	2.0335	9.9360	1.6820	27.0330	6.0334	4.5334
ENTHALPY, MM BTU/HR		104.8088	38.7580	2.9842	7.1380	45.2300	87.7835	52.4613	55.5943
MOLECULAR WEIGHT		55.2857	99.1032	54.1818	18.0150	38.1818	233.6141	23.0461	18.0150
MOLE FRAC VAPOR		0.4612	0.0000	0.3694	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		0.5388	1.0000	0.6306	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.1851	0.4081	0.1825	0.0000	0.0000	0.9889	0.0000	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.3538	0.5919	0.4481	1.0000	0.0000	0.0111	0.0000	1.0000

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	9	10	11	12	13	15	16	17
NAME	PHASE	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	19.4777	23.0119	1.6109	100.0000	100.0000	18.1162	20.3612	71.1378
2	CO2	5.1099E-03	0.0928	1.8035	0.0000	0.0000	0.0865	0.0894	2.3513E-03
3	HYSULFID	0.0337	0.2248	1.1063	0.0000	0.0000	0.1791	0.2001	0.0000
4	NITROGEN	2.0179E-04	5.9667E-03	0.9813	0.0000	0.0000	0.0302	0.0191	1.2610E-03
5	METHANE	0.0608	1.7126	72.1275	0.0000	0.0000	1.9804	1.8576	0.2285
6	ETHANE	0.1381	1.2114	10.6510	0.0000	0.0000	1.2941	1.2562	0.0884
7	PROPANE	0.5208	2.1656	6.1623	0.0000	0.0000	2.1233	2.1427	0.1189
8	IBUTANE	0.2664	0.6789	0.8708	0.0000	0.0000	0.6722	0.6753	0.0521
9	BUTANE	1.1166	2.3961	2.2071	0.0000	0.0000	2.3991	2.3977	0.1939
10	IPENTANE	1.0669	1.6072	0.6539	0.0000	0.0000	1.5598	1.5815	0.7914
11	PENTANE	1.4342	2.0086	0.6409	0.0000	0.0000	2.0026	2.0054	0.2874
12	HEXANE	5.8760	6.8094	0.7770	0.0000	0.0000	5.5267	6.1149	6.9616
13	CREHEPTA	2.2879	4.9290	0.2474	0.0000	0.0000	0.0000	2.2603	0.0000
14	CREOCTAN	2.4112	4.8909	0.1046	0.0000	0.0000	0.0000	2.2428	0.0000
15	CRENONAN	2.3799	4.6698	0.0392	0.0000	0.0000	0.0000	2.1425	0.0000
16	CREDECAN	2.1896	4.2373	0.0163	0.0000	0.0000	0.0000	1.9431	0.0000
17	CREUNDENC	20.6514	39.3477	1.1654E-06	0.0000	0.0000	0.0000	18.0438	0.0000
18	TRRHEPTA	0.0869	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5792
19	TRROCTAN	0.0911	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5815
20	TRRNONAN	0.0902	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5248
21	TRRDECAN	0.0855	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.4226
22	TRRUNDEC	0.8531	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	14.0285
23	PRRHEPTA	3.4189	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	6.2452	3.3813	0.0000
24	PRROCTA	3.4579	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	5.9272	3.2091	0.0000
25	PRRNONAN	3.2370	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	5.3757	2.9106	0.0000
26	PRRDECAN	2.8281	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	4.6290	2.5063	0.0000
27	PRRUNDEC	25.9349	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	41.8526	22.6601	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		13359.3012	7011.5502	13520.4531	8992.6937	8382.9253	8278.3747	15289.9248	812.4245
TEMPERATURE, C		93.4856	48.0145	48.0145	48.0145	33.0000	33.0000	39.6183	30.0000
PRESSURE, KG/CM2		8.8810	7.0335	7.0335	7.0335	7.0335	7.0335	7.0335	2.0335
ENTHALPY, MM BTU/HR		187.3035	38.7111	52.4613	13.9897	8.9699	29.7881	68.4992	1.4031
MOLECULAR WEIGHT		194.4691	164.1437	23.0461	18.0150	18.0150	181.2155	173.3868	73.0059
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.8185	0.7737	0.0000	0.0000	0.0000	0.8213	0.7994	0.2894
MOLE FRAC FREE WATER		0.1815	0.2263	0.0000	1.0000	1.0000	0.1787	0.2006	0.7106

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	18	19	20	21	22	23	24	25
PHASE		WBT VAPOR	WBT LIQUID	WBT LIQUID	MIXED	MIXED	WBT LIQUID	WBT VAPOR	WBT LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	2.1121	71.1378	22.9231	22.9231	22.9231	19.4777	39.7032	45.0679
2	CO2	0.3370	2.3513E-03	0.0850	0.0850	0.0850	5.1099E-03	0.4743	3.4859E-03
3	HYSULFID	0.0000	0.0000	0.1900	0.1900	0.1900	0.0337	0.9509	0.0230
4	NITROGEN	1.9955	1.2610E-03	0.0182	0.0182	0.0182	2.0179E-04	0.1058	1.3766E-04
5	METHANE	81.2075	0.2285	1.7754	1.7754	1.7754	0.0608	10.1259	0.0415
6	ETHANE	5.3468	0.0884	1.1973	1.1973	1.1973	0.1381	6.3559	0.0942
7	PROPANE	2.0465	0.1189	2.0406	2.0406	2.0406	0.5208	9.4422	0.3553
8	IBUTANE	0.3712	0.0521	0.6438	0.6438	0.6438	0.2664	2.4818	0.1818
9	BUTANE	0.9413	0.1939	2.2865	2.2865	2.2865	1.1166	7.9840	0.7618
10	IPENTANE	1.5537	0.7914	1.5417	1.5417	1.5417	1.0669	3.8541	0.7278
11	PENTANE	0.4271	0.2874	1.9187	1.9187	1.9187	1.4342	4.2782	0.9784
12	HEXANE	3.2974	6.9616	6.1576	6.1576	6.1576	5.8760	7.5290	4.0086
13	CRHEPTA	0.0000	0.0000	2.1463	2.1463	2.1463	2.2879	1.4564	1.5608
14	CRDOCTAN	0.0000	0.0000	2.1297	2.1297	2.1297	2.4112	0.7587	1.6449
15	CRNONAN	0.0000	0.0000	2.0334	2.0334	2.0334	2.3799	0.3460	1.6235
16	CRDECAN	0.0000	0.0000	1.8451	1.8451	1.8451	2.1896	0.1674	1.4937
17	CRUNDEC	0.0000	0.0000	17.1334	17.1334	17.1334	20.6514	1.0301E-04	14.0883
18	TRRHEPTA	0.2226	1.5792	0.0797	0.0797	0.0797	0.0869	0.0443	0.0593
19	TRDOCTAN	0.0940	1.5815	0.0798	0.0798	0.0798	0.0911	0.0247	0.0622
20	TRNONAN	0.0366	1.5248	0.0769	0.0769	0.0769	0.0902	0.0124	0.0615
21	TRDECAN	0.0107	1.4226	0.0718	0.0718	0.0718	0.0855	4.9721E-03	0.0583
22	TRUNDEC	1.1192E-07	14.0285	0.7078	0.7078	0.7078	0.8531	2.1982E-06	0.5820
23	TRRHEPTA	0.0000	0.0000	3.2107	3.2107	3.2107	3.4189	2.1968	2.3324
24	TRDOCTAN	0.0000	0.0000	3.0472	3.0472	3.0472	3.4579	1.0471	2.3590
25	TRNONAN	0.0000	0.0000	2.7637	2.7637	2.7637	3.2370	0.4589	2.2082
26	TRDECAN	0.0000	0.0000	2.3798	2.3798	2.3798	2.8281	0.1966	1.9293
27	TRUNDEC	0.0000	0.0000	21.5168	21.5168	21.5168	25.9349	4.9750E-05	17.6927
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		475.9755	812.4245	16102.3493	16102.3493	16102.3493	13359.3012	2743.0481	19582.7738
TEMPERATURE, C		30.0000	30.0562	39.3732	72.0234	94.0000	93.4244	93.4244	88.3949
PRESSURE, KG/CM2		2.0335	7.0330	7.0330	6.3299	2.1115	2.0335	2.0335	8.8810
ENTHALPY, MM BTU/HR		1.5811	1.4175	69.9167	146.8435	230.0411	186.3922	43.6489	193.1545
MOLECULAR WEIGHT		22.0516	73.0059	168.3222	168.3222	168.3222	194.4691	40.9807	138.3914
MOLE FRAC VAPOR		1.0000	0.0000	0.0000	0.0123	0.1643	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		0.0000	1.0000	1.0000	0.9877	0.8357	1.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.0000	0.2894	0.7736	0.7664	0.6819	0.8185	0.0000	0.5573
MOLE FRAC FREE WATER		0.0000	0.7106	0.2264	0.2213	0.1538	0.1815	0.0000	0.4427

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	26	27	28	29	30	31	32	33
PHASE		WATER	WBT LIQUID	WBT LIQUID	WBT LIQUID	WBT LIQUID	WBT LIQUID	WBT LIQUID	WATER
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	100.0000	1.6144	1.6144	1.6144	1.6144	1.6144	1.6144	100.0000
2	CO2	0.0000	6.2434E-03	6.2434E-03	6.2434E-03	6.2434E-03	6.2434E-03	6.2434E-03	0.0000
3	HYSULFID	0.0000	0.0412	0.0412	0.0412	0.0412	0.0412	0.0412	0.0000
4	NITROGEN	0.0000	2.4656E-04	2.4656E-04	2.4656E-04	2.4656E-04	2.4656E-04	2.4656E-04	0.0000
5	METHANE	0.0000	0.0743	0.0743	0.0743	0.0743	0.0743	0.0743	0.0000
6	ETHANE	0.0000	0.1687	0.1687	0.1687	0.1687	0.1687	0.1687	0.0000
7	PROPANE	0.0000	0.6364	0.6364	0.6364	0.6364	0.6364	0.6364	0.0000
8	IBUTANE	0.0000	0.3256	0.3256	0.3256	0.3256	0.3256	0.3256	0.0000
9	BUTANE	0.0000	1.3644	1.3644	1.3644	1.3644	1.3644	1.3644	0.0000
10	IPENTANE	0.0000	1.3035	1.3035	1.3035	1.3035	1.3035	1.3035	0.0000
11	PENTANE	0.0000	1.7524	1.7524	1.7524	1.7524	1.7524	1.7524	0.0000
12	HEXANE	0.0000	7.1796	7.1796	7.1796	7.1796	7.1796	7.1796	0.0000
13	CRHEPTA	0.0000	2.7955	2.7955	2.7955	2.7955	2.7955	2.7955	0.0000
14	CRDOCTAN	0.0000	2.9461	2.9461	2.9461	2.9461	2.9461	2.9461	0.0000
15	CRNONAN	0.0000	2.9078	2.9078	2.9078	2.9078	2.9078	2.9078	0.0000
16	CRDECAN	0.0000	2.6753	2.6753	2.6753	2.6753	2.6753	2.6753	0.0000
17	CRUNDEC	0.0000	25.2327	25.2327	25.2327	25.2327	25.2327	25.2327	0.0000
18	TRRHEPTA	0.0000	0.1062	0.1062	0.1062	0.1062	0.1062	0.1062	0.0000
19	TRDOCTAN	0.0000	0.1113	0.1113	0.1113	0.1113	0.1113	0.1113	0.0000
20	TRNONAN	0.0000	0.1102	0.1102	0.1102	0.1102	0.1102	0.1102	0.0000
21	TRDECAN	0.0000	0.1045	0.1045	0.1045	0.1045	0.1045	0.1045	0.0000
22	TRUNDEC	0.0000	1.0424	1.0424	1.0424	1.0424	1.0424	1.0424	0.0000
23	TRRHEPTA	0.0000	4.1774	4.1774	4.1774	4.1774	4.1774	4.1774	0.0000
24	TRDOCTAN	0.0000	4.2250	4.2250	4.2250	4.2250	4.2250	4.2250	0.0000
25	TRNONAN	0.0000	3.9551	3.9551	3.9551	3.9551	3.9551	3.9551	0.0000
26	TRDECAN	0.0000	3.4555	3.4555	3.4555	3.4555	3.4555	3.4555	0.0000
27	TRUNDEC	0.0000	31.6883	31.6883	31.6883	31.6883	31.6883	31.6883	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		8649.0398	10933.7340	9840.3606	1093.3734	1093.3734	10933.7340	9840.3606	8799.5300
TEMPERATURE, C		88.5428	88.5428	88.5428	88.5428	58.9457	50.3390	49.3732	47.9122
PRESSURE, KG/CM2		5.5360	5.5360	5.5360	5.5360	4.8329	4.8329	4.8329	8.8814
ENTHALPY, MM BTU/HR		24.8256	168.3289	151.4960	16.8329	10.3108	84.8800	74.5692	13.6601
MOLECULAR WEIGHT		18.0150	233.6141	233.6141	233.6141	233.6141	233.6141	233.6141	18.0150
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.0000	0.9982	0.9982	0.9982	0.9903	0.9889	0.9888	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER		1.0000	1.7681E-03	1.7681E-03	1.7681E-03	9.6605E-03	0.0111	0.0112	1.0000

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT

STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	WET VAPOR	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	29315.600	16661.300	1288.400	8799.530	3219.024	10933.734	13520.453	28600.716
M LB/HR	1620.734	1651.188	69.808	158.524	122.908	2554.274	311.594	515.242
TEMPERATURE, C	48.000	33.000	30.000	25.000	87.185	50.490	47.420	60.006
PRESSURE, KG/CM2	7.033	7.033	2.034	9.936	1.682	27.033	6.033	4.533
MOLECULAR WEIGHT	55.286	99.103	54.182	18.015	38.182	233.614	23.046	18.015
ENTHALPY, MM BTU/HR	104.809	38.758	2.984	7.138	45.230	87.784	52.461	55.594
BTU/LB	64.668	23.473	42.749	45.028	367.999	34.367	168.365	107.900
MOLE FRACTION LIQUID	0.53881	1.00000	0.63057	1.00000	0.00000	1.00000	0.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.35376	0.59193	0.44807	1.00000	0.00000	0.01107	0.00000	1.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	13519.987	N/A	475.974	N/A	3219.024	N/A	13520.453	N/A
M LB/HR	311.572	N/A	10.496	N/A	122.908	N/A	311.594	N/A
M FT3/HR	819.162	N/A	95.673	N/A	925.998	N/A	956.315	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	5130.611	N/A	180.624	N/A	1221.566	N/A	5130.788	N/A
MOLECULAR WEIGHT	23.045	N/A	22.052	N/A	38.182	N/A	23.046	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	168.341	N/A	150.634	N/A	367.999	N/A	168.365	N/A
CP, BTU/LB-C	0.878	N/A	0.870	N/A	0.849	N/A	0.875	N/A
DENSITY, LB/M FT3	380.352	N/A	109.707	N/A	132.730	N/A	325.826	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.9771	N/A	0.9928	N/A	0.9887	N/A	0.9802	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01872	N/A	0.01766	N/A	0.01522	N/A	0.01863	N/A
VISCOSITY, CP	0.01144	N/A	0.01085	N/A	0.01052	N/A	0.01141	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	15795.613	16661.300	812.426	8799.530	N/A	10933.734	N/A	28600.716
M LB/HR	1309.161	1651.188	59.312	158.524	N/A	2554.274	N/A	515.242
BBL/HR	4400.689	5464.271	194.371	453.723	N/A	8547.408	N/A	1495.083
GAL/MIN	3080.473	3824.978	136.059	317.605	N/A	5983.167	N/A	1046.555
STD LIQ RATE, BBL/HR	4297.457	5397.823	192.406	452.919	N/A	8360.564	N/A	1472.102
MOLECULAR WEIGHT	82.881	99.103	73.006	18.015	N/A	233.614	N/A	18.015
ENTHALPY, BTU/LB	39.994	23.473	23.657	45.028	N/A	34.367	N/A	107.900
CP, BTU/LB-C	0.964	0.904	0.967	1.796	N/A	0.821	N/A	1.798
DENSITY, LB/FT3	52.985	53.820	54.349	62.228	N/A	53.225	N/A	61.380
Z (FROM DENSITY)	0.0252	0.0311	6.6346E-03	7.1038E-03	N/A	0.2699	N/A	2.9407E-03
SURFACE TENSION, DYNE/CM	53.9829	53.2796	58.7502	71.6981	N/A	28.8542	N/A	66.4716
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06475	0.06422	0.06818	0.35277	N/A	0.06025	N/A	0.37596
VISCOSITY, CP	0.69681	0.97998	0.96413	0.89011	N/A	1.71437	N/A	0.46307

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT

STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	WET VAPOR	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	18700.714	6778.650	700.406	N/A	2119.893	10757.223	13302.653	N/A
M LB/HR	1429.507	1473.152	59.215	N/A	103.107	2551.095	307.670	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	6112.306	4889.155	242.869	N/A	542.753	8351.479	2350.090	N/A
MOLECULAR WEIGHT	76.441	217.322	84.544	N/A	48.638	237.152	23.128	N/A
MOLE FRACTION LIQUID	0.2887	1.0000	0.3348	N/A	0.0000	1.0000	0.0000	N/A
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.8899	0.4457	0.8037	N/A	1.0160	0.4450	1.3785	N/A
PRES (KAYS RULR)	0.1739	0.3015	0.0533	N/A	0.0405	1.2946	0.1277	N/A
ACENTRIC FACTOR	0.1901	0.5640	0.2100	N/A	0.1472	0.6130	0.0465	N/A
WATSON K (UOPK)	12.959	11.785	12.690	N/A	14.057	11.725	17.154	N/A
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	41.655	53.666	43.425	N/A	33.835	54.406	23.318	N/A
SPECIFIC GRAVITY	0.6679	0.8605	0.6963	N/A	0.5425	0.8724	0.3739	N/A
API GRAVITY	80.357	32.941	71.718	N/A	129.318	30.704	246.963	N/A
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	13302.354	N/A	465.921	N/A	2119.893	N/A	13302.653	N/A
M LB/HR	307.651	N/A	10.315	N/A	103.107	N/A	307.670	N/A
M FT3/HR	805.716	N/A	93.641	N/A	609.458	N/A	940.648	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	5048.023	N/A	176.809	N/A	804.464	N/A	5048.137	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	0.798	N/A	0.764	N/A	1.679	N/A	0.799	N/A
MOLECULAR WEIGHT	23.128	N/A	22.139	N/A	48.638	N/A	23.128	N/A
CP, BTU/LB-C	0.879	N/A	0.871	N/A	0.847	N/A	0.875	N/A
DENSITY, LB/M FT3	381.834	N/A	110.153	N/A	169.178	N/A	327.081	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01882	N/A	0.01778	N/A	0.01576	N/A	0.01872	N/A
VISCOSITY, CP	0.01146	N/A	0.01088	N/A	0.01018	N/A	0.01143	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	5398.360	6778.650	234.485	N/A	N/A	10757.223	N/A	N/A
M LB/HR	1121.855	1473.152	48.900	N/A	N/A	2551.095	N/A	N/A
BBL/HR	3860.294	4953.539	164.530	N/A	N/A	8538.224	N/A	N/A
GAL/MIN	2702.197	3467.467	115.171	N/A	N/A	5976.738	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3762.302	4889.155	162.659	N/A	N/A	8351.479	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8516	0.8605	0.8586	N/A	N/A	0.8724	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	207.814	217.322	208.544	N/A	N/A	237.152	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	0.825	0.796	0.791	N/A	N/A	0.820	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	51.760	52.968	52.936	N/A	N/A	53.216	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	26.2403	28.0244	28.5071	N/A	N/A	28.2119	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06007	0.06077	0.06211	N/A	N/A	0.06021	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	1.01076	1.39680	1.47229	N/A	N/A	1.74149	N/A	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM SUMMARY									
STREAM ID	9	10	11	12	13	15	16	17	
NAME	WET LIQUID		WET VAPOR	WATER	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	
PHASE	WET LIQUID		WET VAPOR	WATER	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	
----- TOTAL STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR	13359.301	7011.550	13520.453	8992.694	8382.925	8278.375	15289.925	812.424	
M LB/HR	2597.971	1150.902	311.594	162.003	151.018	1500.170	2651.072	59.312	
TEMPERATURE, C	93.486	48.015	48.015	48.015	33.000	33.000	39.618	30.000	
PRESSURE, KG/CM2	8.881	7.033	7.033	7.033	7.033	7.033	7.033	2.034	
MOLECULAR WEIGHT	194.469	164.144	23.046	18.015	18.015	181.215	173.387	73.006	
ENTHALPY, MM BTU/HR	187.303	38.711	52.461	13.990	8.970	29.788	68.499	1.403	
BTU/LB	72.096	33.635	168.365	86.355	59.396	19.857	25.838	23.657	
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	
MOLE FRACTION FREE WATER	0.18145	0.22633	0.00000	1.00000	1.00000	0.17870	0.20062	0.71058	
----- TOTAL VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	13520.453	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	311.594	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	819.229	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	5130.788	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	23.046	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	168.365	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	0.878	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	380.348	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	0.9771	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	0.01872	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	0.01144	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR	13359.301	7011.550	N/A	8992.694	8382.925	8278.375	15289.925	812.424	
M LB/HR	2597.971	1150.902	N/A	162.003	151.018	1500.170	2651.072	59.312	
BBL/HR	8993.311	3944.104	N/A	467.396	433.226	5031.045	8974.833	194.370	
GAL/MIN	6295.298	2760.864	N/A	327.176	303.258	3521.720	6282.363	136.058	
STD LIQ RATE, BBL/HR	8485.410	3845.257	N/A	462.861	431.476	4966.347	8811.604	192.405	
MOLECULAR WEIGHT	194.469	164.144	N/A	18.015	18.015	181.215	173.387	73.006	
ENTHALPY, BTU/LB	72.096	33.635	N/A	86.355	59.396	19.857	25.838	23.657	
CP, BTU/LB-C	0.910	0.849	N/A	1.796	0.814	0.814	0.967	0.967	
DENSITY, LB/FT3	51.451	51.972	N/A	61.734	62.086	53.109	52.611	54.349	
Z (FROM DENSITY)	0.0674	0.0509	N/A	4.7057E-03	4.9084E-03	0.0577	0.0546	6.6346E-03	
SURFACE TENSION, DYNE/CM	31.6280	35.9381	N/A	68.3850	70.6026	35.7380	35.8753	58.7503	
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.05668	0.06082	N/A	0.36896	0.35881	0.06231	0.06110	0.06818	
VISCOSITY, CP	0.77086	0.89203	N/A	0.56300	0.74824	1.25899	1.07521	0.96413	

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM SUMMARY									
STREAM ID	9	10	11	12	13	15	16	17	
NAME	WET LIQUID		WET VAPOR	WATER	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	
PHASE	WET LIQUID		WET VAPOR	WATER	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	
----- DRY STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR	10757.223	5398.061	13302.653	N/A	N/A	6778.650	12176.711	234.483	
M LB/HR	2551.095	1121.835	307.670	N/A	N/A	1473.152	2594.987	48.900	
STD LIQ RATE, BBL/HR	8351.479	3762.210	2350.090	N/A	N/A	4889.155	8651.364	162.658	
MOLECULAR WEIGHT	237.152	207.822	23.128	N/A	N/A	217.322	213.111	208.544	
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	0.0000	N/A	N/A	1.0000	1.0000	1.0000	
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.5041	0.4743	1.3811	N/A	N/A	0.4457	0.4582	0.4400	
PRES (KAYS RULE)	0.4253	0.2970	0.3488	N/A	N/A	0.3015	0.2995	0.0890	
ACENTRIC FACTOR	0.6130	0.5440	0.0465	N/A	N/A	0.5640	0.5551	0.5530	
WATSON K (UOPK)	11.725	11.809	17.154	N/A	N/A	11.785	11.795	11.727	
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	54.406	53.109	23.318	N/A	N/A	53.666	53.424	53.545	
SPECIFIC GRAVITY	0.8724	0.8516	0.3739	N/A	N/A	0.8605	0.8566	0.8586	
API GRAVITY	30.704	34.665	246.963	N/A	N/A	32.941	33.686	33.313	
----- DRY VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	13302.653	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	307.670	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	805.772	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	5048.137	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	0.799	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	23.128	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	0.890	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	N/A	N/A	381.831	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	0.01882	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	0.01146	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR	10757.223	5398.061	N/A	N/A	N/A	6778.650	12176.711	234.483	
M LB/HR	2551.095	1121.835	N/A	N/A	N/A	1473.152	2594.987	48.900	
BBL/HR	8854.431	3860.243	N/A	N/A	N/A	4953.539	8813.573	164.529	
GAL/MIN	6198.082	2702.162	N/A	N/A	N/A	3467.467	6169.482	115.170	
STD LIQ RATE, BBL/HR	8351.479	3762.209	N/A	N/A	N/A	4889.155	8651.364	162.658	
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8724	0.8516	N/A	N/A	N/A	0.8605	0.8566	0.8586	
MOLECULAR WEIGHT	237.152	207.822	N/A	N/A	N/A	217.322	213.111	208.544	
CP, BTU/LB-C	0.894	0.825	N/A	N/A	N/A	0.796	0.809	0.791	
DENSITY, LB/FT3	51.315	51.760	N/A	N/A	N/A	52.968	52.440	52.936	
SURFACE TENSION, DYNE/CM	24.6359	26.2396	N/A	N/A	N/A	28.0244	27.2401	28.5071	
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.05617	0.06007	N/A	N/A	N/A	0.06077	0.06047	0.06211	
VISCOSITY, CP	0.93222	1.01070	N/A	N/A	N/A	1.39680	1.20534	1.47230	

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM SUMMARY									
STREAM ID	NAME	18	19	20	21	22	23	24	25
PHASE		WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	MIXED	MIXED	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		475.976	812.424	16102.349	16102.349	16102.349	13359.301	2743.048	19582.774
M LB/HR		10.496	59.312	2710.383	2710.383	2710.383	2597.971	112.412	2710.087
TEMPERATURE, C		30.000	30.056	39.373	72.023	94.000	93.424	93.424	88.395
PRESSURE, KG/CM2		2.034	7.033	7.033	6.330	2.112	2.034	2.034	8.881
MOLECULAR WEIGHT		22.052	73.006	168.322	168.322	168.322	194.469	40.981	138.391
ENTHALPY, MM BTU/HR		1.581	1.417	69.917	146.844	230.041	186.392	43.649	193.155
BTU/LB		150.635	23.899	25.796	54.178	84.874	71.745	388.295	71.272
MOLE FRACTION LIQUID		0.00000	1.00000	1.00000	0.98766	0.83569	1.00000	0.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER		0.00000	0.71058	0.22636	0.22131	0.15381	0.18147	0.00000	0.44268
----- TOTAL VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		475.976	N/A	N/A	198.753	2645.766	N/A	2743.048	N/A
M LB/HR		10.496	N/A	N/A	5.446	108.254	N/A	112.412	N/A
M FT3/HR		95.673	N/A	N/A	14.384	614.942	N/A	661.224	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		180.625	N/A	N/A	75.423	1004.024	N/A	1040.941	N/A
MOLECULAR WEIGHT		22.052	N/A	N/A	27.403	40.916	N/A	40.981	N/A
ENTHALPY, BTU/LB		150.635	N/A	N/A	222.258	386.353	N/A	388.295	N/A
CP, BTU/LB-C		0.870	N/A	N/A	0.877	0.853	N/A	0.852	N/A
DENSITY, LB/M FT3		109.707	N/A	N/A	378.631	176.038	N/A	170.005	N/A
Z (FROM DENSITY)		0.9928	N/A	N/A	0.9773	0.9842	N/A	0.9846	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		0.01766	N/A	N/A	0.01874	0.01458	N/A	0.01448	N/A
VISCOSITY, CP		0.01085	N/A	N/A	0.01169	0.01036	N/A	0.01032	N/A
----- TOTAL LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	812.424	16102.349	15903.597	13456.583	13359.301	N/A	19582.774
M LB/HR		N/A	59.312	2710.383	2704.937	2602.130	2597.971	N/A	2710.087
BBL/HR		N/A	194.242	9168.624	9376.404	9028.407	9005.633	N/A	9288.085
GAL/MIN		N/A	135.969	6418.017	6563.462	6319.865	6303.924	N/A	6501.639
STD LIQ RATE, BBL/HR		N/A	192.405	9004.009	8967.166	8502.282	8485.410	N/A	8805.737
MOLECULAR WEIGHT		N/A	73.006	168.322	170.093	193.372	194.469	N/A	138.391
ENTHALPY, BTU/LB		N/A	23.899	25.796	53.840	72.332	71.745	N/A	71.272
CP, BTU/LB-C		N/A	0.967	0.833	0.887	0.912	0.910	N/A	0.939
DENSITY, LB/PT3		N/A	54.385	52.651	51.381	51.333	51.381	N/A	51.968
Z (FROM DENSITY)		N/A	0.0229	0.0530	0.0447	0.0160	0.0155	N/A	0.0482
SURFACE TENSION, DYNE/CM		N/A	58.7434	36.9928	33.8988	31.6372	31.6343	N/A	41.4748
TH COND, BTU/HR-FT-F		N/A	0.06839	0.06124	0.05838	0.05636	0.05640	N/A	0.05829
VISCOSITY, CP		N/A	0.96528	1.06454	0.70878	0.75184	0.76553	N/A	0.62605

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM SUMMARY									
STREAM ID	NAME	18	19	20	21	22	23	24	25
PHASE		WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	MIXED	MIXED	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		465.923	234.483	12411.194	12411.194	12411.194	10757.223	1653.971	10757.223
M LB/HR		10.315	48.900	2643.887	2643.887	2643.887	2551.095	92.792	2551.095
STD LIQ RATE, BBL/HR		80.210	162.658	8814.023	8814.023	8814.023	8351.479	462.542	8351.479
MOLECULAR WEIGHT		22.139	208.544	213.024	213.024	213.024	237.152	56.103	237.152
MOLE FRACTION LIQUID		0.0000	1.0000	1.0000	0.9849	0.8701	1.0000	0.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)		1.3760	0.4401	0.4578	0.5056	0.5378	0.5040	0.9339	0.4971
PRES (KAYS RULE)		0.0444	0.3079	0.2996	0.2697	0.0900	0.0974	0.0504	0.4253
ACENTRIC FACTOR		0.0374	0.5530	0.5551	0.5551	0.5551	0.6130	0.1782	0.6130
WATSON K (UOPK)		17.255	11.727	11.794	11.794	11.794	11.725	13.701	11.725
STD LIQ DENSITY, LB/PT3		22.904	53.545	53.426	53.426	53.426	54.406	35.731	54.406
SPECIFIC GRAVITY		0.3673	0.8586	0.8566	0.8566	0.8566	0.8724	0.5729	0.8724
API GRAVITY		253.790	33.313	33.679	33.679	33.679	30.704	115.481	30.704
----- DRY VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		465.923	N/A	N/A	187.935	1612.309	N/A	1653.971	N/A
M LB/HR		10.315	N/A	N/A	5.252	89.636	N/A	92.792	N/A
M FT3/HR		93.642	N/A	N/A	13.589	374.178	N/A	398.129	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		176.810	N/A	N/A	71.318	611.845	N/A	627.654	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)		0.764	N/A	N/A	0.965	1.919	N/A	1.937	N/A
MOLECULAR WEIGHT		22.139	N/A	N/A	27.943	55.595	N/A	56.103	N/A
CP, BTU/LB-C		0.885	N/A	N/A	0.879	0.850	N/A	1.032	N/A
DENSITY, LB/M FT3		110.153	N/A	N/A	386.443	239.553	N/A	233.070	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		0.01778	N/A	N/A	0.01902	0.01481	N/A	0.01469	N/A
VISCOSITY, CP		0.01088	N/A	N/A	0.01172	0.00981	N/A	0.00976	N/A
----- DRY LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	234.483	12411.194	12223.260	10798.885	10757.223	N/A	10757.223
M LB/HR		N/A	48.900	2643.887	2638.636	2554.251	2551.095	N/A	2551.095
BBL/HR		N/A	164.401	8977.446	9182.724	8886.506	8866.760	N/A	8818.725
GAL/MIN		N/A	115.080	6284.192	6427.886	6220.535	6206.712	N/A	6173.088
STD LIQ RATE, BBL/HR		N/A	162.658	8814.023	8777.736	8365.488	8351.479	N/A	8351.479
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)		N/A	0.8586	0.8566	0.8585	0.8720	0.8724	N/A	0.8724
MOLECULAR WEIGHT		N/A	208.544	213.024	215.870	236.529	237.152	N/A	237.152
CP, BTU/LB-C		N/A	0.791	0.808	0.864	0.895	0.894	N/A	0.885
DENSITY, LB/PT3		N/A	52.977	52.453	51.179	51.193	51.244	N/A	51.523
SURFACE TENSION, DYNE/CM		N/A	28.5021	27.2696	24.7042	24.5495	24.6410	N/A	25.0550
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	0.06230	0.06051	0.05768	0.05585	0.05589	N/A	0.05659
VISCOSITY, CP		N/A	1.48116	1.21105	0.83101	0.90918	0.92461	N/A	0.99337

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT

STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	26	27	28	29	30	31	32	33
NAME								
PHASE	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	8649.040	10933.734	9840.361	1093.373	1093.373	10933.734	9840.361	8799.530
M LB/HR	155.812	2554.274	2298.847	255.427	255.427	2554.274	2298.847	158.524
TEMPERATURE, C	88.543	88.543	88.543	88.543	88.543	88.543	88.543	88.543
PRESSURE, KG/CM2	5.536	5.536	5.536	5.536	5.536	5.536	5.536	5.536
MOLECULAR WEIGHT	18.015	233.614	233.614	233.614	233.614	233.614	233.614	18.015
ENTHALPY, MM BTU/HR	24.826	168.329	151.496	16.833	16.833	168.329	151.496	13.660
BTU/LB	159.330	65.901	65.901	65.901	65.901	65.901	65.901	86.171
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION PRES WATER	1.00000	0.00177	0.00177	0.00177	0.00966	0.01110	0.01124	1.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	8649.040	10933.734	9840.361	1093.373	1093.373	10933.734	9840.361	8799.530
M LB/HR	155.812	2554.274	2298.847	255.427	255.427	2554.274	2298.847	158.524
BBL/HR	460.020	8835.186	7951.668	883.519	863.512	8578.509	7714.980	457.336
GAL/MIN	322.013	6184.611	5566.150	618.461	604.456	6004.937	5400.469	320.134
STD LIQ RATE, BBL/HR	445.173	8360.564	7524.508	836.056	836.056	8360.564	7524.508	452.919
MOLECULAR WEIGHT	18.015	233.614	233.614	233.614	233.614	233.614	233.614	18.015
ENTHALPY, BTU/LB	159.330	65.901	65.901	65.901	40.367	33.231	32.438	86.171
CP, BTU/LB-C	1.808	0.887	0.887	0.887	0.837	0.822	0.820	1.796
DENSITY, LB/FT3	60.326	51.491	51.491	51.491	52.684	53.032	53.071	61.736
Z (FROM DENSITY)	3.36558-03	0.0511	0.0511	0.0511	0.0475	0.0485	0.0486	5.94368-03
SURFACE TENSION, DYNE/CM	61.4610	25.6307	25.6307	25.6307	28.1341	28.8671	28.9495	68.4008
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.38869	0.05649	0.05649	0.05649	0.05887	0.05956	0.05963	0.36889
VISCOSITY, CP	0.31667	0.97216	0.97216	0.97216	1.45952	1.66637	1.69209	0.56400

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT UNAM-1
PROBLEM CASO2B

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT

STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	26	27	28	29	30	31	32	33
NAME								
PHASE	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	10757.223	9681.501	1075.722	1075.722	10757.223	9681.501	N/A
M LB/HR	N/A	2551.095	2295.985	255.109	255.109	2551.095	2295.985	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	8351.479	7516.331	835.148	835.148	8351.479	7516.331	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	237.152	237.152	237.152	237.152	237.152	237.152	N/A
MOLE FRACTION LIQUID	N/A	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	N/A
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	N/A	0.4973	0.4973	0.4973	0.4566	0.4448	0.4434	N/A
PRES (KAYS RULE)	N/A	0.2651	0.2651	0.2651	0.2315	0.2315	0.2315	N/A
ACENTRIC FACTOR	N/A	0.6130	0.6130	0.6130	0.6130	0.6130	0.6130	N/A
WATSON K (UOPK)	N/A	11.725	11.725	11.725	11.725	11.725	11.725	N/A
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	N/A	54.406	54.406	54.406	54.406	54.406	54.406	N/A
SPECIFIC GRAVITY	N/A	0.8724	0.8724	0.8724	0.8724	0.8724	0.8724	N/A
API GRAVITY	N/A	30.704	30.704	30.704	30.704	30.704	30.704	N/A
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	10757.223	9681.501	1075.722	1075.722	10757.223	9681.501	N/A
M LB/HR	N/A	2551.095	2295.985	255.109	255.109	2551.095	2295.985	N/A
BBL/HR	N/A	8825.798	7943.218	882.580	862.589	8569.325	7706.718	N/A
GAL/MIN	N/A	6178.039	5560.235	617.804	603.811	5998.509	5394.686	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	8351.479	7516.331	835.148	835.148	8351.479	7516.331	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	N/A	0.8724	0.8724	0.8724	0.8724	0.8724	0.8724	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	237.152	237.152	237.152	237.152	237.152	237.152	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	0.886	0.886	0.886	0.835	0.821	0.819	N/A
DENSITY, LB/FT3	N/A	51.482	51.482	51.482	52.675	53.023	53.062	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	N/A	25.0428	25.0428	25.0428	27.5022	28.2246	28.3059	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.05645	0.05645	0.05645	0.05883	0.05952	0.05960	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	0.98716	0.98716	0.98716	1.48221	1.69215	1.71825	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Caso 3

Estabilización con Torre

Nota: Presión, kg/cm² abs.

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	WET VAPOR	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
FLUID MOLAR PERCENTS								
1 H2O	36.2090	59.3150	45.6375	100.0000	2.1121	0.0557	1.6322	100.0000
2 CO2	0.8540	0.0430	0.1260	0.0000	0.3370	1.4891E-05	1.8186	0.0000
3 HYSULFID	0.5640	0.0890	0.0000	0.0000	0.0000	0.0748	1.2100	0.0000
4 NITROGEN	0.4540	0.0150	0.7380	0.0000	1.9955	6.2757E-12	0.9576	0.0000
5 METHANE	33.6750	0.9840	30.1447	0.0000	81.2074	4.1830E-06	70.8826	0.0000
6 ETHANE	5.2020	0.6430	2.0310	0.0000	5.3468	0.0328	11.5031	0.0000
7 PROPANE	3.3600	1.0550	0.8310	0.0000	2.0465	2.1479	6.4154	0.0000
8 IBUTANE	0.5640	0.3340	0.1700	0.0000	0.3712	0.8262	0.8756	0.0000
9 BUTANE	1.5910	1.1920	0.4700	0.0000	0.9413	2.9932	2.2151	0.0000
10 IPENTANE	0.6860	0.7750	1.0730	0.0000	1.5537	2.0677	0.6558	0.0000
11 PENTANE	0.7760	0.9950	0.3390	0.0000	0.4271	2.5833	0.6428	0.0000
12 HEXANE	1.9870	2.7460	5.5079	0.0000	3.2974	8.3658	0.7783	0.0000
13 CREHEPTA	1.2930	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.9243	0.2419	0.0000
14 CROCTAN	1.2180	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.9055	0.1023	0.0000
15 CRENONAN	1.1350	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.7759	0.0384	0.0000
16 CREDECAN	1.0210	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.5194	0.0160	0.0000
17 CREUNDENC	9.4110	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	23.3995	1.1618E-06	0.0000
18 TERHEPTA	0.0000	0.0000	1.0780	0.0000	0.2226	0.1086	1.6408E-04	0.0000
19 TROCTAN	0.0000	0.0000	1.0320	0.0000	0.0940	0.1089	7.8488E-05	0.0000
20 TERNONAN	0.0000	0.0000	0.9750	0.0000	0.0366	0.1050	3.4650E-05	0.0000
21 TERDECAN	0.0000	0.0000	0.9010	0.0000	0.0107	0.0980	1.1896E-05	0.0000
22 TERUNDEC	0.0000	0.0000	8.8459	0.0000	1.1192E-07	0.9666	9.3303E-10	0.0000
23 PERHEPTA	0.0000	1.1030	0.0000	0.0000	0.0000	4.3746	8.6400E-03	0.0000
24 PEROCTA	0.0000	2.9450	0.0000	0.0000	0.0000	4.1576	3.4240E-03	0.0000
25 PERNONAN	0.0000	2.6710	0.0000	0.0000	0.0000	3.7729	1.2886E-03	0.0000
26 PERDECAN	0.0000	2.3000	0.0000	0.0000	0.0000	3.2496	4.8501E-04	0.0000
27 PERUNDEC	0.0000	20.7950	0.0000	0.0000	0.0000	29.3861	2.0057E-08	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	29315.6000	16661.3000	1288.4000	8799.5300	475.9758	11790.3392	14161.2128	29846.3992
TEMPERATURE, C	48.0000	33.0000	30.0000	25.0000	29.7800	52.1747	47.7393	45.5164
PRESSURE, KG/CM2	7.0335	7.0335	2.0335	14.4333	1.6820	27.0330	6.0334	4.5334
ENTHALPY, MM BTU/HR	104.8088	38.7581	2.9842	7.2309	1.5811	94.7208	55.9370	44.0194
MOLECULAR WEIGHT	55.2857	99.1032	54.1818	18.0150	22.0517	222.7505	23.2703	18.0150
MOLE FRAC VAPOR	0.4612	0.0000	0.3694	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	0.5388	1.0000	0.6306	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.1851	0.4081	0.1825	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER	0.3538	0.5919	0.4481	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

STREAM ID	9	10	11	12	13	14	15	16
NAME	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
PHASE								
FLUID MOLAR PERCENTS								
1 H2O	0.0557	1.6109	23.0119	23.0119	100.0000	18.1162	18.1162	18.1162
2 CO2	1.4891E-05	1.8035	0.0928	0.0928	0.0000	0.0865	0.0865	0.0865
3 HYSULFID	0.0748	1.1063	0.2248	0.2248	0.0000	0.1791	0.1791	0.1791
4 NITROGEN	6.2757E-12	0.9813	5.9668E-03	5.9668E-03	0.0000	0.0302	0.0302	0.0302
5 METHANE	4.1830E-06	72.1275	1.7126	1.7126	0.0000	1.9804	1.9804	1.9804
6 ETHANE	0.0328	10.6510	1.2114	1.2114	0.0000	1.2941	1.2941	1.2941
7 PROPANE	2.1479	6.1623	2.1656	2.1656	0.0000	2.1233	2.1233	2.1233
8 IBUTANE	0.8262	0.8708	0.6789	0.6789	0.0000	0.6722	0.6722	0.6722
9 BUTANE	2.9932	2.2071	2.3961	2.3961	0.0000	2.3991	2.3991	2.3991
10 IPENTANE	2.0677	0.6539	1.6072	1.6072	0.0000	1.5598	1.5598	1.5598
11 PENTANE	2.5833	0.6409	2.0086	2.0086	0.0000	2.0026	2.0026	2.0026
12 HEXANE	8.3658	0.7770	6.8094	6.8094	0.0000	5.5267	5.5267	5.5267
13 CREHEPTA	2.9243	0.2474	4.9290	4.9290	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14 CROCTAN	2.9055	0.1046	4.8909	4.8909	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15 CRENONAN	2.7759	0.0392	4.6698	4.6698	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16 CREDECAN	2.5194	0.0163	4.2373	4.2373	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17 CREUNDENC	23.3995	1.1654E-06	39.3477	39.3477	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18 TERHEPTA	0.1086	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19 TROCTAN	0.1089	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20 TERNONAN	0.1050	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21 TERDECAN	0.0980	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22 TERUNDEC	0.9666	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23 PERHEPTA	4.3746	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	6.2452	6.2452	6.2452
24 PEROCTA	4.1576	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	5.9272	5.9272	5.9272
25 PERNONAN	3.7729	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	5.3757	5.3757	5.3757
26 PERDECAN	3.2496	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	4.6290	4.6290	4.6290
27 PERUNDEC	29.3861	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	41.8526	41.8526	41.8526
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	10611.3053	13520.4522	7011.5510	7011.5510	8382.9253	8278.3747	8278.3747	8278.3747
TEMPERATURE, C	98.6441	48.0145	48.0562	48.0749	33.0000	33.0000	33.0287	33.0484
PRESSURE, KG/CM2	6.2271	7.0335	14.4333	14.0818	7.0335	7.0335	14.4333	14.0818
ENTHALPY, MM BTU/HR	178.3521	52.4613	39.1424	39.1424	8.9699	29.7881	30.3383	30.3383
MOLECULAR WEIGHT	222.7505	23.0461	164.1437	164.1437	18.0150	101.2155	181.2155	181.2155
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	0.0000	0.7737	0.7737	0.0000	0.8213	0.8213	0.8213
MOLE FRAC FREE WATER	0.0000	0.0000	0.2263	0.2263	1.0000	0.1787	0.1787	0.1787

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	17	18	19	20	21	22	23	24
PHASE		WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	71.1378	2.1121	71.1378	71.1378	20.3612	22.9231	100.0000	41.5879
2	CO2	2.3513E-03	0.3370	2.3513E-03	2.3513E-03	0.0894	0.0850	0.0000	0.0644
3	HYSULFID	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2001	0.1900	0.0000	0.1440
4	NITROGEN	1.2610E-03	1.9955	1.2610E-03	1.2610E-03	0.0191	0.0182	0.0000	0.0138
5	METHANE	0.2285	81.2074	0.2285	0.2285	1.8576	1.7754	0.0000	1.3455
6	ETHANE	0.0884	5.3468	0.0884	0.0884	1.2562	1.1973	0.0000	0.9073
7	PROPANE	0.1189	2.0465	0.1189	0.1189	2.1427	2.0406	0.0000	1.5464
8	IBUTANE	0.0521	0.3712	0.0521	0.0521	0.6753	0.6438	0.0000	0.4879
9	BUTANE	0.1939	0.9413	0.1939	0.1939	2.3977	2.2865	0.0000	1.7328
10	IPENTANE	0.7914	1.5537	0.7914	0.7914	1.5815	1.5417	0.0000	1.1683
11	PENTANE	0.2874	0.4271	0.2874	0.2874	2.0054	1.9187	0.0000	1.4541
12	HEXANE	6.9616	3.2974	6.9616	6.9616	6.1149	6.1576	0.0000	4.6665
13	CREHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.2603	2.1463	0.0000	1.6265
14	CREOCTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.2428	2.1297	0.0000	1.6140
15	CRENONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.1435	2.0334	0.0000	1.5410
16	CREDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.9431	1.8451	0.0000	1.3983
17	CREUNDENC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	18.0438	17.1334	0.0000	12.9844
18	TERHEPTA	1.5792	0.2226	1.5792	1.5792	0.0000	0.0797	0.0000	0.0604
19	TEROCTAN	1.5815	0.0940	1.5815	1.5815	0.0000	0.0798	0.0000	0.0605
20	TERNONAN	1.5248	0.0366	1.5248	1.5248	0.0000	0.0769	0.0000	0.0583
21	TERDECAN	1.4226	0.0107	1.4226	1.4226	0.0000	0.0718	0.0000	0.0544
22	TERUNDEC	14.0285	1.1192E-07	14.0285	14.0285	0.0000	0.7078	0.0000	0.5364
23	PERHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.3813	3.2107	0.0000	2.4332
24	PEROCTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.2091	3.0472	0.0000	2.3093
25	PERNONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.9106	2.7637	0.0000	2.0945
26	PERDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.5063	2.3798	0.0000	1.8035
27	PERUNDEC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	22.6601	21.5168	0.0000	16.3064
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		812.4242	475.9758	812.4242	812.4242	15289.9257	16102.3499	8799.5300	21247.6365
TEMPERATURE, C		30.0000	30.0000	30.0346	30.0509	39.6718	39.4253	52.1823	51.9851
PRESSURE, KG/CM2		2.0335	2.0335	14.4333	14.0818	14.0818	14.0818	13.3787	13.3787
ENTHALPY, MM BTU/HR		1.4031	1.5811	1.4388	1.4388	69.4807	70.9195	14.8759	108.1646
MOLECULAR WEIGHT		73.0059	22.0517	73.0059	73.0059	173.3868	168.3222	18.0150	131.9241
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.2894	0.0000	0.2894	0.2894	0.7994	0.7736	0.0000	0.5873
MOLE FRAC FREE WATER		0.7106	0.0000	0.7106	0.7106	0.2006	0.2264	1.0000	0.4127

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	NAME	25	26	27	28	28_R1	29	30	31
PHASE		WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS									
1	H2O	22.9231	41.5879	1.4040	100.0000	22.9231	1.4040	2.0814	0.0557
2	CO2	0.0850	0.0644	0.1088	0.0000	0.0850	0.1088	2.1368	1.4891E-05
3	HYSULFID	0.1900	0.1440	0.2430	0.0000	0.1900	0.2430	3.3975	0.0748
4	NITROGEN	0.0182	0.0138	0.0233	0.0000	0.0182	0.0233	0.4569	6.2757E-12
5	METHANE	1.7754	1.3455	2.2711	0.0000	1.7754	2.2711	44.6160	4.1830E-06
6	ETHANE	1.1973	0.9073	1.5315	0.0000	1.1973	1.5315	29.4836	0.0328
7	PROPANE	2.0406	1.5464	2.6103	0.0000	2.0406	2.6103	11.7572	2.1479
8	IBUTANE	0.6438	0.4879	0.8236	0.0000	0.6438	0.8236	0.9771	0.8262
9	BUTANE	2.2865	1.7328	2.9249	0.0000	2.2865	2.9249	2.3839	2.9932
10	IPENTANE	1.5417	1.1683	1.9721	0.0000	1.5417	1.9721	0.6956	2.0677
11	PENTANE	1.9187	1.4541	2.4544	0.0000	1.9187	2.4544	0.6832	2.5833
12	HEXANE	6.1576	4.6665	7.8768	0.0000	6.1576	7.8768	0.8061	8.3658
13	CREHEPTA	2.1463	1.6265	2.7455	0.0000	2.1463	2.7455	0.1265	2.9243
14	CREOCTAN	2.1297	1.6140	2.7242	0.0000	2.1297	2.7242	0.0553	2.9055
15	CRENONAN	2.0334	1.5410	2.6011	0.0000	2.0334	2.6011	0.0215	2.7759
16	CREDECAN	1.8451	1.3983	2.3602	0.0000	1.8451	2.3602	9.2522E-03	2.5194
17	CREUNDENC	17.1334	12.9844	21.9169	0.0000	17.1334	21.9169	1.0850E-06	23.3995
18	TERHEPTA	0.0797	0.0604	0.1019	0.0000	0.0797	0.1019	3.6263E-03	0.1086
19	TEROCTAN	0.0798	0.0605	0.1021	0.0000	0.0798	0.1021	1.7346E-03	0.1089
20	TERNONAN	0.0769	0.0583	0.0984	0.0000	0.0769	0.0984	7.6578E-04	0.1050
21	TERDECAN	0.0718	0.0544	0.0918	0.0000	0.0718	0.0918	2.6291E-04	0.0980
22	TERUNDEC	0.7078	0.5364	0.9054	0.0000	0.7078	0.9054	2.0621E-08	0.9666
23	PERHEPTA	3.2107	2.4332	4.1071	0.0000	3.2107	4.1071	0.1909	4.3746
24	PEROCTA	3.0472	2.3093	3.8980	0.0000	3.0472	3.8980	0.0757	4.1576
25	PERNONAN	2.7637	2.0945	3.5353	0.0000	2.7637	3.5353	0.0285	3.7729
26	PERDECAN	2.3798	1.8035	3.0443	0.0000	2.3798	3.0443	0.0107	3.2496
27	PERUNDEC	21.5168	16.3064	27.5241	0.0000	21.5168	27.5241	4.4328E-07	29.3861
TOTAL RATE, LB-MOL/HR		14170.0679	21247.6365	12587.9238	8659.7127	16102.3499	12587.9238	640.7606	11790.3392
TEMPERATURE, C		39.4253	52.1460	52.1460	52.1460	51.9595	52.0000	54.8972	197.0851
PRESSURE, KG/CM2		14.0818	10.0335	10.0335	10.0335	13.3787	7.6332	7.6332	7.9848
ENTHALPY, MM BTU/HR		62.4092	108.1646	93.5353	14.6293	99.4400	92.9279	3.4757	454.1690
MOLECULAR WEIGHT		168.3222	131.9241	210.2866	18.0150	168.3222	210.2866	28.0008	222.7505
MOLE FRAC VAPOR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID		0.7736	0.5873	0.5914	0.0000	0.7750	0.9913	0.0000	1.0000
MOLE FRAC FREE WATER		0.2264	0.4127	8.6413E-03	1.0000	0.2250	8.6644E-03	0.0000	0.0000

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

STREAM ID	32	33	34	35	36	37	38	39
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	MIXED	MIXED	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS								
1 H2O	0.0557	0.8576	0.8576	0.8576	0.8576	0.0557	0.0557	0.0557
2 CO2	1.4891E-05	5.0757E-03	5.0757E-03	5.0757E-03	5.0757E-03	1.4891E-05	1.4891E-05	1.4891E-05
3 HYSULFID	0.0748	0.9906	0.9906	0.9906	0.9906	0.0748	0.0748	0.0748
4 NITROGEN	6.2757E-12	5.4467E-07	5.4467E-07	5.4467E-07	5.4467E-07	6.2757E-12	6.2757E-12	6.2757E-12
5 METHANE	4.1830E-06	7.1375E-03	7.1375E-03	7.1375E-03	7.1375E-03	4.1830E-06	4.1830E-06	4.1830E-06
6 ETHANE	0.0328	1.2839	1.2839	1.2839	1.2839	0.0328	0.0328	0.0328
7 PROPANE	2.1479	14.1093	14.1093	14.1093	14.1093	2.1479	2.1479	2.1479
8 IBUTANE	0.8262	2.5621	2.5621	2.5621	2.5621	0.8262	0.8262	0.8262
9 BUTANE	2.9932	7.5503	7.5503	7.5503	7.5503	2.9932	2.9932	2.9932
10 IPENTANE	2.0677	3.3766	3.3766	3.3766	3.3766	2.0677	2.0677	2.0677
11 PENTANE	2.5833	3.8585	3.8585	3.8585	3.8585	2.5833	2.5833	2.5833
12 HEXANE	8.3658	9.0093	9.0093	9.0093	9.0093	8.3658	8.3658	8.3658
13 CREHEPTA	2.9243	2.6170	2.6170	2.6170	2.6170	2.9243	2.9243	2.9243
14 CROCTAN	2.9055	2.3128	2.3128	2.3128	2.3128	2.9055	2.9055	2.9055
15 CRENONAN	2.7759	2.0374	2.0374	2.0374	2.0374	2.7759	2.7759	2.7759
16 CREDECAN	2.5194	1.7727	1.7727	1.7727	1.7727	2.5194	2.5194	2.5194
17 CREUNDENC	23.3995	15.2683	15.2683	15.2683	15.2683	23.3995	23.3995	23.3995
18 TERHEPTA	0.1086	0.0931	0.0931	0.0931	0.0931	0.1086	0.1086	0.1086
19 TEROCTAN	0.1089	0.0851	0.0851	0.0851	0.0851	0.1089	0.1089	0.1089
20 TERNONAN	0.1050	0.0768	0.0768	0.0768	0.0768	0.1050	0.1050	0.1050
21 TERDECAN	0.0980	0.0680	0.0680	0.0680	0.0680	0.0980	0.0980	0.0980
22 TERUNDEC	0.9666	0.6307	0.6307	0.6307	0.6307	0.9666	0.9666	0.9666
23 PERHEPTA	4.3746	3.9251	3.9251	3.9251	3.9251	4.3746	4.3746	4.3746
24 PEROCTA	4.1576	3.2920	3.2920	3.2920	3.2920	4.1576	4.1576	4.1576
25 PERNONAN	3.7729	2.7622	2.7622	2.7622	2.7622	3.7729	3.7729	3.7729
26 PERDECAN	3.2496	2.2746	2.2746	2.2746	2.2746	3.2496	3.2496	3.2496
27 PERUNDEC	29.3861	19.1738	19.1738	19.1738	19.1738	29.3861	29.3861	29.3861
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	11790.3392	18070.8605	18070.8605	18070.8605	18070.8605	4708.2700	4708.2700	4708.2700
TEMPERATURE, C	98.6441	85.7981	85.6366	160.4410	159.5527	197.0851	197.3034	197.3262
PRESSURE, KG/CM2	6.2271	7.7651	11.3243	8.5121	7.8090	7.9848	12.9063	12.2032
ENTHALPY, MM BTU/HR	198.1690	199.9540	199.9540	455.9540	455.9541	181.3646	181.7883	181.7883
MOLECULAR WEIGHT	222.7505	166.2373	166.2373	166.2373	166.2373	222.7505	222.7505	222.7505
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000	0.0000	0.2819	0.2991	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	0.7181	0.7069	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	0.7181	0.7009	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC FREE WATER	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

STREAM ID	40	41	42	43	44	45	46	47
NAME								
PHASE	MIXED	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS								
1 H2O	0.0557	22.9231	22.9231	0.0557	22.9231	22.9231	0.0557	0.0557
2 CO2	1.4891E-05	0.0850	0.0850	1.4891E-05	0.0850	0.0850	1.4891E-05	1.4891E-05
3 HYSULFID	0.0748	0.1900	0.1900	0.0748	0.1900	0.1900	0.0748	0.0748
4 NITROGEN	6.2757E-12	0.0182	0.0182	6.2757E-12	0.0182	0.0182	6.2757E-12	6.2757E-12
5 METHANE	4.1830E-06	1.7754	1.7754	4.1830E-06	1.7754	1.7754	4.1830E-06	4.1830E-06
6 ETHANE	0.0328	1.1973	1.1973	0.0328	1.1973	1.1973	0.0328	0.0328
7 PROPANE	2.1479	2.0406	2.0406	2.1479	2.0406	2.0406	2.1479	2.1479
8 IBUTANE	0.8262	0.6438	0.6438	0.8262	0.6438	0.6438	0.8262	0.8262
9 BUTANE	2.9932	2.2865	2.2865	2.9932	2.2865	2.2865	2.9932	2.9932
10 IPENTANE	2.0677	1.5417	1.5417	2.0677	1.5417	1.5417	2.0677	2.0677
11 PENTANE	2.5833	1.9187	1.9187	2.5833	1.9187	1.9187	2.5833	2.5833
12 HEXANE	8.3658	6.1576	6.1576	8.3658	6.1576	6.1576	8.3658	8.3658
13 CREHEPTA	2.9243	2.1463	2.1463	2.9243	2.1463	2.1463	2.9243	2.9243
14 CROCTAN	2.9055	2.1297	2.1297	2.9055	2.1297	2.1297	2.9055	2.9055
15 CRENONAN	2.7759	2.0334	2.0334	2.7759	2.0334	2.0334	2.7759	2.7759
16 CREDECAN	2.5194	1.8451	1.8451	2.5194	1.8451	1.8451	2.5194	2.5194
17 CREUNDENC	23.3995	17.1334	17.1334	23.3995	17.1334	17.1334	23.3995	23.3995
18 TERHEPTA	0.1086	0.0797	0.0797	0.1086	0.0797	0.0797	0.1086	0.1086
19 TEROCTAN	0.1089	0.0798	0.0798	0.1089	0.0798	0.0798	0.1089	0.1089
20 TERNONAN	0.1050	0.0769	0.0769	0.1050	0.0769	0.0769	0.1050	0.1050
21 TERDECAN	0.0980	0.0718	0.0718	0.0980	0.0718	0.0718	0.0980	0.0980
22 TERUNDEC	0.9666	0.7078	0.7078	0.9666	0.7078	0.7078	0.9666	0.9666
23 PERHEPTA	4.3746	3.2107	3.2107	4.3746	3.2107	3.2107	4.3746	4.3746
24 PEROCTA	4.1576	3.0472	3.0472	4.1576	3.0472	3.0472	4.1576	4.1576
25 PERNONAN	3.7729	2.7637	2.7637	3.7729	2.7637	2.7637	3.7729	3.7729
26 PERDECAN	3.2496	2.3798	2.3798	3.2496	2.3798	2.3798	3.2496	3.2496
27 PERUNDEC	29.3861	21.5168	21.5168	29.3861	21.5168	21.5168	29.3861	29.3861
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	4708.2700	1932.2820	14170.0679	10611.3053	1932.2820	16102.3499	11790.3392	11790.3392
TEMPERATURE, C	281.4290	39.4253	53.6376	85.2140	39.4788	51.9595	52.0000	52.1360
PRESSURE, KG/CM2	7.9848	14.0818	13.3787	5.5240	13.3787	13.3787	4.8209	27.7368
ENTHALPY, MM BTU/HR	290.7884	8.5103	90.9297	149.8316	8.5103	99.4400	91.6947	94.7208
MOLECULAR WEIGHT	222.7505	168.3222	168.3222	222.7505	168.3222	168.3222	222.7505	222.7505
MOLE FRAC VAPOR	0.2321	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	0.7679	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.7679	0.7736	0.7752	1.0000	0.7736	0.7750	1.0000	1.0000
MOLE FRAC FREE WATER	0.0000	0.2264	0.2248	0.0000	0.2264	0.2250	0.0000	0.0000

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	48	49	50	51	52	53	54	55
NAME								
PHASE	WET VAPOR	WET VAPOR	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WATER	WATER	WATER
FLUID MOLAR PERCENTS								
1 H2O	1.6109	1.6322	2.0814	100.0000	23.0119	100.0000	100.0000	100.0000
2 CO2	1.8035	1.8186	2.1368	0.0000	0.0928	0.0000	0.0000	0.0000
3 HYSULFID	1.1063	1.2100	3.3975	0.0000	0.2248	0.0000	0.0000	0.0000
4 NITROGEN	0.9813	0.9576	0.4569	0.0000	5.9668E-03	0.0000	0.0000	0.0000
5 METHANE	72.1275	70.8826	44.6160	0.0000	1.7126	0.0000	0.0000	0.0000
6 ETHANE	10.6510	11.5031	29.4836	0.0000	1.2114	0.0000	0.0000	0.0000
7 PROPANE	6.1623	6.4154	11.7572	0.0000	2.1556	0.0000	0.0000	0.0000
8 IBUTANE	0.8708	0.8756	0.9771	0.0000	0.6789	0.0000	0.0000	0.0000
9 BUTANE	2.2071	2.2151	2.3839	0.0000	2.3961	0.0000	0.0000	0.0000
10 IPENTANE	0.6539	0.6558	0.6956	0.0000	1.6072	0.0000	0.0000	0.0000
11 PENTANE	0.6409	0.6428	0.6832	0.0000	2.0086	0.0000	0.0000	0.0000
12 HEXANE	0.7770	0.7783	0.8061	0.0000	6.8094	0.0000	0.0000	0.0000
13 CREHEPTA	0.2474	0.2419	0.1265	0.0000	4.9290	0.0000	0.0000	0.0000
14 CROCTAN	0.1046	0.1023	0.0553	0.0000	4.8909	0.0000	0.0000	0.0000
15 CRENONAN	0.0392	0.0384	0.0215	0.0000	4.6698	0.0000	0.0000	0.0000
16 CREDECAN	0.0163	0.0160	9.2522E-03	0.0000	4.2373	0.0000	0.0000	0.0000
17 CREUNDEMC	1.1654E-06	1.1618E-06	1.0850E-06	0.0000	39.3477	0.0000	0.0000	0.0000
18 TERHEPTA	0.0000	1.6408E-04	3.6263E-03	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19 TEROCTAN	0.0000	7.8488E-05	1.7346E-03	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20 TERNONAN	0.0000	3.4650E-05	7.6578E-04	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21 TERDECAN	0.0000	1.1896E-05	2.6291E-04	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22 TERUNDEC	0.0000	9.3303E-10	2.0621E-08	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23 PERHEPTA	0.0000	8.6400E-03	0.1909	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24 PERCCTA	0.0000	3.4240E-03	0.0757	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25 PERNONAN	0.0000	1.2886E-03	0.0285	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26 PERDECAN	0.0000	4.8501E-04	0.0107	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27 PERUNDEC	0.0000	2.0057E-08	4.4328E-07	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	13520.4522	14161.2128	640.7606	8992.6938	7011.5510	8992.6938	8382.9253	17375.6191
TEMPERATURE, C	47.4198	47.7393	53.7333	48.0145	48.0145	48.0145	33.0000	40.7713
PRESSURE, KG/CM2	6.0334	6.0334	6.0334	7.0335	7.0335	4.5335	4.5335	4.5335
ENTHALPY, MM BTU/HR	52.4613	55.9370	3.4757	13.9897	38.7112	13.9897	8.9699	22.9599
MOLECULAR WEIGHT	23.0461	23.2703	28.0008	18.0150	164.1437	18.0150	18.0150	18.0150
MOLE FRAC VAPOR	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7737	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.2263	1.0000	1.0000	1.0000

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01

OUTPUT
STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS

RMD

STREAM ID	56	57	57C	58	59	60	61	63
NAME								
PHASE	WATER	WATER	WATER	WATER	MIXED	WATER	WATER	WET LIQUID
FLUID MOLAR PERCENTS								
1 H2O	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000	36.6608	100.0000	100.0000	0.0557
2 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.8480	0.0000	0.0000	1.4891E-05
3 HYSULFID	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.5600	0.0000	0.0000	0.0748
4 NITROGEN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4508	0.0000	0.0000	6.2757E-12
5 METHANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	33.4365	0.0000	0.0000	4.1830E-06
6 ETHANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	5.1652	0.0000	0.0000	0.0328
7 PROPANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.3362	0.0000	0.0000	2.1479
8 IBUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.5600	0.0000	0.0000	0.8262
9 BUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.5797	0.0000	0.0000	2.9932
10 IPENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.6811	0.0000	0.0000	2.0677
11 PENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7705	0.0000	0.0000	2.5833
12 HEXANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.9729	0.0000	0.0000	8.3658
13 CREHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.2838	0.0000	0.0000	2.9243
14 CROCTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.2094	0.0000	0.0000	2.9055
15 CRENONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.1270	0.0000	0.0000	2.7759
16 CREDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0138	0.0000	0.0000	2.5194
17 CREUNDEMC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	9.3444	0.0000	0.0000	23.3995
18 TERHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1086
19 TEROCTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1089
20 TERNONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1050
21 TERDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0980
22 TERUNDEC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9666
23 PERHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	4.3746
24 PERCCTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	4.1576
25 PERNONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.7729
26 PERDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.2496
27 PERUNDEC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	29.3861
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	8659.7127	156.8240	156.8240	209.0970	29524.6970	156.8240	12470.7801	11254.4093
TEMPERATURE, C	52.1460	85.7778	54.8972	52.1611	48.0145	54.8972	52.1259	197.0851
PRESSURE, KG/CM2	4.5335	7.7654	7.6332	7.0335	7.0335	4.5335	4.5334	7.9848
ENTHALPY, MM BTU/HR	14.6293	0.4360	0.2789	0.3533	105.1622	0.2789	21.0595	433.5247
MOLECULAR WEIGHT	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150	55.0218	18.0150	18.0150	222.7505
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4579	0.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.5421	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1837	0.0000	0.0000	1.0000
MOLE FRAC FREE WATER	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.3583	1.0000	1.0000	0.0000

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS									
STREAM ID	64	65	66	67	69	70	71	72	
NAME									
PHASE	WET LIQUID	WET LIQUID	MIXED	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	
FLUID MOLAR PERCENTS									
1 H2O	0.0557	0.0557	0.0557	0.2965	100.0000	0.0557	0.0557	0.0557	0.0557
2 CO2	1.4891E-05	1.4891E-05	1.4891E-05	0.1100	0.0000	1.4891E-05	1.4891E-05	1.4891E-05	1.4891E-05
3 HYSULFID	0.0748	0.0748	0.0748	0.2457	0.0000	0.0748	0.0748	0.0748	0.0748
4 NITROGEN	6.2757E-12	6.2757E-12	6.2757E-12	0.0235	0.0000	6.2757E-12	6.2757E-12	6.2757E-12	6.2757E-12
5 METHANE	4.1830E-06	4.1830E-06	4.1830E-06	2.2966	0.0000	4.1830E-06	4.1830E-06	4.1830E-06	4.1830E-06
6 ETHANE	0.0328	0.0328	0.0328	1.5487	0.0000	0.0328	0.0328	0.0328	0.0328
7 PROPANE	2.1479	2.1479	2.1479	2.6396	0.0000	2.1479	2.1479	2.1479	2.1479
8 IBUTANE	0.8262	0.8262	0.8262	0.8328	0.0000	0.8262	0.8262	0.8262	0.8262
9 BUTANE	2.9932	2.9932	2.9932	2.9577	0.0000	2.9932	2.9932	2.9932	2.9932
10 IPENTANE	2.0677	2.0677	2.0677	1.9942	0.0000	2.0677	2.0677	2.0677	2.0677
11 PENTANE	2.5833	2.5833	2.5833	2.4819	0.0000	2.5833	2.5833	2.5833	2.5833
12 HEXANE	8.3658	8.3658	8.3658	7.9652	0.0000	8.3658	8.3658	8.3658	8.3658
13 CREHEPTA	2.9243	2.9243	2.9243	2.7763	0.0000	2.9243	2.9243	2.9243	2.9243
14 CROCTAN	2.9055	2.9055	2.9055	2.7548	0.0000	2.9055	2.9055	2.9055	2.9055
15 CRENONAN	2.7759	2.7759	2.7759	2.6303	0.0000	2.7759	2.7759	2.7759	2.7759
16 CREDECAN	2.5194	2.5194	2.5194	2.3867	0.0000	2.5194	2.5194	2.5194	2.5194
17 CREUNDENC	23.3995	23.3995	23.3995	22.1631	0.0000	23.3995	23.3995	23.3995	23.3995
18 TERHEPTA	0.1086	0.1086	0.1086	0.1031	0.0000	0.1086	0.1086	0.1086	0.1086
19 TEROCTAN	0.1089	0.1089	0.1089	0.1032	0.0000	0.1089	0.1089	0.1089	0.1089
20 TERNONAN	0.1050	0.1050	0.1050	0.0959	0.0000	0.1050	0.1050	0.1050	0.1050
21 TERDECAN	0.0980	0.0980	0.0980	0.0928	0.0000	0.0980	0.0980	0.0980	0.0980
22 TERUNDEC	0.9666	0.9666	0.9666	0.9156	0.0000	0.9666	0.9666	0.9666	0.9666
23 PERHEPTA	4.3746	4.3746	4.3746	4.1532	0.0000	4.3746	4.3746	4.3746	4.3746
24 PEROCTA	4.1576	4.1576	4.1576	3.9418	0.0000	4.1576	4.1576	4.1576	4.1576
25 PERNONAN	3.7729	3.7729	3.7729	3.5750	0.0000	3.7729	3.7729	3.7729	3.7729
26 PERDECAN	3.2496	3.2496	3.2496	3.0785	0.0000	3.2496	3.2496	3.2496	3.2496
27 PERUNDEC	29.3861	29.3861	29.3861	27.8333	0.0000	29.3861	29.3861	29.3861	29.3861
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	535.9299	11254.4093	535.9299	12448.1065	3654.2434	1179.0339	1179.0339	1179.0339	11790.3392
TEMPERATURE, C	197.0851	93.5048	195.3038	51.9595	51.9595	98.6441	65.5793	83.2842	
PRESSURE, KG/CM2	7.9848	6.2271	6.2271	13.3787	13.3787	6.2271	5.5240	5.5240	
ENTHALPY, MM BTU/HR	20.6443	177.5247	20.6443	93.2888	5.1513	19.8169	12.1719	162.0034	
MOLECULAR WEIGHT	222.7505	222.7505	222.7505	212.4461	18.0150	222.7505	222.7505	222.7505	
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000	0.0524	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	1.0000	1.0000	0.9476	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	
MOLE FRAC H/C LIQUID	1.0000	1.0000	0.9476	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	
MOLE FRAC FREE WATER	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM MOLAR COMPONENT PERCENTS								
STREAM ID	73	74	75	76	77	78	79	
NAME								
PHASE	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER	
FLUID MOLAR PERCENTS								
1 H2O	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000
2 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3 HYSULFID	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4 NITROGEN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
5 METHANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
6 ETHANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
7 PROPANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
8 IBUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
9 BUTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
10 IPENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
11 PENTANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12 HEXANE	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13 CREHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14 CROCTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15 CRENONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16 CREDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17 CREUNDENC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18 TERHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19 TEROCTAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20 TERNONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21 TERDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22 TERUNDEC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23 PERHEPTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24 PEROCTA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25 PERNONAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26 PERDECAN	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27 PERUNDEC	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	8799.5300	8129.8418	8129.8418	669.6882	669.6882	3654.2434	8816.5367	
TEMPERATURE, C	25.0080	25.0080	54.3935	25.0080	25.3262	51.9595	52.1949	
PRESSURE, KG/CM2	14.0818	14.0818	13.3787	14.0818	13.3787	4.5334	4.5335	
ENTHALPY, MM BTU/HR	7.2309	6.6806	14.3256	0.5503	0.5503	6.1513	14.9082	
MOLECULAR WEIGHT	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150	
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
MOLE FRAC FREE WATER	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	WET VAPOR	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	29315.600	16661.300	1288.400	8799.530	475.976	11790.339	14161.213	29846.399
M LB/HR	1620.734	1651.188	69.808	158.524	10.496	2626.304	329.535	537.683
TEMPERATURE, C	48.000	33.000	30.000	25.000	29.780	52.175	47.739	45.516
PRSSURE, KG/CM2	7.034	7.034	2.033	14.433	1.682	27.033	6.033	4.533
MOLECULAR WEIGHT	55.286	99.103	54.182	18.015	22.052	222.751	23.270	18.015
ENTHALPY, MM BTU/HR	104.809	38.758	2.984	7.231	1.581	94.721	55.937	44.019
BTU/LB	64.668	23.473	42.749	45.614	150.635	36.666	169.745	81.869
MOLE FRACTION LIQUID	0.53881	1.00000	0.63057	1.00000	0.00000	1.00000	0.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.35376	0.59193	0.44807	1.00000	0.00000	0.00000	0.00000	1.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	13519.987	N/A	475.974	N/A	475.976	N/A	14161.213	N/A
M LB/HR	311.572	N/A	10.496	N/A	10.496	N/A	329.535	N/A
M FT3/HR	819.161	N/A	95.673	N/A	115.729	N/A	1002.268	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	5130.611	N/A	180.624	N/A	180.625	N/A	5373.946	N/A
MOLECULAR WEIGHT	23.045	N/A	22.052	N/A	22.052	N/A	23.270	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	168.341	N/A	150.635	N/A	150.635	N/A	169.745	N/A
CP, BTU/LB-C	0.878	N/A	0.870	N/A	0.868	N/A	0.872	N/A
DENSITY, LB/M FT3	380.353	N/A	109.706	N/A	90.694	N/A	328.788	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.9771	N/A	0.9928	N/A	0.9940	N/A	0.9798	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01872	N/A	0.01766	N/A	0.01762	N/A	0.01853	N/A
VISCOSITY, CP	0.01144	N/A	0.01085	N/A	0.01084	N/A	0.01139	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	15795.613	16661.300	812.426	8799.530	N/A	11790.339	N/A	29846.399
M LB/HR	1309.161	1651.188	59.312	158.524	N/A	2626.304	N/A	537.683
BBL/HR	4400.689	5464.271	194.371	453.723	N/A	8903.940	N/A	1549.612
GAL/MIN	3080.473	3824.978	136.059	317.605	N/A	6232.738	N/A	1084.725
STD LIQ RATE, BBL/HR	4297.457	5397.823	192.406	452.919	N/A	8689.062	N/A	1536.219
MOLECULAR WEIGHT	82.881	99.103	73.006	18.015	N/A	222.751	N/A	18.015
ENTHALPY, BTU/LB	39.994	23.473	23.657	45.614	N/A	36.066	N/A	81.869
CP, BTU/LB-C	0.964	0.904	0.967	1.795	N/A	0.827	N/A	1.796
DENSITY, LB/FT3	52.985	53.820	54.349	62.228	N/A	52.535	N/A	61.800
Z (FROM DENSITY)	0.0252	0.0311	6.6346E-03	0.0103	N/A	0.2594	N/A	3.0535E-03
SURFACE TENSION, DYNE/CM	53.9829	53.2796	58.7503	71.6981	N/A	27.1304	N/A	68.7680
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06475	0.06422	0.06818	0.35277	N/A	0.06026	N/A	0.36737
VISCOSITY, CP	0.69681	0.97998	0.96413	0.89011	N/A	1.30722	N/A	0.58833

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	1	2	3	4	5	6	7	8
NAME	CRETACICO	PERIFERICAS	TERCIARIO	AGUA LAVADO				
PHASE	MIXED	WET LIQUID	MIXED	WATER	WET VAPOR	WET LIQUID	WET VAPOR	WATER
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	18700.714	6778.650	700.406	N/A	465.923	11783.771	13930.076	N/A
M LB/HR	1429.507	1473.152	59.215	N/A	10.315	2626.186	325.371	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	6112.306	4889.155	242.869	N/A	80.210	8688.724	2475.389	N/A
MOLECULAR WEIGHT	76.441	217.322	84.544	N/A	22.139	222.865	23.357	N/A
MOLE FRACTION LIQUID	0.2887	1.0000	0.3348	N/A	0.0000	1.0000	0.0000	N/A
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.8899	0.4457	0.8037	N/A	1.3750	0.4617	1.3696	N/A
PRBS (KAYS RULE)	0.1739	0.3015	0.0533	N/A	0.0367	1.2218	0.1275	N/A
ACENTRIC FACTOR	0.1901	0.5640	0.2100	N/A	0.0374	0.5806	0.0479	N/A
WATSON K (UOPK)	12.959	11.785	12.690	N/A	17.255	11.761	17.132	N/A
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	41.655	53.666	43.425	N/A	22.904	53.833	23.411	N/A
SPECIFIC GRAVITY	0.6679	0.8605	0.6963	N/A	0.3673	0.8632	0.3754	N/A
API GRAVITY	80.357	32.941	71.718	N/A	253.790	32.429	245.454	N/A
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	13302.353	N/A	465.921	N/A	465.923	N/A	13930.076	N/A
M LB/HR	307.651	N/A	10.315	N/A	10.315	N/A	325.371	N/A
M FT3/HR	805.714	N/A	93.642	N/A	113.274	N/A	985.626	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	5048.023	N/A	176.809	N/A	176.810	N/A	5286.233	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	0.798	N/A	0.764	N/A	0.764	N/A	0.806	N/A
MOLECULAR WEIGHT	23.128	N/A	22.139	N/A	22.139	N/A	23.357	N/A
CP, BTU/LB-C	0.879	N/A	0.871	N/A	0.869	N/A	0.873	N/A
DENSITY, LB/M FT3	381.835	N/A	110.152	N/A	91.061	N/A	330.115	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.01882	N/A	0.01778	N/A	0.01775	N/A	0.01863	N/A
VISCOSITY, CP	0.01146	N/A	0.01088	N/A	0.01087	N/A	0.01141	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	5398.361	6778.650	234.485	N/A	N/A	11783.771	N/A	N/A
M LB/HR	1121.855	1473.152	48.900	N/A	N/A	2626.186	N/A	N/A
BBL/HR	3860.295	4953.539	164.530	N/A	N/A	8903.598	N/A	N/A
GAL/MIN	2702.198	3467.467	115.171	N/A	N/A	6232.499	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	3762.302	4889.155	162.659	N/A	N/A	8688.724	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8516	0.8605	208.944	N/A	N/A	0.8632	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	207.814	217.322	208.944	N/A	N/A	222.865	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	0.825	0.796	0.791	N/A	N/A	0.827	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	51.760	52.968	52.936	N/A	N/A	52.534	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	26.2403	28.0244	28.5071	N/A	N/A	27.1078	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06007	0.06077	0.06211	N/A	N/A	0.06026	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	1.01076	1.39680	1.47229	N/A	N/A	1.30779	N/A	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

APÉNDICE B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	9	10	11	12	13	14	15	16
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	10611.305	13520.452	7011.551	7011.551	8382.925	8278.375	8278.375	8278.375
M LB/HR	2363.674	311.593	1150.902	1150.902	151.018	1500.170	1500.170	1500.170
TEMPERATURE, C	98.644	48.015	48.056	48.075	33.000	33.000	33.029	33.048
PRESSURE, KG/CM2	6.227	7.034	14.433	14.082	7.034	7.034	14.433	14.082
MOLECULAR WEIGHT	222.751	23.046	164.144	164.144	18.015	181.215	181.215	181.215
ENTHALPY, MM BTU/HR	178.352	52.461	39.142	39.142	8.970	29.788	30.338	30.338
BTU/LB	75.456	168.365	34.010	34.010	59.396	19.857	20.223	20.223
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION PRBE WATER	0.00000	0.00000	0.22633	0.22633	1.00000	0.17870	0.17870	0.17870
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	13520.452	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	311.593	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	819.228	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	5130.788	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	23.046	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	168.365	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	0.878	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	380.348	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	0.9771	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.01872	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	0.01144	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	10611.305	N/A	7011.551	7011.551	8382.925	8278.375	8278.375	8278.375
M LB/HR	2363.674	N/A	1150.902	1150.902	151.018	1500.170	1500.170	1500.170
BBL/HR	8353.180	N/A	3939.445	3939.728	433.226	5031.045	5025.367	5025.715
GAL/MIN	5847.207	N/A	2757.603	2757.801	303.258	3521.720	3517.745	3517.989
STD LIQ RATE, BBL/HR	7820.156	N/A	3845.257	3845.257	431.476	4966.347	4966.347	4966.347
MOLECULAR WEIGHT	222.751	N/A	164.144	164.144	18.015	181.215	181.215	181.215
ENTHALPY, BTU/LB	75.456	N/A	34.010	34.010	59.396	19.857	20.223	20.223
CP, BTU/LB-C	0.908	N/A	0.849	0.849	1.796	0.814	0.814	0.814
DENSITY, LB/FT3	50.398	N/A	52.034	52.030	62.086	53.109	53.169	53.165
Z (FROM DENSITY)	0.0545	N/A	0.1044	0.1018	4.9084E-03	0.0577	0.1183	0.1154
SURFACE TENSION, DYNE/CM	23.1824	N/A	35.9337	35.9318	70.6026	35.7379	35.7351	35.7332
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.05560	N/A	0.06107	0.06106	0.35881	0.06131	0.06155	0.06154
VISCOSITY, CP	0.70261	N/A	0.89851	0.89793	0.74824	1.25899	1.26926	1.26833

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	9	10	11	12	13	14	15	16
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	10605.394	13302.652	5398.062	5398.062	N/A	6778.650	6778.650	6778.650
M LB/HR	2363.567	307.670	1121.835	1121.835	N/A	1473.152	1473.152	1473.152
STD LIQ RATE, BBL/HR	7819.851	2350.090	3762.210	3762.210	N/A	4889.155	4889.155	4889.155
MOLECULAR WEIGHT	222.865	23.128	207.822	207.822	N/A	217.322	217.322	217.322
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	N/A	1.0000	1.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.5277	1.3811	0.4744	0.4744	N/A	0.4457	0.4457	0.4458
PRBS (KAYS RULE)	0.2814	0.1488	0.6094	0.5946	N/A	0.3015	0.5188	0.6037
ACENTRIC FACTOR	0.5806	0.0465	0.5440	0.5440	N/A	0.5640	0.5640	0.5640
WATSON K (UOPK)	11.761	17.154	11.809	11.809	N/A	11.785	11.785	11.785
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	53.833	23.318	53.109	53.109	N/A	53.666	53.666	53.666
SPECIFIC GRAVITY	0.8632	0.3739	0.8516	0.8516	N/A	0.8605	0.8605	0.8605
API GRAVITY	32.429	246.963	34.665	34.665	N/A	32.941	32.941	32.941
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	13302.652	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	307.670	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	805.771	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	5048.136	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	0.799	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	23.128	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	0.890	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	381.831	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	0.01882	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	0.01146	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	10605.394	N/A	5398.062	5398.062	N/A	6778.650	6778.650	6778.650
M LB/HR	2363.567	N/A	1121.835	1121.835	N/A	1473.152	1473.152	1473.152
BBL/HR	8352.863	N/A	3855.582	3855.865	N/A	4953.539	4947.861	4948.208
GAL/MIN	5846.986	N/A	2698.899	2699.097	N/A	3467.467	3463.492	3463.735
STD LIQ RATE, BBL/HR	7819.851	N/A	3762.210	3762.210	N/A	4889.155	4889.155	4889.155
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8632	N/A	0.8516	0.8516	N/A	0.8605	0.8605	0.8605
MOLECULAR WEIGHT	222.865	N/A	207.822	207.822	N/A	217.322	217.322	217.322
CP, BTU/LB-C	0.907	N/A	0.825	0.825	N/A	0.796	0.796	0.796
DENSITY, LB/FT3	50.398	N/A	51.823	51.819	N/A	52.968	53.029	53.025
SURFACE TENSION, DYNE/CM	23.1621	N/A	26.2359	26.2343	N/A	28.0244	28.0219	28.0201
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.05560	N/A	0.06031	0.06030	N/A	0.06077	0.06101	0.06100
VISCOSITY, CP	0.70292	N/A	1.02003	1.01929	N/A	1.39680	1.41040	1.40928

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	NAME	17	18	19	20	21	22	23	24
PHASE		WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		812.424	475.976	812.424	812.424	15289.926	16102.350	8799.530	21247.637
M LB/HR		59.312	10.496	59.312	59.312	2651.072	2710.383	158.524	2803.076
TEMPERATURE, C		30.000	30.000	30.035	30.051	39.672	39.425	52.182	51.985
PRESSURE, KG/CM2		2.033	2.033	14.433	14.082	14.082	14.082	13.379	13.379
MOLECULAR WEIGHT		73.006	22.052	73.006	73.006	173.387	168.324	18.015	131.924
ENTHALPY, MM BTU/HR		1.403	1.581	1.439	1.439	69.481	70.919	14.876	108.165
BTU/LB		23.657	150.635	24.258	24.258	26.209	26.166	93.840	38.588
MOLE FRACTION LIQUID		1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER		0.71058	0.00000	0.71058	0.71058	0.20062	0.22636	1.00000	0.41270
----- TOTAL VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	475.976	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		N/A	10.496	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR		N/A	95.674	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		N/A	180.625	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		N/A	22.052	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB		N/A	150.635	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		N/A	0.870	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3		N/A	109.706	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)		N/A	0.9928	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	0.01766	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		N/A	0.01085	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		812.424	N/A	812.424	812.424	15289.926	16102.350	8799.530	21247.637
M LB/HR		59.312	N/A	59.312	59.312	2651.072	2710.383	158.524	2803.076
BBL/HR		194.370	N/A	194.046	194.057	8965.123	9158.730	459.218	9521.262
GAL/MIN		136.058	N/A	135.832	135.839	6275.567	6411.091	320.752	6664.862
STD LIQ RATE, BBL/HR		192.405	N/A	192.405	192.405	8811.604	9004.010	452.919	9268.842
MOLECULAR WEIGHT		73.006	N/A	73.006	73.006	173.387	168.322	18.015	131.924
ENTHALPY, BTU/LB		23.657	N/A	24.258	24.258	26.209	26.166	93.840	38.588
CP, BTU/LB-C		0.967	N/A	0.966	0.966	0.829	0.832	1.796	0.885
DENSITY, LB/FT3		54.349	N/A	54.440	54.437	52.668	52.708	61.617	52.435
Z (FROM DENSITY)		6.6346E-03	N/A	0.0470	0.0459	0.1091	0.1059	8.8528E-03	0.0762
SURFACE TENSION, DYNE/CM		58.7503	N/A	58.7460	58.7440	35.8700	36.9875	67.7338	43.4599
TH COND, BTU/HR-FT-F		0.06818	N/A	0.06866	0.06864	0.06133	0.06148	0.37150	0.06133
VISCOSITY, CP		0.96413	N/A	0.96898	0.96852	1.08278	1.07183	0.52453	0.78857

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	NAME	17	18	19	20	21	22	23	24
PHASE		WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		234.483	465.923	234.483	234.483	12176.712	12411.195	N/A	12411.195
M LB/HR		48.900	10.315	48.900	48.900	2594.987	2643.887	N/A	2643.887
STD LIQ RATE, BBL/HR		162.658	80.210	162.658	162.658	8651.365	8814.023	N/A	8814.023
MOLECULAR WEIGHT		208.544	22.139	208.544	208.544	213.111	213.024	N/A	213.024
MOLE FRACTION LIQUID		1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	N/A	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)		0.4400	1.3760	0.4401	0.4401	0.4583	0.4579	N/A	0.4762
FREE (KAYS RULE)		0.0890	0.0444	0.6319	0.6165	0.5996	0.5999	N/A	0.5700
ACENTRIC FACTOR		0.5530	0.0374	0.5530	0.5530	0.5551	0.5551	N/A	0.5551
WATSON K (UOPK)		11.727	17.255	11.727	11.727	11.795	11.794	N/A	11.794
STD LIQ DENSITY, LB/FT3		53.545	22.904	53.545	53.545	53.424	53.426	N/A	53.426
SPECIFIC GRAVITY		0.8586	0.3673	0.8586	0.8586	0.8566	0.8566	N/A	0.8566
API GRAVITY		33.313	253.790	33.313	33.313	33.686	33.679	N/A	33.679
----- DRY VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	465.923	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		N/A	10.315	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR		N/A	93.642	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		N/A	176.810	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)		N/A	0.764	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		N/A	22.139	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		N/A	0.885	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3		N/A	110.152	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	0.02778	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		N/A	0.01088	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		234.483	N/A	234.483	234.483	12176.712	12411.195	N/A	12411.195
M LB/HR		48.900	N/A	48.900	48.900	2594.987	2643.887	N/A	2643.887
BBL/HR		164.529	N/A	164.205	164.216	8803.861	8967.548	N/A	9061.164
GAL/MIN		115.170	N/A	114.943	114.951	6162.683	6277.264	N/A	6342.794
STD LIQ RATE, BBL/HR		162.658	N/A	162.658	162.658	8651.365	8814.023	N/A	8814.023
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)		0.8586	N/A	0.8586	0.8586	0.8566	0.8566	N/A	0.8566
MOLECULAR WEIGHT		208.544	N/A	208.544	208.544	213.111	213.024	N/A	213.024
CP, BTU/LB-C		0.791	N/A	0.790	0.790	0.809	0.808	N/A	0.830
DENSITY, LB/FT3		52.936	N/A	53.040	53.037	52.498	52.511	N/A	51.969
SURFACE TENSION, DYNE/CM		28.5072	N/A	28.5041	28.5026	27.2353	27.2650	N/A	26.1553
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		0.06211	N/A	0.06254	0.06253	0.06070	0.06074	N/A	0.05961
VISCOSITY, CP		1.47230	N/A	1.49688	1.49576	1.21587	1.22166	N/A	1.02065

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	25	26	27	28	28_R1	29	30	31
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	14170.068	21247.637	12587.924	8659.713	16102.350	12587.924	640.761	11790.339
M LB/HR	2385.137	2803.076	2647.071	156.005	2710.383	2647.071	17.942	2626.304
TEMPERATURE, C	39.425	52.146	52.146	52.146	51.960	52.000	54.897	197.085
PRESSURE, KG/CM2	14.082	10.034	10.034	10.034	13.379	7.633	7.633	7.985
MOLECULAR WEIGHT	168.322	131.924	210.287	18.015	168.322	210.287	28.001	222.751
ENTHALPY, MM BTU/HR	52.409	108.165	93.535	14.629	99.440	92.928	3.476	454.169
BTU/LB	26.166	38.588	35.335	93.775	36.689	35.106	193.723	172.931
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000	1.00000
MOLE FRACTION PRBE-WATER	0.22636	0.41268	0.00864	1.00000	0.22503	0.00866	0.00000	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	640.761	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	17.942	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	36.067	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	243.158	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	28.001	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	193.723	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.839	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	497.453	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.9644	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01692	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01114	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	14170.068	21247.637	12587.924	8659.713	16102.350	12587.924	N/A	11790.339
M LB/HR	2385.137	2803.076	2647.071	156.005	2710.383	2647.071	N/A	2626.304
BBL/HR	8059.683	9527.635	9076.705	450.930	9253.162	9079.355	N/A	10213.426
GAL/MIN	5641.760	6669.323	6353.673	315.650	6477.193	6355.528	N/A	7149.376
STD LIQ RATE, BBL/HR	7923.528	9268.842	8823.119	445.722	9004.010	8823.119	N/A	8689.062
MOLECULAR WEIGHT	168.322	131.924	210.287	18.015	168.322	210.287	N/A	222.751
ENTHALPY, BTU/LB	26.166	38.588	35.335	93.775	36.689	35.106	N/A	172.931
CP, BTU/LB-C	0.832	0.885	0.832	1.796	0.854	0.831	N/A	1.070
DENSITY, LB/FT3	52.708	52.400	51.942	61.618	52.170	51.927	N/A	45.799
Z (FROM DENSITY)	0.1059	0.0572	0.0919	6.6399E-03	0.0978	0.0700	N/A	0.0608
SURFACE TENSION, DYNE/CM	36.9875	43.4411	26.7252	67.7395	35.6962	26.7382	N/A	15.2002
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.06148	0.06120	0.05952	0.37148	0.06034	0.05945	N/A	0.04659
VISCOSITY, CP	1.07183	0.78449	1.00553	0.52484	0.88813	1.00439	N/A	0.29532

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	25	26	27	28	28_R1	29	30	31
NAME								
PHASE	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET VAPOR	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	10921.852	12411.195	12411.195	N/A	12411.195	12411.195	627.424	11783.771
M LB/HR	2326.621	2643.887	2643.887	N/A	2643.887	2643.887	17.702	2626.186
STD LIQ RATE, BBL/HR	7756.340	8814.023	8814.023	N/A	8814.023	8814.023	125.299	8688.724
MOLECULAR WEIGHT	213.024	213.024	213.024	N/A	213.024	213.024	28.213	222.865
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	N/A	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4579	0.4765	0.4765	N/A	0.4762	0.4763	1.2081	0.6674
PRBS (KAYS RULE)	0.5999	0.4275	0.4275	N/A	0.5700	0.3252	0.1565	0.3609
ACENTRIC FACTOR	0.5551	0.5551	0.5551	N/A	0.5551	0.5551	0.0757	0.5806
WATSON K (UOPK)	11.794	11.794	11.794	N/A	11.794	11.794	16.753	11.761
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	53.426	53.426	53.426	N/A	53.426	53.426	25.162	53.833
SPECIFIC GRAVITY	0.8566	0.8566	0.8566	N/A	0.8566	0.8566	0.4035	0.8632
API GRAVITY	33.679	33.679	33.679	N/A	33.679	33.679	219.220	32.429
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	627.424	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	17.702	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	35.292	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	238.097	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.974	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	28.213	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.850	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	501.567	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01700	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01115	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	10921.852	12411.195	12411.195	N/A	12411.195	12411.195	N/A	11783.771
M LB/HR	2326.621	2643.887	2643.887	N/A	2643.887	2643.887	N/A	2626.186
BBL/HR	7891.442	9067.502	9067.502	N/A	9060.973	9070.153	N/A	10213.037
GAL/MIN	5523.992	6347.232	6347.232	N/A	6342.661	6349.087	N/A	7149.103
STD LIQ RATE, BBL/HR	7756.340	8814.023	8814.023	N/A	8814.023	8814.023	N/A	8688.724
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8566	0.8566	0.8566	N/A	0.8566	0.8566	N/A	0.8632
MOLECULAR WEIGHT	213.024	213.024	213.024	N/A	213.024	213.024	N/A	222.865
CP, BTU/LB-C	0.808	0.830	0.830	N/A	0.830	0.830	N/A	1.070
DENSITY, LB/FT3	52.511	51.932	51.932	N/A	51.970	51.917	N/A	45.799
SURFACE TENSION, DYNE/CM	27.2650	26.1412	26.1412	N/A	26.1576	26.1540	N/A	15.1874
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.06074	0.05948	0.05948	N/A	0.05961	0.05941	N/A	0.04659
VISCOSITY, CP	1.22166	1.01392	1.01392	N/A	1.02101	1.01273	N/A	0.29543

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	NAME	32	33	34	35	36	37	38	39
----- TOTAL STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		11790.339	18070.861	18070.861	18070.861	18070.861	4708.270	4708.270	4708.270
M LB/HR		2626.304	3004.064	3004.051	3004.051	3004.051	1048.770	1048.770	1048.770
TEMPERATURE, C		98.644	85.798	85.637	160.441	159.553	197.085	197.303	197.326
PRESSURE, KG/CM2		6.227	7.765	11.324	8.512	7.809	7.985	12.906	12.203
MOLECULAR WEIGHT		222.751	166.238	166.237	166.237	166.237	222.751	222.751	222.751
ENTHALPY, MM BTU/HR		198.169	199.954	199.954	455.954	455.954	181.365	181.788	181.788
BTU/LB		75.456	66.561	66.561	151.780	151.780	172.931	173.335	173.335
MOLE FRACTION LIQUID		1.00000	1.00000	1.00000	0.73812	0.70088	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	N/A	N/A	5093.892	5405.351	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		N/A	N/A	N/A	303.168	324.933	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR		N/A	N/A	N/A	323.364	375.264	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		N/A	N/A	N/A	1933.048	2051.241	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		N/A	N/A	N/A	59.516	60.113	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB		N/A	N/A	N/A	294.123	293.320	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		N/A	N/A	N/A	0.983	0.979	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3		N/A	N/A	N/A	937.539	865.875	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)		N/A	N/A	N/A	0.9176	0.9225	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	N/A	N/A	0.01873	0.01855	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		N/A	N/A	N/A	0.01132	0.01123	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		11790.339	18070.861	18070.861	12976.969	12665.509	4708.270	4708.270	4708.270
M LB/HR		2626.304	3004.064	3004.051	2700.883	2679.117	1048.770	1048.770	1048.770
BBL/HR		9281.311	11251.136	11240.828	10298.117	10158.404	4078.557	4071.486	4072.740
GAL/MIN		6496.897	7875.770	7868.555	7208.659	7110.861	2854.981	2850.032	2850.909
STD LIQ RATE, BBL/HR		8689.062	10500.611	10500.575	9040.878	8942.041	3469.828	3469.828	3469.828
MOLECULAR WEIGHT		222.751	166.238	166.237	208.129	211.529	222.751	222.751	222.751
ENTHALPY, BTU/LB		75.456	66.561	66.561	135.802	134.613	172.931	173.335	173.335
CP, BTU/LB-C		0.908	0.912	0.911	1.017	1.014	1.070	1.070	1.070
DENSITY, LB/FT3		50.398	47.555	47.598	46.712	46.973	45.799	45.878	45.864
Z (FROM DENSITY)		0.0545	0.0557	0.0812	0.0644	0.0598	0.0608	0.0981	0.0928
SURFACE TENSION, DYNE/CM		23.1824	19.6079	19.6230	16.8611	17.2243	15.2002	15.1832	15.1814
TH COND, BTU/HR-FT-F		0.05560	0.05654	0.05670	0.04956	0.04973	0.04659	0.04680	0.04676
VISCOSITY, CP		0.70261	0.36285	0.36489	0.32728	0.34208	0.29532	0.29656	0.29627

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	NAME	32	33	34	35	36	37	38	39
----- DRY STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		11783.771	17915.891	17915.891	17915.891	17915.891	4705.647	4705.647	4705.647
M LB/HR		2626.186	3001.272	3001.260	3001.260	3001.260	1048.722	1048.722	1048.722
STD LIQ RATE, BBL/HR		8688.724	10492.633	10492.599	10492.599	10492.599	3469.693	3469.693	3469.693
MOLECULAR WEIGHT		222.865	167.520	167.519	167.519	167.519	222.865	222.865	222.865
MOLE FRACTION LIQUID		1.0000	1.0000	1.0000	0.7227	0.7055	1.0000	1.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)		0.5277	0.5891	0.5888	0.7116	0.7101	0.6674	0.6677	0.6677
PRES (KAYS RULE)		0.2814	0.2757	0.4021	0.3022	0.2772	0.3609	0.5833	0.5515
ACENTRIC FACTOR		0.5806	0.4513	0.4513	0.4513	0.4513	0.5806	0.5806	0.5806
WATSON K (UOPK)		11.761	11.971	11.971	11.971	11.971	11.761	11.761	11.761
STD LIQ DENSITY, LB/FT3		53.833	50.945	50.945	50.945	50.945	53.833	53.833	53.833
SPECIFIC GRAVITY		0.8632	0.8169	0.8169	0.8169	0.8169	0.8632	0.8632	0.8632
API GRAVITY		32.429	41.722	41.722	41.722	41.722	32.429	32.429	32.429
----- DRY VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	N/A	N/A	4968.836	5276.525	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		N/A	N/A	N/A	300.915	322.612	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR		N/A	N/A	N/A	314.725	365.582	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		N/A	N/A	N/A	1885.591	2002.354	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)		N/A	N/A	N/A	2.091	2.111	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		N/A	N/A	N/A	60.560	61.141	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		N/A	N/A	N/A	0.984	0.980	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3		N/A	N/A	N/A	956.115	882.459	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	N/A	N/A	0.01875	0.01858	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		N/A	N/A	N/A	0.01128	0.01119	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		11783.771	17915.891	17915.891	12947.054	12639.366	4705.647	4705.647	4705.647
M LB/HR		2626.186	3001.272	3001.260	2700.344	2678.646	1048.722	1048.722	1048.722
BBL/HR		9280.959	11242.909	11232.602	10296.422	10156.924	4078.401	4071.331	4072.585
GAL/MIN		6496.651	7870.011	7862.796	7207.473	7109.824	2854.872	2849.923	2850.800
STD LIQ RATE, BBL/HR		8688.724	10492.633	10492.599	9039.339	8940.696	3469.693	3469.693	3469.693
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)		0.8632	0.8169	0.8169	0.8531	0.8556	0.8632	0.8632	0.8632
MOLECULAR WEIGHT		222.865	167.520	167.519	208.568	211.929	222.865	222.865	222.865
CP, BTU/LB-C		0.907	0.911	0.910	1.017	1.014	1.070	1.070	1.070
DENSITY, LB/FT3		50.398	47.545	47.589	46.711	46.972	45.799	45.878	45.864
SURFACE TENSION, DYNE/CM		23.1621	19.2415	19.2564	16.7924	17.1631	15.1874	15.1704	15.1686
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		0.05560	0.05651	0.05667	0.04956	0.04972	0.04659	0.04680	0.04676
VISCOSITY, CP		0.70292	0.36317	0.36522	0.32773	0.34253	0.29543	0.29668	0.29639

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM SUMMARY									
STREAM ID	40	41	42	43	44	45	46	47	
NAME									
PHASE	MIXED	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR	4708.270	1932.282	14170.068	10611.305	1932.282	16102.350	11790.339	11790.339	
M LB/HR	1048.770	325.246	2385.137	2363.674	325.246	2710.383	2626.304	2626.304	
TEMPERATURE, C	281.429	39.425	53.638	85.214	39.479	51.960	52.000	52.136	
PRESSURE, KG/CM2	7.985	14.082	13.379	5.524	13.379	4.821	4.821	27.737	
MOLECULAR WEIGHT	222.751	168.322	168.322	222.751	168.322	168.322	222.751	222.751	
ENTHALPY, MM BTU/HR	290.788	8.510	90.930	149.832	8.510	99.440	91.695	94.721	
BTU/LB	277.266	26.166	38.123	63.389	26.166	36.689	34.914	36.066	
MOLE FRACTION LIQUID	0.76794	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	
MOLE FRACTION FREE WATER	0.00000	0.22636	0.22482	0.00000	0.22635	0.22503	0.00000	0.00000	
----- TOTAL VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR	1092.599	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
M LB/HR	100.147	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
M FT3/HR	94.394	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	414.623	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
MOLECULAR WEIGHT	91.660	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
ENTHALPY, BTU/LB	401.527	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-C	1.135	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
DENSITY, LB/M FT3	1060.943	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
Z (FROM DENSITY)	0.9159	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.02606	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
VISCOSITY, CP	0.01233	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
----- TOTAL LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR	3615.671	1932.282	14170.068	10611.305	1932.282	16102.350	11790.339	11790.339	
M LB/HR	948.623	325.246	2385.137	2363.674	325.246	2710.383	2626.304	2626.304	
BBL/HR	3852.614	1099.048	8153.956	8260.655	1099.216	9253.162	8936.005	8902.690	
GAL/MIN	2696.821	769.331	5707.751	5782.440	769.449	6477.193	6255.184	6231.863	
STD LIQ RATE, BBL/HR	1056.395	1080.481	7923.528	7820.156	1080.481	9004.010	8689.062	8689.062	
MOLECULAR WEIGHT	262.364	168.322	168.322	222.751	168.322	168.322	222.751	222.751	
ENTHALPY, BTU/LB	264.148	26.166	38.123	63.389	26.166	36.689	34.914	36.066	
CP, BTU/LB-C	1.183	0.832	0.857	0.885	0.833	0.854	0.828	0.827	
DENSITY, LB/FT3	43.855	52.708	52.099	50.963	52.700	52.170	52.346	52.542	
Z (FROM DENSITY)	0.0634	0.1059	0.0974	0.0496	0.1006	0.0978	0.0465	0.2662	
SURFACE TENSION, DYNE/CM	12.0055	36.9875	35.5214	24.3126	36.9820	35.6962	27.1455	27.1338	
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.04046	0.06148	0.06019	0.05675	0.06145	0.06034	0.05957	0.06028	
VISCOSITY, CP	0.24535	1.07183	0.86726	0.82006	1.07012	0.88813	1.27172	1.30921	

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 P AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM SUMMARY									
STREAM ID	40	41	42	43	44	45	46	47	
NAME									
PHASE	MIXED	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR	4705.647	1489.343	10921.852	10605.394	1489.343	12411.195	11783.771	11783.771	
M LB/HR	1048.722	317.266	2326.621	2363.567	317.266	2643.887	2626.186	2626.186	
STD LIQ RATE, BBL/HR	3469.693	1057.683	7756.340	7819.851	1057.683	8814.023	8688.724	8688.724	
MOLECULAR WEIGHT	222.865	213.024	213.024	222.865	213.024	213.024	222.865	222.865	
MOLE FRACTION LIQUID	0.7683	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.7871	0.4579	0.4787	0.5086	0.4579	0.4762	0.4615	0.4617	
PRRS (KAYS RULE)	0.3609	0.5999	0.5700	0.2497	0.5700	0.5700	0.2179	1.2536	
ACENTRIC FACTOR	0.5806	0.5551	0.5551	0.5806	0.5551	0.5551	0.5806	0.5806	
WATSON K (UOPK)	11.761	11.794	11.794	11.761	11.794	11.794	11.761	11.761	
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	53.833	53.426	53.426	53.833	53.426	53.426	53.833	53.833	
SPECIFIC GRAVITY	0.8632	0.8566	0.8566	0.8632	0.8566	0.8566	0.8632	0.8632	
API GRAVITY	32.429	33.679	33.679	32.429	33.679	33.679	32.429	32.429	
----- DRY VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR	1090.406	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
M LB/HR	100.108	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
M FT3/HR	94.187	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	413.791	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	3.170	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
MOLECULAR WEIGHT	91.808	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
CP, BTU/LB-C	1.135	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
DENSITY, LB/M FT3	1062.853	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.02606	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
VISCOSITY, CP	0.01232	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	
----- DRY LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR	3615.241	1489.343	10921.852	10605.394	1489.343	12411.195	11783.771	11783.771	
M LB/HR	948.616	317.266	2326.621	2363.567	317.266	2643.887	2626.186	2626.186	
BBL/HR	3852.584	1076.106	7984.695	8260.341	1076.273	9060.973	8935.663	8902.348	
GAL/MIN	2696.801	753.272	5589.269	5782.220	753.389	6342.661	6254.944	6231.624	
STD LIQ RATE, BBL/HR	1056.373	1057.683	7756.340	7819.851	1057.683	8814.023	8688.724	8688.724	
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8864	0.8566	0.8566	0.8632	0.8566	0.8566	0.8632	0.8632	
MOLECULAR WEIGHT	262.393	213.024	213.024	222.865	213.024	213.024	222.865	222.865	
CP, BTU/LB-C	1.183	0.808	0.833	0.885	0.808	0.830	0.828	0.827	
DENSITY, LB/FT3	43.855	52.511	51.898	50.963	52.503	51.970	52.346	52.542	
SURFACE TENSION, DYNE/CM	12.0048	27.2650	26.0099	24.2916	27.2602	26.1976	27.1228	27.1111	
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	0.04046	0.06074	0.05946	0.05675	0.06071	0.05961	0.05957	0.06028	
VISCOSITY, CP	0.24538	1.22166	0.99794	0.82042	1.21954	1.02101	1.27226	1.30978	

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 P AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Cas03

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	NAME	48	49	50	51	52	53	54	55
PHASE		WET VAPOR	WET VAPOR	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WATER	WATER	WATER
----- TOTAL STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		13520.452	14161.213	640.761	8992.694	7011.551	8992.694	8382.925	17375.619
M LB/HR		311.593	329.535	17.942	162.003	1150.902	162.003	151.018	313.022
TEMPERATURE, C		47.420	47.739	53.733	48.015	48.015	48.015	33.000	40.771
PRESSURE, KG/CM2		6.033	6.033	6.033	7.034	7.034	4.534	4.534	4.534
MOLECULAR WEIGHT		23.046	23.270	28.001	18.015	164.144	18.015	18.015	18.015
ENTHALPY, MM BTU/HR		52.461	55.937	3.476	13.990	38.711	13.990	8.970	22.960
MOLE FRACTION LIQUID		0.00000	0.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER		0.00000	0.00000	0.00000	1.00000	0.22633	1.00000	1.00000	1.00000
----- TOTAL VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		13520.452	14161.213	640.761	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		311.593	329.535	17.942	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR		956.316	1002.268	45.808	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		5130.788	5373.946	243.158	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		23.046	23.270	28.001	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB		168.365	169.745	193.723	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		0.875	0.872	0.832	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3		325.825	328.788	391.671	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)		0.9802	0.9798	0.9716	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		0.01863	0.01853	0.01675	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		0.01141	0.01139	0.01106	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	N/A	N/A	8992.694	7011.551	8992.694	8382.925	17375.619
M LB/HR		N/A	N/A	N/A	162.003	1150.902	162.003	151.018	313.022
BBL/HR		N/A	N/A	N/A	467.396	3944.105	467.396	433.226	900.421
GAL/MIN		N/A	N/A	N/A	327.176	2760.865	327.176	303.258	630.293
STD LIQ RATE, BBL/HR		N/A	N/A	N/A	462.861	3845.257	462.861	431.476	894.337
MOLECULAR WEIGHT		N/A	N/A	N/A	18.015	164.144	18.015	18.015	18.015
ENTHALPY, BTU/LB		N/A	N/A	N/A	86.355	33.636	86.355	59.396	73.349
CP, BTU/LB-C		N/A	N/A	N/A	1.796	0.849	1.796	1.796	1.795
DENSITY, LB/FT3		N/A	N/A	N/A	61.734	51.972	61.734	62.086	61.917
Z (FROM DENSITY)		N/A	N/A	N/A	4.7057E-03	0.0509	3.0331E-03	3.1638E-03	3.0939E-03
SURFACE TENSION, DYNE/CM		N/A	N/A	N/A	68.3850	35.9381	68.3850	70.6026	69.4804
TH COND, BTU/HR-FT-F		N/A	N/A	N/A	0.36896	0.06082	0.36896	0.35881	0.36425
VISCOSITY, CP		N/A	N/A	N/A	0.56300	0.89203	0.56300	0.74824	0.64186

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 179.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Cas03

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	NAME	48	49	50	51	52	53	54	55
PHASE		WET VAPOR	WET VAPOR	WET VAPOR	WATER	WET LIQUID	WATER	WATER	WATER
----- DRY STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		13302.652	13930.076	627.424	N/A	5398.062	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		307.670	325.371	17.702	N/A	1121.835	N/A	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR		2350.090	2475.389	125.299	N/A	3762.210	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		23.128	23.357	28.213	N/A	207.822	N/A	N/A	N/A
MOLE FRACTION LIQUID		0.0000	0.0000	0.0000	N/A	1.0000	N/A	N/A	N/A
REDUCED TEMP (KAYS RULE)		1.3785	1.3696	1.2038	N/A	0.4743	N/A	N/A	N/A
PRES (KAYS RULE)		0.1277	0.1275	0.1237	N/A	0.2970	N/A	N/A	N/A
ACENTRIC FACTOR		0.0465	0.0479	0.0757	N/A	0.5440	N/A	N/A	N/A
WATSON K (UOPK)		17.154	17.132	16.753	N/A	11.809	N/A	N/A	N/A
STD LIQ DENSITY, LB/FT3		23.318	23.411	25.162	N/A	53.109	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY		0.3739	0.3754	0.4035	N/A	0.8516	N/A	N/A	N/A
API GRAVITY		246.963	245.454	219.220	N/A	34.665	N/A	N/A	N/A
----- DRY VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		13302.652	13930.076	627.424	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		307.670	325.371	17.702	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR		940.649	985.626	44.830	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		5048.136	5286.233	238.097	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)		0.799	0.806	0.974	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		23.128	23.357	28.213	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		0.875	0.873	0.832	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3		327.081	330.115	394.854	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		0.01872	0.01863	0.01683	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		0.01143	0.01141	0.01108	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	N/A	N/A	N/A	5398.062	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		N/A	N/A	N/A	N/A	1121.835	N/A	N/A	N/A
BBL/HR		N/A	N/A	N/A	N/A	3860.244	N/A	N/A	N/A
GAL/MIN		N/A	N/A	N/A	N/A	2702.162	N/A	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR		N/A	N/A	N/A	N/A	3762.210	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)		N/A	N/A	N/A	N/A	0.8516	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		N/A	N/A	N/A	N/A	207.822	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		N/A	N/A	N/A	N/A	0.825	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3		N/A	N/A	N/A	N/A	51.760	N/A	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM		N/A	N/A	N/A	N/A	26.2396	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	N/A	N/A	N/A	0.06007	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		N/A	N/A	N/A	N/A	1.01070	N/A	N/A	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	56	57	57C	58	59	60	61	63
NAME								
PHASE	WATER	WATER	WATER	WATER	MIXED	WATER	WATER	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	8659.713	156.824	156.824	209.097	29524.697	156.824	12470.780	11254.409
M LB/HR	156.005	2.825	2.825	3.767	1624.501	2.825	224.661	2506.925
TEMPERATURE, C	52.146	85.778	54.897	52.161	48.015	54.897	52.126	197.085
PRESSURE, KG/CM2	4.534	7.765	7.633	7.034	7.034	4.534	4.533	7.985
MOLECULAR WEIGHT	18.015	18.015	18.015	18.015	55.022	18.015	18.015	222.751
ENTHALPY, MM BTU/HR	14.629	0.436	0.279	0.353	105.162	0.279	21.060	433.525
BTU/LB	93.775	154.334	98.718	93.802	64.735	98.718	93.739	172.931
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.54206	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION VAPOR WATER	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.35833	1.00000	1.00000	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	13520.452	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	311.593	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	819.228	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	5130.788	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	23.046	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	N/A	N/A	168.365	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	0.878	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	380.348	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	N/A	N/A	0.9771	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01872	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01144	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	8659.713	156.824	156.824	209.097	16004.245	156.824	12470.780	11254.409
M LB/HR	156.005	2.825	2.825	3.767	1312.905	2.825	224.661	2506.925
BBL/HR	450.930	8.325	8.177	10.888	4411.501	8.177	649.374	9749.175
GAL/MIN	315.650	5.828	5.724	7.622	3088.041	5.724	454.561	6824.401
STD LIQ RATE, BBL/HR	445.722	8.072	8.072	10.762	4308.119	8.072	641.881	8294.100
MOLECULAR WEIGHT	18.015	18.015	18.015	18.015	82.035	18.015	18.015	222.751
ENTHALPY, BTU/LB	93.775	154.334	98.718	93.802	40.141	98.718	93.739	172.931
CP, BTU/LB-C	1.796	1.807	1.797	1.796	0.966	1.797	1.796	1.070
DENSITY, LB/FT3	61.618	60.440	61.538	61.618	53.006	61.538	61.619	45.799
Z (FROM DENSITY)	3.0002E-03	4.7482E-03	5.0157E-03	4.6544E-03	0.0250	2.9789E-03	3.0002E-03	0.0608
SURFACE TENSION, DYNE/CM	67.7395	61.9725	67.3016	67.7371	54.1698	67.3016	67.7427	15.2002
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.37148	0.38770	0.37310	0.37149	0.06484	0.37310	0.37147	0.04659
VISCOSITY, CP	0.52484	0.32712	0.50174	0.52471	0.69481	0.50174	0.52502	0.29532

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLB (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Caso3

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	56	57	57C	58	59	60	61	63
NAME								
PHASE	WATER	WATER	WATER	WATER	MIXED	WATER	WATER	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	18700.714	N/A	N/A	11248.140
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	1429.507	N/A	N/A	2506.812
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	6112.306	N/A	N/A	8293.778
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	76.441	N/A	N/A	222.865
MOLE FRACTION LIQUID	N/A	N/A	N/A	N/A	0.2887	N/A	N/A	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	N/A	N/A	N/A	N/A	0.8899	N/A	N/A	0.6674
PRES (KAYS RULE)	N/A	N/A	N/A	N/A	0.1739	N/A	N/A	0.3609
ACENTRIC FACTOR	N/A	N/A	N/A	N/A	0.1901	N/A	N/A	0.5806
WATSON K (UOPK)	N/A	N/A	N/A	N/A	12.959	N/A	N/A	11.761
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	41.655	N/A	N/A	53.833
SPECIFIC GRAVITY	N/A	N/A	N/A	N/A	0.6679	N/A	N/A	0.8632
API GRAVITY	N/A	N/A	N/A	N/A	80.357	N/A	N/A	32.429
----- DRY VAPOR -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	13302.652	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	307.670	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	805.771	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	5048.136	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A	0.799	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	23.128	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	0.879	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	381.831	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01882	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	0.01146	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----								
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	5398.062	N/A	N/A	11248.140
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	1121.835	N/A	N/A	2506.812
BBL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	3860.244	N/A	N/A	9748.804
GAL/MIN	N/A	N/A	N/A	N/A	2702.162	N/A	N/A	6824.141
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	3762.210	N/A	N/A	8293.778
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A	0.8516	N/A	N/A	0.8632
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	207.822	N/A	N/A	222.865
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	0.825	N/A	N/A	1.070
DENSITY, LB/FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	51.760	N/A	N/A	45.799
SURFACE TENSION, DYNE/CM	N/A	N/A	N/A	N/A	26.2396	N/A	N/A	15.1874
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	0.06007	N/A	N/A	0.04659
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	1.01070	N/A	N/A	0.29543

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLB (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Cas03

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM SUMMARY									
STREAM ID	NAME	64	65	66	67	69	70	71	72
PHASE		WET LIQUID	WET LIQUID	MIXED	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- TOTAL STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		535.930	11254.409	535.930	12448.107	3654.243	1179.034	1179.034	11790.339
M LB/HR		119.379	2506.925	119.379	2644.552	65.831	262.630	262.630	2626.304
TEMPERATURE, C		197.085	93.505	195.304	51.960	51.960	98.644	65.579	83.284
PRESSURE, KG/CM2		7.985	6.227	6.227	13.379	13.379	6.227	5.524	5.524
MOLECULAR WEIGHT		222.751	222.751	222.751	212.446	18.015	222.751	222.751	222.751
ENTHALPY, MM BTU/HR		20.644	177.525	20.644	93.289	6.151	19.817	12.172	162.003
BTU/LB		172.931	70.814	172.931	35.276	93.440	75.456	46.346	61.685
MOLE FRACTION LIQUID		1.00000	1.00000	0.94765	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	0.00000
----- TOTAL VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	N/A	28.057	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		N/A	N/A	2.120	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR		N/A	N/A	2.645	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		N/A	N/A	10.647	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		N/A	N/A	75.559	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB		N/A	N/A	319.544	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		N/A	N/A	1.026	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3		N/A	N/A	801.485	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)		N/A	N/A	0.9227	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	N/A	0.01976	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		N/A	N/A	0.01112	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		535.930	11254.409	507.873	12448.107	3654.243	1179.034	1179.034	11790.339
M LB/HR		119.379	2506.925	117.259	2644.552	65.831	262.630	262.630	2626.304
BBL/HR		464.251	8820.967	450.167	9062.895	190.268	928.131	903.241	9163.839
GAL/MIN		324.975	6174.658	315.116	6344.006	133.187	649.690	632.267	6414.667
STD LIQ RATE, BBL/HR		394.961	8294.100	385.585	8815.923	188.087	868.906	868.906	8689.062
MOLECULAR WEIGHT		222.751	222.751	230.882	212.446	18.015	222.751	222.751	222.751
ENTHALPY, BTU/LB		172.931	70.814	170.280	35.276	93.440	75.456	46.346	61.685
CP, BTU/LB-C		1.070	0.899	1.064	0.830	1.796	0.908	0.851	0.881
DENSITY, LB/FT3		45.799	50.618	46.393	51.972	61.624	50.398	51.787	51.045
Z (FROM DENSITY)		0.0608	0.0550	0.0487	0.1239	8.8580E-03	0.0545	0.0516	0.0498
SURFACE TENSION, DYNE/CM		15.2002	23.6138	16.0148	26.2810	67.7690	23.1824	25.9810	24.4758
TH COND, BTU/HR-FT-F		0.04659	0.05606	0.04701	0.05962	0.37137	0.05560	0.05845	0.05692
VISCOSITY, CP		0.29532	0.74468	0.32523	1.01921	0.52647	0.70261	1.05246	0.83940

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Cas03

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT

RMD

STREAM SUMMARY									
STREAM ID	NAME	64	65	66	67	69	70	71	72
PHASE		WET LIQUID	WET LIQUID	MIXED	WET LIQUID	WATER	WET LIQUID	WET LIQUID	WET LIQUID
----- DRY STREAM -----									
RATE, LB-MOL/HR		535.631	11248.140	535.631	12411.195	N/A	1178.377	1178.377	11783.771
M LB/HR		119.373	2506.812	119.373	2643.887	N/A	262.619	262.619	2626.186
STD LIQ RATE, BBL/HR		394.946	8293.778	394.946	8814.023	N/A	868.872	868.872	8688.724
MOLECULAR WEIGHT		222.865	222.865	222.865	213.024	N/A	222.865	222.865	222.865
MOLE FRACTION LIQUID		1.00000	1.00000	0.9479	1.00000	N/A	1.00000	1.00000	1.00000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)		0.6674	0.5204	0.6649	0.4762	N/A	0.5277	0.4807	0.5059
PRES (KAYS RULE)		0.3609	0.2814	0.2814	0.5700	N/A	0.2814	0.2497	0.2497
ACENTRIC FACTOR		0.5806	0.5806	0.5806	0.5551	N/A	0.5806	0.5806	0.5806
WATSON K (UOPK)		11.761	11.761	11.761	11.794	N/A	11.761	11.761	11.761
STD LIQ DENSITY, LB/FT3		53.833	53.833	53.833	53.426	N/A	53.833	53.833	53.833
SPECIFIC GRAVITY		0.8632	0.8632	0.8632	0.8566	N/A	0.8632	0.8632	0.8632
API GRAVITY		32.429	32.429	32.429	33.679	N/A	32.429	32.429	32.429
----- DRY VAPOR -----									
RATE, LB-MOL/HR		N/A	N/A	27.910	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR		N/A	N/A	2.117	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR		N/A	N/A	2.630	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR		N/A	N/A	10.591	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)		N/A	N/A	2.619	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT		N/A	N/A	75.861	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C		N/A	N/A	1.026	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3		N/A	N/A	805.041	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		N/A	N/A	0.01976	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP		N/A	N/A	0.01111	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----									
RATE, LB-MOL/HR		535.631	11248.140	507.721	12411.195	N/A	1178.377	1178.377	11783.771
M LB/HR		119.373	2506.812	117.256	2643.887	N/A	262.619	262.619	2626.186
BBL/HR		464.234	8820.633	450.158	9060.973	N/A	928.096	903.206	9163.491
GAL/MIN		324.962	6174.423	315.109	6342.661	N/A	649.665	632.243	6414.424
STD LIQ RATE, BBL/HR		394.946	8293.778	385.578	8814.023	N/A	868.872	868.872	8688.724
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)		0.8632	0.8632	0.8685	0.8566	N/A	0.8632	0.8632	0.8632
MOLECULAR WEIGHT		222.865	222.865	230.946	213.024	N/A	222.865	222.865	222.865
CP, BTU/LB-C		1.070	0.899	1.064	0.830	N/A	0.907	0.851	0.881
DENSITY, LB/FT3		45.799	50.618	46.393	51.970	N/A	50.398	51.787	51.044
SURFACE TENSION, DYNE/CM		15.1874	23.5933	16.0080	26.1576	N/A	23.1621	25.9589	24.4546
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F		0.04659	0.05605	0.04701	0.05961	N/A	0.05560	0.05844	0.05692
VISCOSITY, CP		0.29543	0.74501	0.32530	1.02101	N/A	0.70292	1.05292	0.83977

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Cas03

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	73	74	75	76	77	78	79
NAME							
PHASE	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER
----- TOTAL STREAM -----							
RATE, LB-MOL/HR	8799.530	8129.842	8129.842	669.688	669.688	3654.243	8816.537
M LB/HR	158.524	146.459	146.459	12.064	12.064	65.831	158.830
TEMPERATURE, C	25.008	25.008	54.394	25.008	25.326	51.960	52.195
PRESSURE, KG/CM2	14.082	14.082	13.379	14.082	13.379	4.533	4.534
MOLECULAR WEIGHT	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015
ENTHALPY, MM BTU/HR	7.231	6.681	14.326	0.550	0.550	6.151	14.908
BTU/LB	45.614	45.614	97.813	45.614	45.614	93.440	93.863
MOLE FRACTION LIQUID	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
----- TOTAL VAPOR -----							
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- TOTAL LIQUID -----							
RATE, LB-MOL/HR	8799.530	8129.842	8129.842	669.688	669.688	3654.243	8816.537
M LB/HR	158.524	146.459	146.459	12.064	12.064	65.831	158.830
BBL/HR	453.724	419.193	423.790	34.531	34.533	190.268	459.107
GAL/MIN	317.606	293.434	296.652	24.171	24.173	133.187	321.374
STD LIQ RATE, BBL/HR	452.919	418.450	418.450	34.469	34.469	188.087	453.794
MOLECULAR WEIGHT	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015
ENTHALPY, BTU/LB	45.614	45.614	97.813	45.614	45.614	93.440	93.863
CP, BTU/LB-C	1.795	1.795	1.797	1.795	1.796	1.796	1.796
DENSITY, LB/FT3	62.228	62.228	61.553	62.228	62.223	61.624	61.617
Z (FROM DENSITY)	0.0101	0.0101	8.8023E-03	0.0101	9.5555E-03	3.0015E-03	2.9998E-03
SURFACE TENSION, DYNE/CM	71.6971	71.6971	67.3822	71.6971	71.6547	67.7690	67.7318
TH COND, BTU/HR-FT-F	0.35278	0.35278	0.37280	0.35278	0.35303	0.37137	0.37151
VISCOSITY, CP	0.88995	0.88995	0.50584	0.88995	0.88353	0.52647	0.52442

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT P.701
PROBLEM Cas03

PRO/II VERSION 5.01
OUTPUT
STREAM SUMMARY

RMD

STREAM ID	73	74	75	76	77	78	79
NAME							
PHASE	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER	WATER
----- DRY STREAM -----							
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLE FRACTION LIQUID	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
PRES (KAYS RULE)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ACENTRIC FACTOR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
WATSON K (UOPK)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD LIQ DENSITY, LB/FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
API GRAVITY	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY VAPOR -----							
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
----- DRY LIQUID -----							
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
BBL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
GAL/MIN	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, BTU/LB-C	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, LB/FT3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)