

00521 54



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DE LAS PLANTAS DESISOBUTANIZADORAS Y DESPROPANIZADORAS

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas
UNAM a difundir en formato electrónico e impreso
el contenido de mi trabajo.

NOMBRE: Itzé García

Sánchez

FECHA: 11 Julio, 2003

FIRMA: [Signature]

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A

ITZÉ GARCÍA SÁNCHEZ

México, D.F.



2003

EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUÍMICA



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO

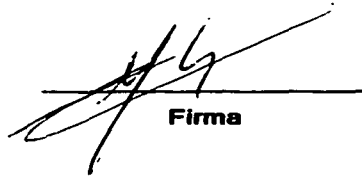
Presidente	Prof.	Manuel Vázquez Islas
Vocal	Prof.	José Antonio Ortiz Ramirez
Secretario	Prof.	Celestino Montiel Maldonado
1er. suplente	Prof.	Pedro Roquero Tejeda
2do. Suplente	Prof.	Martín Rivera Toledo

Lugar donde se desarrollo este trabajo:

**Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química,
UNAM, Laboratorio de Simulación y Optimización, Edificio E.**

Asesor del tema:

Ing. Celestino Montiel Maldonado



Firma

Sustentante:

Itzé García Sánchez



Firma

AGRADECIMIENTOS

**A mi máxima casa de estudios, la Universidad Nacional Autónoma de México,
de la cual siempre estaré orgullosa y pondré su nombre en alto.**

**A la Facultad de Química, por lo que representó en mi vida el haber formado
parte de ella, por sus enseñanzas y vivencias a lo largo de toda mi carrera
universitaria.**

**Al Profesor Celestino Montiel Maldonado, por todo lo que aprendí trabajando
con él, ya que me proporcionó herramientas no solo para poder realizar este
trabajo, sino para mi vida profesional.**

**A todos mis profesores por su esfuerzo, dedicación, paciencia y enseñanzas
que depositaron en mí a lo largo de toda la carrera.**

DEDICATORIAS

A mis papás...

José Rodolfo García León y Marta Sánchez Noriega, por ser el principal motor en mi vida, por todo su amor, apoyo incondicional y sobre todo por la confianza que depositaron en mí, los admiro por su entrega, compromiso, responsabilidad y por enseñarme a luchar en la vida. Los amo.

A mi hermana...

Cittali por ser mi gran amiga, quererme, apoyarme y compartir con migo mis derrotas y mis triunfos, por ser mi alegría. Te amo.

A Johnatan...

Por compartir tu vida con la mía, por tu amor, por los momentos de felicidad que me brindas, por tu apoyo en cualquier momento, por tu paciencia y comprensión. Te amo.

A mi Familia...

A toda mi familia, Abuelitos, Tíos, Primos y sobrinos porque de alguna u otra manera siempre estuvieron ahí para brindarme su apoyo y cariño.

A mis amigos...

Por ofrecerme su amistad, por todo el tiempo compartido, por todo lo que aprendimos juntos, por haber trabajado en equipo y por haberlos conocido.

CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN

Introducción	7
--------------	---

CAPÍTULO II GENERALIDADES

Ingeniería de procesos	13
Diseño de procesos	14
Síntesis de procesos	15
Análisis de procesos	17
Optimización de procesos	18
Petróleo y gas	21
Origen del petróleo	21
Petróleo y la industria petrolera en nuestro país	21
Fracciones del petróleo	22
Petroquímicos Básicos	23
Azufre	24
Gas natural y la importancia en México	27
Petróleos Mexicanos	30
Reseña histórica de los complejos procesadores	31
Procesos del gas y líquidos	33
Refinación del petróleo	35
Destilación fraccionada	36

CAPÍTULO III PLANTAS DE ISOBUTANIZADORAS POZA RICA Y MINATITLÁN

Complejo Procesador de gas Poza Rica	44
Planta Desisobutanizadora Poza Rica	45
Refinería General Lázaro Cárdenas Minatitlán	47
Planta fraccionadora de isobutano Minatitlán	48
Sección de Depropanización y Deetanización	50
Sección de Debutanización y Desisobutanización	52
Sección de fraccionamiento de Pentanos y pesados	55

CAPÍTULO IV SIMULACIÓN DE PROCESOS

Simulación de Procesos en ingeniería química	59
Modelos	62
Algoritmos	64
Soporte computacional	64
Interfase con el usuario	64
Enfoque de los sistemas de simulación	65
Orientación modular	66
Enfoque modular secuencial	67
Enfoque modular simultaneo	68
Orientación a las ecuaciones	69
Enfoque hacia ecuaciones con rompimiento	72
Enfoque hacia ecuaciones con linealización simultánea	72

CAPÍTULO V ASPEN PLUS

Programas Computacionales	75
Importancia del uso de los simuladores de procesos en México	76
Simulador Aspen Plus	76
Setup	78
Components	79
Properties	79
Streams	80
Blocks	81
Métodos de convergencia	84

CAPÍTULO VI SIMULACIÓN DE LA PLANTA

Simulación de la Planta	87
Definición del diagrama de flujo de procesos	87
Especificación de unidades	88
Selección de métodos y modelos	88
Especificación de componentes	90
Representación de las Operaciones Unitarias	92
Detallar corrientes de alimentación	93

Precisar condiciones de operación	95
Asignación de especificaciones de diseño	98
Asignación de métodos de convergencia	98

CAPÍTULO VII ANÁLISIS DE RESULTADOS

Análisis de Resultados	103
Planta Desisobutanizadora de Poza Rica	103
Depropanizadora DA-101 A Y DA-101 B Minatitlán	108
Debutanizadora DA-104 Minatitlán	111
Debutanizadora DA-105 Minatitlán	112
Desisobutanizadora DA-106 Minatitlán	114
Desisobutanizadora DA-107 Minatitlán	115

CAPÍTULO VIII CONCLUSIONES

Conclusiones	119
--------------	-----

CAPÍTULO IX BIBLIOGRAFÍA

Bibliografía	125
--------------	-----

APÉNDICE

Codificación de Datos de Entrada	129
Tablas de Resultados	135

Dear Mr. [Name],

I have received your letter of the 15th and am glad to hear from you. The information you have provided is being reviewed and we will get back to you as soon as possible.

I am sorry that I cannot give you a more definite answer at this time, but the situation is still under development.

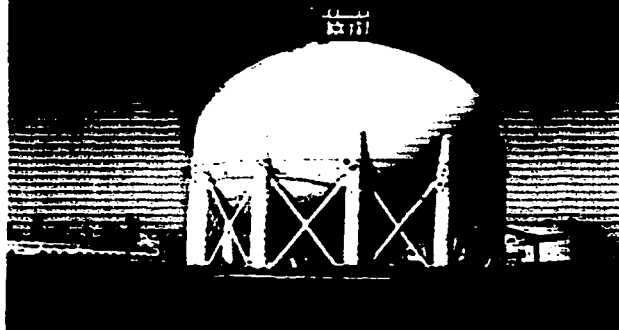
I will contact you again once a final decision has been reached.

Thank you for your patience and understanding.

Sincerely,
[Signature]

CAPÍTULO I

Introducción



TESIS CON
FALTA DE ORIGEN

LVTEV BE OYGER
LEEIE GGH

INTRODUCCIÓN

El objetivo general fue desarrollar un esquema de simulación que sirva de base para el Análisis, Estudios Paramétricos y Simulación de las Plantas Desisobutanizadoras, para aumentar la eficiencia del proceso, además de reducir costos de operación e impacto ambiental tan trascendental en nuestra sociedad, mediante la aplicación de un simulador de procesos, siguiendo una estructura lógica de las herramientas con que contamos, procurando ir de lo general, o amplio, a lo particular, específico o preciso.

En la actualidad dentro de la Industria Química hay fuertes exigencias de calidad, seguridad, medio ambiente y sobre todo en la economía de las plantas, estas día a día se van incrementando, por lo que es necesario renovarlas constantemente, con el principal propósito de solucionar todos los requerimientos crecientes tratando de minimizar los costos de operación. Es aquí donde La Simulación de Procesos Químicos ha jugado un papel muy importante.

La industria petrolera es un área donde la Simulación de Procesos es fundamental. Definitivamente alrededor de todo el mundo la vida de la gente depende del petróleo en cualquiera de sus formas, pues abastece por ejemplo de fuerza, calor, luz, etc.; de él se fabrica una gran variedad de productos químicos. El Petróleo es la fuente de energía más importante y sería catastrófico si alguna vez el petróleo se acabara repentinamente, pues aviones, automóviles, barcos, maquinarias, centrales térmicas, calefacciones, y una infinidad de cosas dejarían de funcionar y los países se derrumbarían económicamente, pues dependen fuertemente del petróleo.

La destilación fraccionada es uno de los métodos de separación más empleados en la industria de la refinación del petróleo; considerando que es una operación unitaria con un elevado consumo energético, que en algunos procesos llega a representar hasta una tercera parte del consumo total de energía, actualmente se busca hacer eficiente dicho consumo.

El enorme mercado del petróleo demanda gases ligeros, gasolina, aceites combustibles, disolventes, aceites para motores, grasas, parafinas y asfalto; para el desarrollo de estos se ha asegurado la disponibilidad de Petróleo crudo y de gas natural

pues el subsuelo mexicano posee considerablemente de hidrocarburos, sin embargo desde 1999 se observa una tendencia de disminución de reservas, debido al rezago en la inversión en exploración además del incremento en la explotación. Por lo que se busca recuperar el crecimiento económico de nuestro país, para que la producción de petróleo prospere recuperando el nivel de las reservas, así como engrandecer las capacidades de procesamiento interno de crudo.

El Desarrollo de este trabajo es sobre las Simulaciones realizadas en El Centro Procesador de Gas Poza Rica en la Planta Desisobutanizadora y en la Refinería General Lázaro Cárdenas de Minatitlán en la Sección de Depropanización, Debutanización y Desisobutanización.

En el capítulo II se abordan algunos conceptos fundamentales para la comprensión en general del trabajo, como son Diseño, Síntesis, Análisis y Optimización de procesos los cuales integran lo que es la Ingeniería de Procesos, asimismo concepciones generales sobre la industria del petróleo y gas, tales como procesos del gas y líquidos y Refinación del Petróleo, adentrándonos en su importancia en México.

El capítulo III comprende una descripción en general del proceso en operación de las Plantas Desisobutanizadoras de Poza Rica y Minatitlán además de datos relevantes sobre ellas y los Planos de diseño de ambas.

En el capítulo IV se habla sobre la Simulación de procesos químicos, se explican sus divisiones, aplicaciones y más que nada se destaca la gran importancia que tiene en la ingeniería química el uso de simuladores de procesos, ya que son una herramienta para la solución de problemas en la Ingeniería de Procesos.

En el capítulo V podemos encontrar principalmente una descripción del simulador Aspen Plus con las partes importantes que lo componen y que debemos conocer para poder trabajar en él. También se mencionan otros tipos de simuladores para operaciones y procesos industriales y la importancia de su uso en México.

Entramos de lleno a la simulación de las plantas en el capítulo VI, en donde se presenta un procedimiento recomendado para la resolución de cualquier problema en la industria química con el uso del simulador Aspen Plus. El procedimiento está basado en la

secuencia que se siguió para la toma de decisiones, en cuanto a la elección de algoritmos, modelos termodinámicos, métodos de convergencia, sistemas de unidades, propiedades, equipos, flujos, entre otras cosas para cada una de las secciones de fraccionamiento simuladas.

En el capítulo VII, se concentran los resultados de las variables más relevantes realizando un análisis de ellos, encontramos las desviaciones y éxito de los resultados obtenidos.

El capítulo VIII hallamos las conclusiones a las que se llegaron gracias a la realización de este trabajo, destacando los resultados más importantes y la manera en que repercute en el proceso dichas modificaciones.

La Bibliografía consultada para la realización del presente trabajo se localiza en el capítulo IX.

Por último en los apéndices se encuentran localizadas las codificaciones de las corridas y las tablas completas de los resultados de la simulación de cada una de las Plantas simuladas.

... of the ... and ...

... of the ... and ...

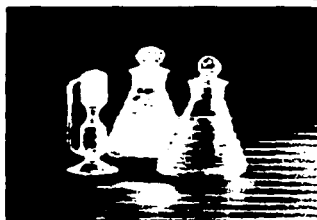
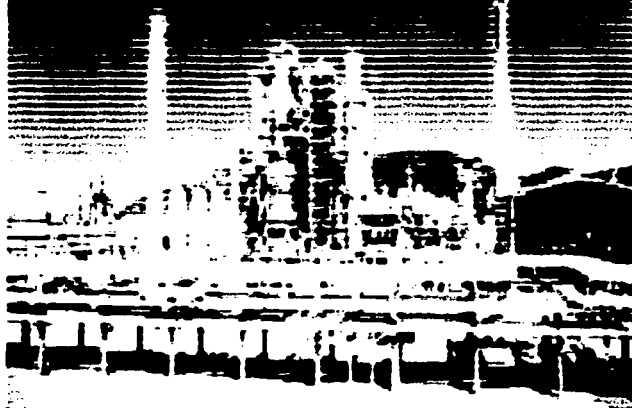
... of the ... and ...

... of the ... and ...

... of the ... and ...

CAPÍTULO II

Generalidades



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

FAIRY F. ORIGIN
LESTER J. COM

INGENIERÍA DE PROCESOS

La Ingeniería Química es una fusión de conocimientos aplicados para el diseño, manejo, control, optimización, así como administración de procesos para satisfacer una oportunidad o necesidad económica.

La Ingeniería de Procesos es precisamente una práctica que consiste en diagnosticar las necesidades de una sociedad, dirigida hacia la creación, cuantificación y análisis de esquemas de procesos de una planta química, la cual debe ser fácilmente operable, segura y económica.

La Ingeniería de Procesos busca fundamentalmente aplicar un conjunto de esfuerzos encaminados al cambio que se requiere y el rendimiento deseado. Una de las ventajas obtenidas es el enfoque del proceso que ayudará a visualizar a la empresa y estar al tanto de su seguimiento de operación, de tal manera que siempre la empresa este en un continuo crecimiento.

Las transformaciones aceleradas que se presentan en las empresas, las obliga a una persistente evolución, de tal manera que la aplicación de la Ingeniería de Procesos es cada vez más común en cualquier área de la industria.

Existen diversos software para aplicar la Ingeniería de procesos, herramientas que pueden ser específicas dependiendo del tipo de industria, del tipo de procesos o de la problemática que presenta la empresa.

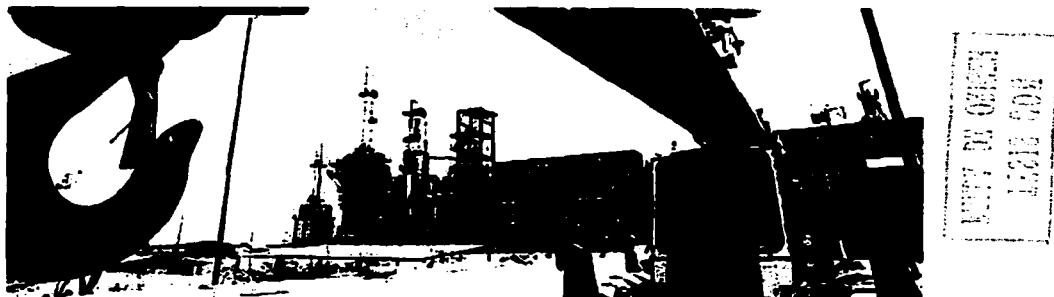


Figura II . 1 Industria Petrolera

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

DISEÑO DE PROCESOS

En ingeniería de procesos, varía el criterio para dividir las etapas que conforman el diseño de procesos. Por ejemplo se considera integrado por Síntesis de procesos, Simulación de procesos y Optimización, como se muestra en la figura II.1. Agrupando estas tres etapas, se puede establecer no en forma definitiva el diagrama de flujo de procesos.

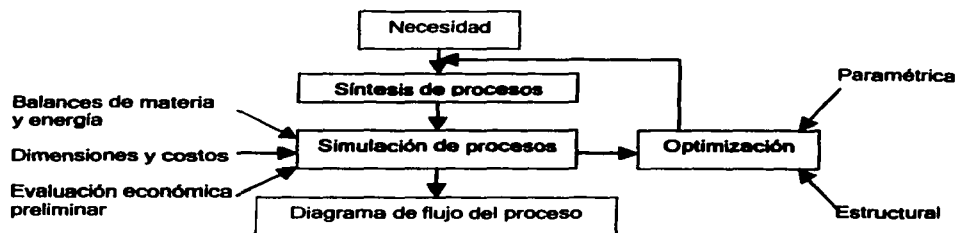


Figura II . 2 Conexión de tareas en el diseño de procesos



Figura II . 3 Planta Fraccionadora de Hidrocarburos

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

El trabajo fundamental de Nishida, Stephanopoulos y Westerberg (1980), para desarrollar el diseño de un proceso comprende otro juicio de decisión, abordándolo en Síntesis, Análisis y Optimización, como se muestra en la figura II . 2.

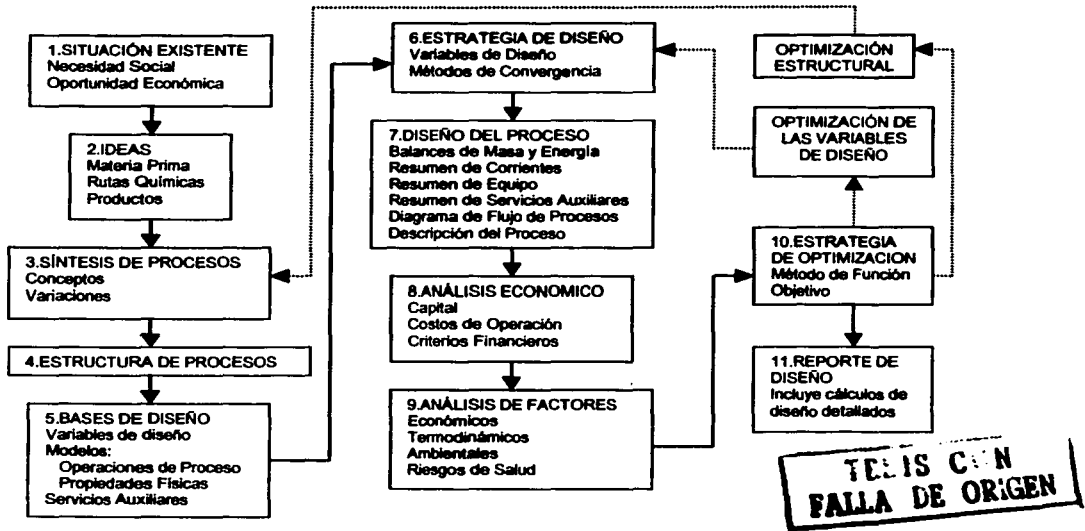


Figura II . 4 Desarrollo del diseño de procesos: Síntesis, Análisis y Optimización

Finalmente cual sea la segmentación, siempre estas etapas están encaminadas al mismo objetivo dentro del diseño de procesos.

SÍNTESIS DE PROCESOS

Al hacer uso de la síntesis de procesos se puede lograr conducir un proyecto no bien definido hacia un esquema mucho más satisfactorio, generando alternativas de diseño y seleccionando el equipo que será empleado, estableciendo las condiciones iniciales en que se operará. De esta manera se crea la estructura básica del diagrama de flujo.

Las técnicas de síntesis de procesos han recibido poca atención, a diferencia del análisis de procesos. La razón fundamental es que las técnicas de análisis (la separación de un todo en sus componentes para su estudio individual) implican una lógica deductiva, fácil de sistematizar, mientras que las técnicas de síntesis (la combinación de elementos separados para la integración de un todo coherente) requieren de una lógica inductiva que presenta muchas más dificultades metodológicas para su estudio y sistematización.

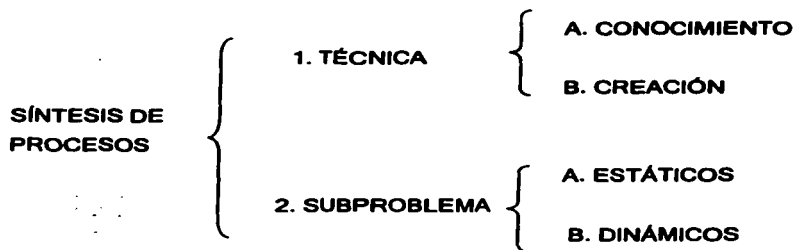


Figura II . 5 Divisiones de la Síntesis de Procesos

Favorablemente en años recientes algunos investigadores han implementado diferentes técnicas de síntesis de procesos, las cuales son día a día muy útiles para resolver problemas dentro de la industria.

Se han elaborado programas dentro de la química que permiten establecer rutas para la síntesis de moléculas orgánicas complejas, y en el campo de la ingeniería química se han desplegado nuevas herramientas que auxilian en la solución de complejos problemas de diseño que posteriormente ayudan a la generación de nuevos procesos.

Dentro de la síntesis de procesos se diferencian dos etapas, la elección de una ruta química de proceso, la cual constituye las transformaciones químicas que unen materias primas con productos y el desarrollo del diagrama de flujo del proceso que se refiere a la secuencia de las operaciones unitarias, recirculaciones e integración energética.

La síntesis de procesos es una etapa en la cual podemos decidir las unidades de proceso así como las interconexiones necesarias; de tal manera que se combinan materia prima, reacciones, operaciones unitarias y productos para llegar al objetivo fijado.

La finalidad de la síntesis de procesos es acercar el proceso a lo ideal, integrando las opciones disponibles para encontrar un funcionamiento óptimo del proceso químico.



Figura II . 6 Esquematación de Síntesis de Procesos

ANÁLISIS DE PROCESOS

En el análisis de procesos se pronostica cuáles serán los productos obtenidos en el proceso ó bien en un determinado equipo, una vez ya establecidas las variables de diseño y las condiciones de operación. Al poseer con la estructura del proceso arrojada por la síntesis, es necesario evaluarlo técnicamente y económicamente.

En esta fase se determinan las variables y los valores de las mismas, así como la selección de los modelos matemáticos y correlaciones de propiedades del proceso. Después de disponer de esta información, se desprenden los balances de materia y energía, información sobre cada corriente de proceso, información acerca de los servicios auxiliares y especificaciones de diseño de cada equipo, diagramas de flujo así como factibilidad termodinámica del proceso.

Al realizar la etapa de análisis de procesos podemos contar ya con suficientes elementos para llevar a cabo una estimación económica y evaluar finalmente que aspectos técnicos o económicos son preferentes para cada caso.

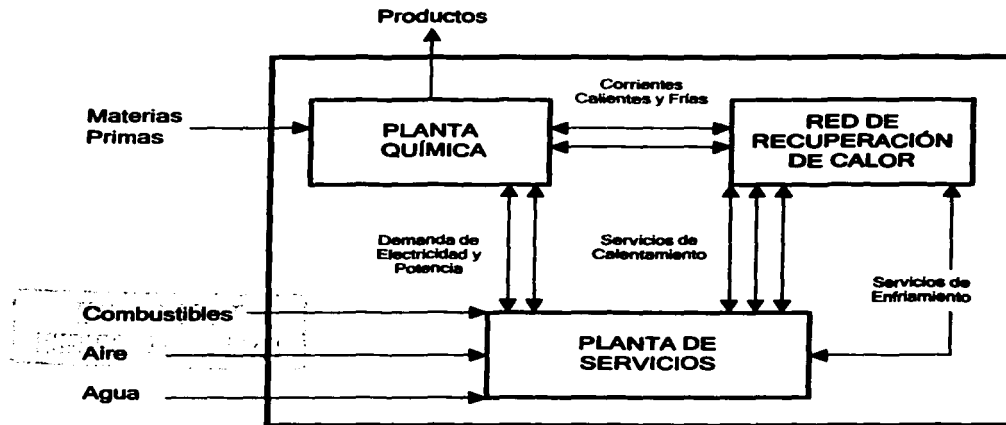


Figura II . 7 Principales aspectos considerados en el Análisis de Procesos

En la actualidad el análisis de procesos se puede llevar a cabo en un simulador de procesos, en el cual se generan datos previos de dimensionamiento y por tanto estimación de costos de equipo. Con la finalidad de que la estimación tenga mayor rigurosidad, se puede descomponer el sistema objetivo en tantos subsistemas como se deseen, como son corrientes de proceso, operaciones unitarias, etc.

OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS

Se usa la Optimización para maximizar o minimizar funciones específicas (función objetivo), de acuerdo a restricciones de diseño y operación, con la finalidad de encontrar los mayores beneficios, manipulando distintos parámetros como presión, temperatura, etc., lo que llamamos Optimización de Parámetros. También se hacen modificaciones a corrientes de alimentación, bloques del proceso, etc.; esto es Optimización Estructural,

cuando se hacen modificaciones al diagrama de flujo, involucrando a los equipos y/o sus interconexiones. Los principales objetivos de la Optimización son la maximización de la pureza de un producto o minimización del consumo de energía entre otros.

Para la realización de la Optimización de Procesos se deben agregar correlaciones apropiadas de dimensionamiento y costos de equipo para la evaluación económica de la función objetivo; según las variables de todas las corrientes, parámetros de equipo y variables internas. Por ejemplo si se minimizan los costos de capital, entonces deben incluirse correlaciones en donde los costos de cada unidad dependan de las condiciones de operación, como flujo, temperatura y presión.

La optimización de procesos puede estar enfocada a la estructura del proceso o bien a los parámetros o condiciones de operación en particular del proceso. En el segundo caso es cuando observamos que las variables como presión y temperatura influyen considerablemente en el diseño o parámetros de equipo ya existentes, de tal manera que se decide hacer modificaciones en la operación de los equipos o en las interconexiones de los mismo, con la única finalidad de conseguir un proceso más redituable.

Al aplicar la Optimización de Procesos a problemas concretos de ingeniería se consideran factores económicos como capital total, costo anual, retorno sobre la inversión, relación costo-beneficio, etc. y factores técnicos como son el tiempo de producción mínimo, velocidad de producción máxima, utilización de energía mínima, entre otros.

Una vez generada la información gracias a la optimización, y esta no es satisfactoria, se debe regresar a la síntesis y análisis de tal manera que se emplee una estrategia correcta de optimización. Así pues se debe contar con sofisticadas herramientas de cálculo de los procesos, actualmente estas tareas son realizadas por programas computacionales que desarrollan procesos con el más alto grado de optimización.

El conjunto de las diferentes etapas de la Ingeniería de Procesos, se engloban para proporcionar toda la información necesaria del proceso químico, detallando cada uno de los datos fundamentales para finalmente arrancar el proyecto.

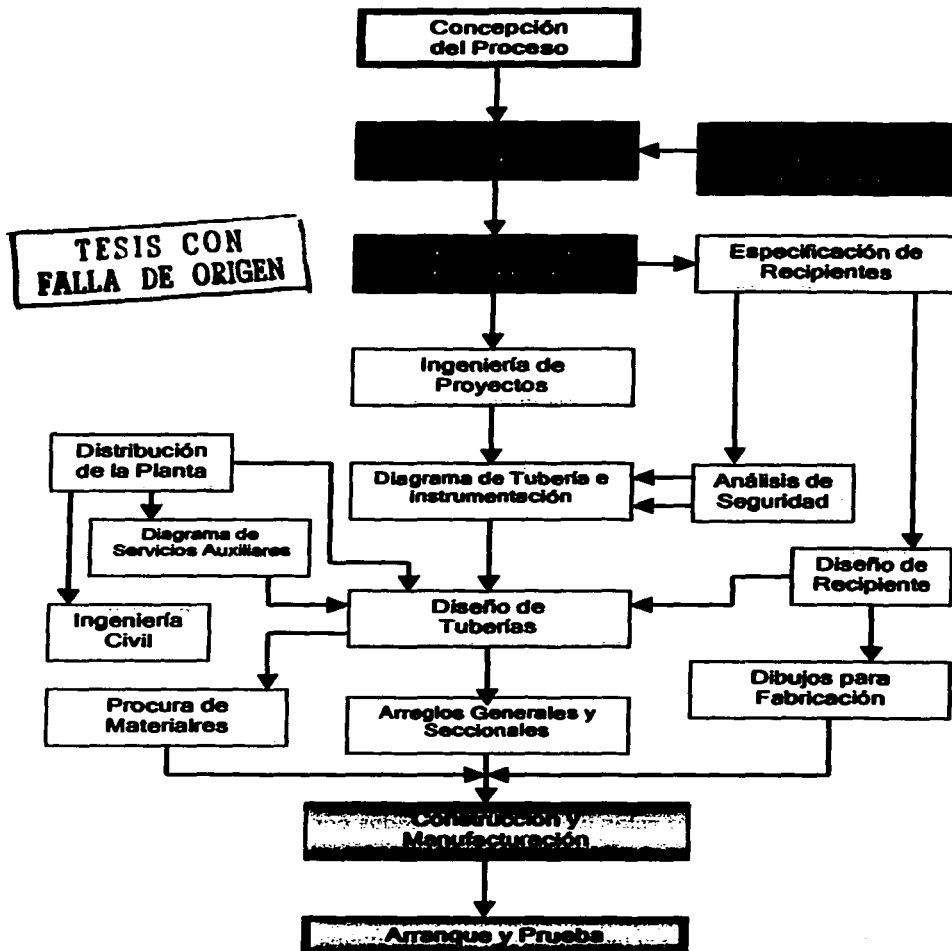


Figura II . 8 Etapas de la Ingeniería de Procesos para Desarrollo de Plantas Químicas.

PETRÓLEO Y GAS

ORIGEN DEL PETRÓLEO

El Petróleo al igual que el Gas Natural que lo acompaña, son la fuente típica de alcanos. El petróleo era conocido hace miles de años, pero fue a mediados del siglo XIX cuando empezaron a descubrirse sus múltiples aplicaciones, iniciándose la gran industria del "oro negro".

Se presume que el origen del petróleo es que proviene de la descomposición de restos de animales y plantas. Esta materia orgánica se cubrió lentamente con capas cada vez más gruesas de sedimentos, los cuales en condiciones determinadas de presión, temperatura y con el paso de millones de años, se transformaron en hidrocarburos.

Existen otras teorías basadas en que el petróleo es de origen inorgánico o mineral y otras aseguran que tiene su origen en los meteoritos que han caído en nuestro planeta, no obstante y a pesar de las incontables investigaciones que se han realizado, no existe una teoría infalible que explique el origen del petróleo.

PETRÓLEO Y LA INDUSTRIA PETROLERA EN NUESTRO PAÍS

El petróleo crudo es una mezcla compleja de hidrocarburos gaseosos y sólidos disueltos en hidrocarburos líquidos. No solo contiene hidrocarburos, si no también pequeñas cantidades de azufre, oxígeno, nitrógeno y mínimas porciones de hierro, cromo, níquel y vanadio.

Su aspecto es de un líquido viscoso variando el color entre amarillo y pardo oscuro hasta negro, con reflejos verdes, con olor característico y densidad menor al agua, por lo que flota en ella.

La estructura y el número de átomos de carbono dentro de las moléculas de los distintos compuestos, determinan en el petróleo diferentes propiedades físicas y químicas. Así tenemos que los hidrocarburos compuestos por uno a cuatro átomos de carbono son gaseosos, los que contienen de 5 a 20 son líquidos y son sólidos a temperatura y presión ambientales los que tienen más de 20.



Figura II . 9 Los átomos de Carbono dentro de las moléculas de Petróleo determinan sus propiedades físicas y químicas

FRACCIONES DEL PETRÓLEO

FRACCIÓN INICIAL Subfracciones	No. Aproximado de átomos de C	Intervalo de ebullición (°C)	Usos
Gas ligero	C ₁ -C ₅	a - 20	combustible
Metano y etano	C ₁ -C ₂	gas	combustible
Olefinas	C ₂ -C ₄		alcohol, hule, plásticos
Propano y Butano	C ₃ -C ₄		combustible
Gasolina	C ₅ -C ₁₀	20 - 200	combustible para autos, etc.
Eter de petróleo	C ₅ -C ₆	30 - 60	disolvente
Ligroína	C ₆ -C ₈	60 - 100	disolvente
Naftas	C ₈ -C ₁₁	100 - 200	disolventes
Queroseno	C ₁₂ -C ₁₆	200 - 300	combustible, disolvente
Aceite combustible	C ₁₅ -C ₁₈	280 - 380	diesel, combustibles para calderas
Aceites lubricantes	C ₁₆ -C ₂₀		lubricante
Petrolato o vaselina	C ₁₈ -C ₂₂		lubricante, medicamentos
Parafina sólida	C ₂₀ -C ₃₀	p.f. 50 - 60	velas, lacres, impermeabilizante
Cera microcristalina	C ₃₀ -C ₅₀	p.f. 50 - 60	plásticos etc.
Asfalto	Muchos		Pinturas pavimentos, etc.
Carbón de Petróleo	Muchos		metalurgia, electrodos de carbono, etc.

**PETROQUÍMICOS BÁSICOS, CUALES SON, DONDE SE PRODUCEN
Y USOS PRINCIPALES**

Producto	Centro Productor	Usos
Etano	Cangrejera, Pajaritos y Morelos	Obtención de etileno para elaboración de polietileno.
Nafta	Cangrejera, Morelos, Nuevo Pemex, Cactus, Reynosa, Matapionche y Poza Rica	Producción de etileno, propileno y butadieno, reformulado de gasolinas y/o craqueo.
Hexano	Pajaritos y Minatitlán	Extractor de aceites vegetales, diluyente de pinturas, solvente, elaboración de thinners, materia prima para síntesis orgánica.
Heptano	Pajaritos	Extractor de aceites vegetales, disolvente, materia prima para síntesis orgánica, determinación y valoración de octanaje de gasolinas, preparación de adhesivos, adelgazadores y reactivos de laboratorio.
Propano	Poza Rica, Reynosa y Morelos	Refrigerante, combustible doméstico, propelente para aerosoles, obtención de hidrógeno.
Butano	Poza Rica	Síntesis orgánica, combustible doméstico, propulsor para aerosoles, disolvente, refrigerante, enriquecidos de gases.
Mezcla de Pentanos	Pajaritos	Obtención de Pentano e isopentano, en la industria de expansores.
Materia Prima para Negro de Humo	Cd. Madero, Tula y Cadereyta	Industria Hulera
Solvente "K" Incoloro	Reynosa	Vehículo de insecticidas, desengrasante
Solvente "L"	Matapionche, Reynosa, Poza Rica y Cangrejera	Industria de solventes
Solvente de Absorción	Reynosa	Industria de Asfaltos

AZUFRE, DONDE SE PRODUCE Y USOS PRINCIPALES

Producto	Centro Productor	Usos
Azufre	Poza Rica, Salamanca, Salina Cruz, Cactus, Nuevo PEMEX, Cd. Pemex Matapionche, Cd. Madero, Tula, Cadereyta y Minatitlán	Fertilizantes, farmacéutica, elaboración del ácido sulfúrico y refinación de azúcar

Los crudos tienen distintas consistencias ya sea fluidos como agua ó sólidos de tipo alquitrán. Los crudos usualmente se clasifican como parafínicos, nafténicos o aromáticos determinándose por la proporción predominante de hidrocarburos similares. La alimentación de las refinerías generalmente es una mezcla de dos o más petróleos crudos distintos. De igual manera los petróleos crudos se definen por su gravedad API (Instituto de Petróleo Americano). Un crudo ligero tiene gravedades API altas y gravedades específicas bajas.

Los crudos con bajo contenido de carbón, alto contenido de hidrógeno y altas gravedades API son ricos en parafinas y tienen rendimientos con mayores proporciones de gasolina y productos de petróleo ligeros, en tanto que los crudos con altos contenidos de carbón, bajos contenidos de hidrógeno y gravedades API bajas, son ricos en aromáticos.

Se llaman crudos ácidos aquellos que contienen importantes cantidades de sulfuros de hidrógeno u otros compuestos azufrados reactivos, mientras que los que tienen menos azufre son conocidos como dulces; excepto los crudos West Texas que siempre se consideran ácidos sin importar su contenido de H_2S y los crudos árabes que no se consideran ácidos aunque tienen alto contenido de azufre ya que estos no son altamente reactivos.

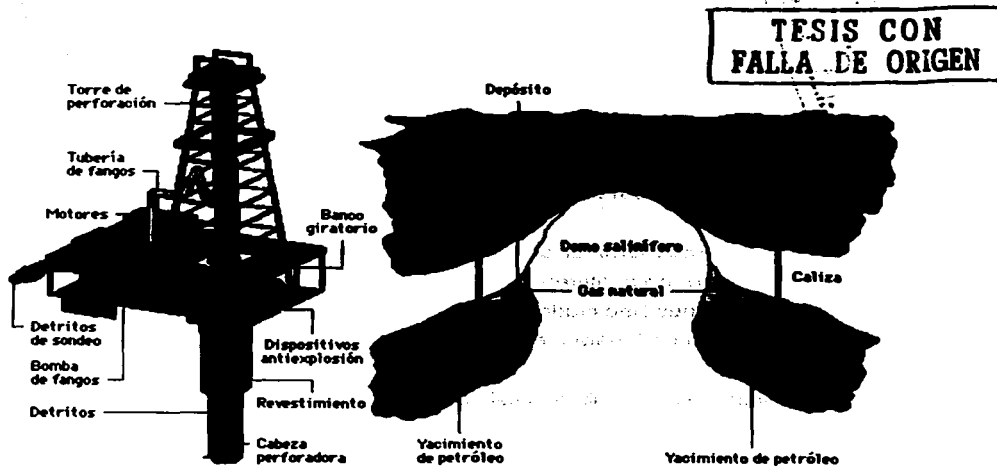
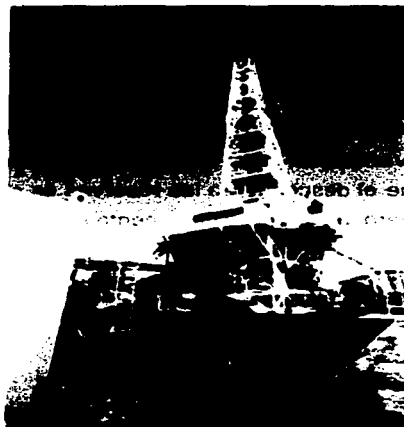


Figura II . 10 Esquema general de un Pozo Petrolero

El subsuelo mexicano en busca del desarrollo de la industria química nacional de refinados, asegura la disponibilidad de Petróleo crudo y de gas natural para consumo energético.

Es cierto que tenemos la fortuna de contar con vastos recursos petrolíferos, sin embargo se puede observar desde 1990 una tendencia precisa de disminución de las reservas. Por supuesto que el descenso de las reservas es el resultado del rezago en la inversión en exploración, pero también del incremento en la explotación.



Figura II . 11 Perforación de un Pozo Petrolero

Si se logrará recuperar el crecimiento económico del país, con una economía norteamericana creciendo a diferencia del pasado lentamente, para el año 2010 se estima que la producción de petróleo crudo deberá prosperar. Las exportaciones de petróleo para los próximos 10 años continuarán representando cerca del 50% del total de producción.

Para alcanzar estos resultados así como la reactivación de la industria petrolera, será necesario que el gobierno realice substanciales esfuerzos financieros, de tal manera que la inversión en PEMEX deberá acrecentarse significativamente, para recuperar el nivel de las reservas, principalmente de crudos ligeros, y engrandecer las capacidades de procesamiento interno de crudo. Esto permitirá aumentar el valor de nuestros hidrocarburos.

GAS NATURAL Y LA IMPORTANCIA EN MÉXICO

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos con un número máximo de 5 átomos de carbono: metano, etano, propano y butano, principalmente). Anteriormente, la utilización del gas natural como combustible era imposible, debido a la falta de tecnología para el proceso de licuación, imprescindible para su transporte y almacenamiento.

La oferta de energía primaria en México durante el periodo 1995 -2000 se integró de la siguiente manera: 64% de petróleo y condensados, 18% de gas natural, 5% de electricidad, 3% de biomasa, 2% de carbón y 8% de importaciones. Se observa que el gas natural ocupa el segundo lugar en la oferta de la energía primaria.

Hoy por hoy ha disminuido el uso de combustibles como el carbón y el combustóleo, debido a razones económicas y ambientales y por el contrario se ha favorecido el consumo de combustibles mucho más limpios como el gas natural.

La relación reservas / producción es uno de los puntos importantes a favor del gas natural, ya que es de 61 años, en tanto que la del petróleo es de 41 años.

En el periodo de 1993-2000 el consumo de gas natural en México alcanzó una tasa de crecimiento de 11.7% anual, y el consumo de gas LP un aumento de 4.1%. La producción nacional de gas natural abasteció el 98% de la demanda nacional en el mismo periodo y el resto fue cubierto por importaciones.



Figura II . 12 Transportación de productos

Es significativo mencionar que las importaciones de gas se llevan a cabo por que resulta más económico, para satisfacer las necesidades del norte de la República Mexicana, importarlo de los Estados Unidos que transportarlo desde los centros productores localizados en el sureste mexicano, además que la importación de gas se destina a cubrir el déficit que no cubre la oferta nacional. Especialmente parte de esos consumos se dan en la región centro del país, que corresponde al Distrito Federal, los Estados de: Hidalgo, México, Morelos, Puebla y Tlaxcala.

Gran parte de la extracción en el período comprendido entre 1998 a 2001 se realizó en las regiones sur y marinas, debido a su reciprocidad con la estructura de producción de petróleo crudo, y en la región norte la mayor extracción se da en la cuenca de Burgos.

Para México el mercado de gas natural promete amplias oportunidades, pero de igual manera programa retos de gran dimensión en cuanto a desarrollar la oferta al ritmo de la perspectiva en que crecerá la demanda en los años siguientes.

Como se puede apreciar por un lado las reservas presentan disminuciones y por otro la extracción presenta incrementos. Según las proyecciones para el mercado de gas natural en el periodo 2001 - 2010, al final de éste, la oferta nacional de gas será de 7,551 millones de pies cúbicos diarios, y la demanda estará en 9,451 millones pies cúbicos diarios. Se cree que la oferta nacional solo abarcará el 80% de las necesidades y el 20% restante se abastecerá con importaciones.



Figura II . 13 Las Importaciones abastecen la demanda que México no puede cubrir

De tal manera que se estima una importación de gas de 1,900 millones de pies cúbicos diarios, de los cuales el 50% corresponderá a aspectos logísticos y el otro 50% por razones de déficit. Siempre y cuando las situaciones actuales no cambien sustancialmente por el lado de oferta, es decir extracción de nuevas reservas de gas natural.

A nivel internacional, PEMEX Gas se posiciona como una de las importantes empresas procesadoras de gas natural, con un volumen procesado durante 1999 de 3,527 millones de pies cúbicos diarios (mmpcd) y la segunda empresa productora de líquidos, con una producción de 446 miles de barriles diarios (mbd). Cuenta con una amplia red de gasoductos para transportar cerca de 4,000 mmpcd de gas natural, ubicándose en el 10° lugar entre las principales empresas transportistas de éste energético en Norteamérica.

Gas procesado, 2000

Milles de millones de pies cúbicos por día

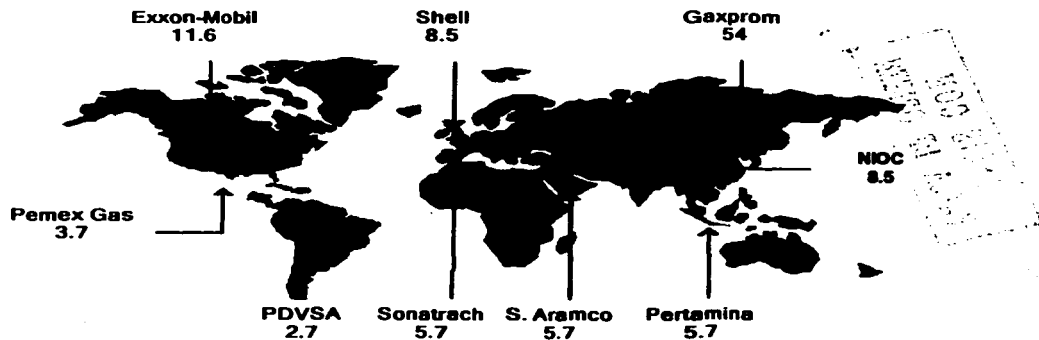


Figura II . 14 Empresas Procesadoras de Gas Natural

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PETRÓLEOS MEXICANOS



Petróleos Mexicanos es una organización gubernamental dedicada a la exploración y explotación de hidrocarburos así como a la producción, almacenamiento, distribución y comercialización de productos petrolíferos y petroquímicos.



Figura II . 15 Inicios de Petróleos Mexicanos

Petróleos Mexicanos se propuso la tarea de apresurar su evolución, para tener un soporte a los crecientes requerimientos del mercado nacional, así como a la competitividad de los mercados externos. Por lo cual se establecieron cuatro organismos descentralizados con personalidad jurídica y patrimonio propios: PEP (Pemex Exploración y Producción), PR (Pemex Refinación), PGPB (Pemex Gas y Petroquímica Básica) y PPQ (Pemex Petroquímica), los cuales tienen carácter de subsidiarios con respecto a Petróleos Mexicanos.

Para enfrentar la competencia del mercado, el organismo desarrolló una nueva estrategia empresarial. Ante éstas circunstancias, se consideró el desarrollo de herramientas que sean de gran ayuda para optimizar las utilidades tomando en cuenta siempre el aspecto económico.

RESEÑA HISTÓRICA DE LOS COMPLEJOS PROCESADORES

En los años 50's se inicia la construcción de diferentes plantas en el Centro Procesador de Gas de la ciudad de Poza Rica y Reynosa. En el año 1958 se cimienta la primera planta de absorción en el Complejo Ciudad Pemex.



Figura II . 16 Inicios de la Construcción

El aumento de la demanda impulsa la expansión de la industria petrolera por lo que se empieza la construcción y operación de otra planta de absorción en el Complejo la Venta en el año 1963.



Figura II . 17 Primeros equipos con que operó PEMEX

Para el año de 1972, se inician operaciones de las plantas criogénicas en el Complejo la Venta y en Pajaritos, Veracruz; en ese mismo año comienza su operación la planta criogénica en el Complejo Poza Rica. Pocos años después la expansión en los

descubrimientos de las reservas petrolíferas del Mesozoico Chiapas-Tabasco propicia la construcción del Complejo Cactus. En el periodo de 1978 a 1979 se ponen en operación las tres plantas criogénicas modulares en el Complejo Cactus.

Durante 1981 y 1982 comienza la operación de las plantas endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre 1 y 2 en Ciudad Pemex. Para aprovechar los yacimientos de la sonda de Campeche y del Mesozoico se da inicio a la construcción del Complejo Nuevo Pemex. Empieza su operación la planta criogénica y la fraccionadora de hidrocarburos en la Cangrejera. Entre 1985 y 1988 entran en operación las plantas criogénicas 1 y 2 en el Complejo Nuevo Pemex.

En 1990 inicia la operación de la planta fraccionadora de hidrocarburos en Morelos, perteneciente al Complejo Área Coatzacoalcos. En 1992 comienza su operación la planta criogénica modular en el Complejo Matapionche. En 1997 se construye la planta criogénica 1 en el Complejo Cactus. En 1998 inicia su operación la planta criogénica 3 en el Complejo Nuevo Pemex. En 1999 empieza a operar la planta criogénica 2, la más moderna en el Complejo Ciudad Pemex.

En el sureste del país se concentra el ochenta por ciento de la actividad de Pemex Gas. Siete de los diez centros procesadores de gas se encuentran localizados en los estados de Tabasco, Chiapas y Veracruz.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

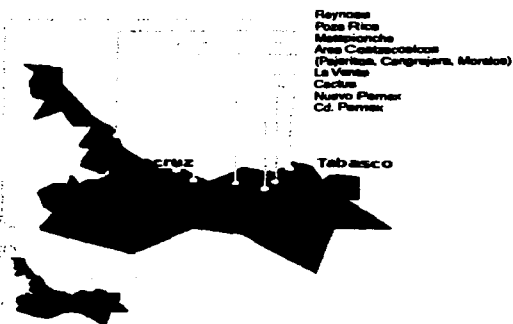


Figura II . 18 Localización de los Centros Procesadores de Gas

PROCESOS DEL GAS Y LÍQUIDOS

Se describe brevemente los procesos fundamentales que se realizan en PEMEX-Gas y Petroquímica Básica para la producción de gas seco, etano, gas licuado, azufre y gasolinas naturales a partir de las materias primas proporcionadas por PEP, principalmente gas húmedo amargo, gas húmedo dulce y condensados amargos.

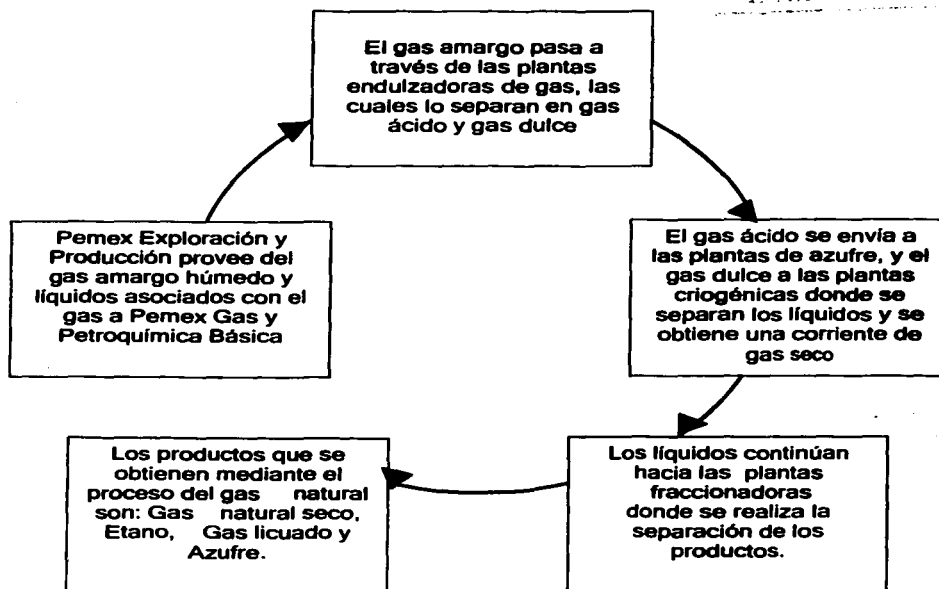


Figura II . 19 Procesos fundamentales para la producción de Gas y Líquidos

Pemex Gas y Petroquímica Básica, ha tenido grandes cambios estructurales y de afianzamiento de su proceso de modernización, por tales motivos adaptó su organización reagrupando sus actividades en cuatro perfiles de negocio: Gas natural, Gas licuado, Petroquímicos Básicos y Ductos.

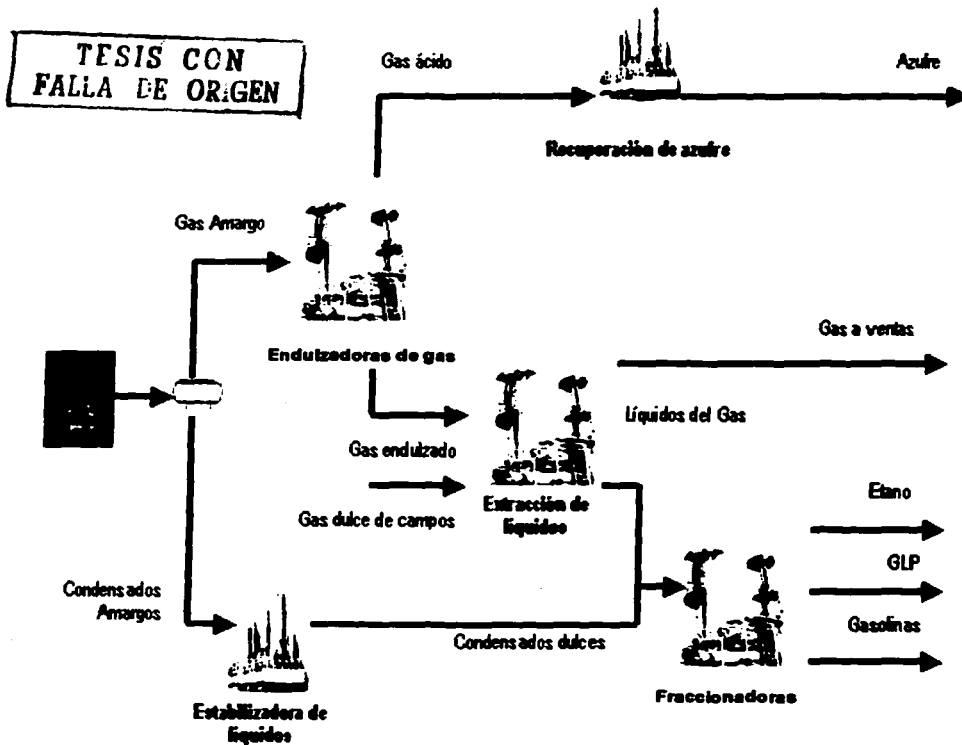


Figura II . 20 Esquema General de la Producción de Gas y Líquidos

REFINACIÓN DEL PETRÓLEO

Pemex Refinación se encarga de procesar el crudo, es decir separarlo en diversas fracciones que constituyen los diferentes combustibles, además de la distribución, almacenamiento y comercialización de productos petrolíferos.

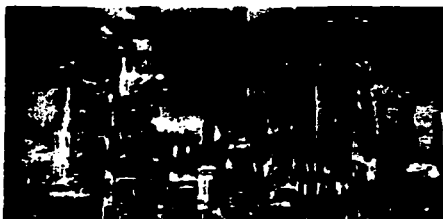


Figura II . 21 PEMEX Refinación

El petróleo crudo, tal como se extrae del subsuelo es muy espeso y para obtenerle provecho es necesario refinarlo. La refinación comprende una serie de procesos de separación, transformación y purificación, a través de los cuales el petróleo crudo es convertido en beneficiosos productos con innumerables usos, que van desde la sencilla combustión de un encendedor hasta la fabricación de productos intermedios, que a su vez, son la materia prima para la elaboración de otros productos industriales.



Figura II . 22 Distintos productos con innumerables usos provienen del Petróleo crudo

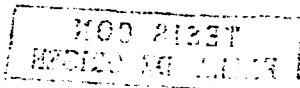
TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La refinación del petróleo empieza con la destilación o fraccionamiento del petróleo crudo en grupos de hidrocarburos y después a procesos químicos para extraerle gran parte de la complejidad de componentes que contiene.

Los hidrocarburos demasiado grandes o de cadenas con elevada masa molecular, son difíciles de transformar, por lo que se trata de aumentar la cantidad de fracciones mediante procesos catalíticos y térmicos, rompiendo su estructura para obtener hidrocarburos más pequeños.

Así pues los procesos de refinación del petróleo pueden catalogarse de manera habitual en los siguientes grupos:

- Separación, que consiste en separar el crudo en fracciones de acuerdo con su temperatura de ebullición. Empleando procesos físicos como destilación atmosférica y destilación al vacío.
- Conversión, en donde se transforman como se menciona anteriormente por medio de reacciones químicas, por acción del calor y frecuentemente por el uso de catalizadores. Empleando procesos como la reformación y desintegración o craqueo.
- Purificación, utilizado para eliminar de las fracciones destiladas las impurezas que en ellas se encuentran, con la finalidad de cumplir las especificaciones que requieren para su consumo. Por lo general la mayoría de los productos obtenidos de las fraccionadoras pueden continuar procesándose para mejorar la calidad.



DESTILACIÓN FRACCIONADA

El proceso de refinación aplicado a las simulaciones realizadas a lo largo de este trabajo es la destilación Fraccionada. La destilación es uno de los métodos más usados en la refinación del petróleo, en ciertos procesos ésta operación unitaria tiene un alto consumo energético que alcanza a constituir hasta una tercera parte de la totalidad del gasto de combustible, por lo que se trata de reducirlo, haciendo eficiente el consumo de la energía.

Debido a que los costos de la energía influyen primordialmente en los costos del refinado del petróleo, es indudable que impactan de manera directa en los precios del crudo y del gas natural.

La destilación fraccionada se fundamenta en las volatilidades de los diferentes hidrocarburos, las cuales varían inversamente con sus masas moleculares; de tal manera que los compuestos que poseen menor masa molecular tienen mayor volatilidad, teniendo su punto de ebullición a menor temperatura.

Para fraccionar el petróleo en la industria, se calienta previamente el flujo de alimentación antes de llegar a la columna de fraccionamiento, en donde los compuestos del petróleo crudo serán vaporizados, condensados y lavados repetidamente para lograr una separación satisfactoria.

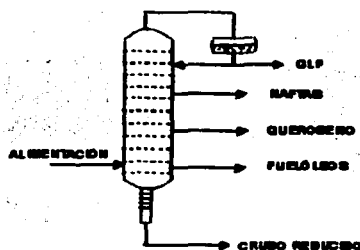


Figura II . 23 Columna de Fraccionamiento

Dentro de una columna, un plato actúa como una barrera al paso del vapor hacia la parte superior de la columna. A medida que el vapor se mueve hacia arriba, cada plato lo fuerza a burbujear a través de la fase líquida, permitiendo que una gran porción del material de mayor peso molecular se disuelva en el líquido y regrese a los platos inferiores, en tanto que los componentes más volátiles son vaporizados y pasan a los platos superiores. La separación depende del número de platos con que cuente la columna. Se desea que el diseño de una torre fraccionadora sea con el menor número de platos posibles.

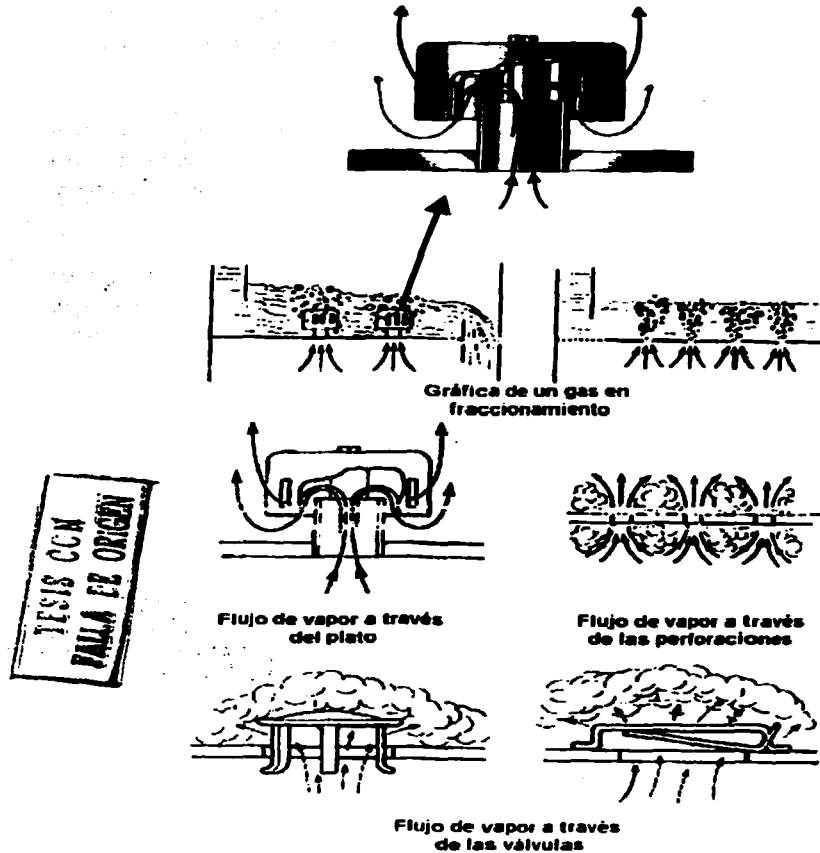


Figura II . 24 Comportamiento de un Plato de Burbujeo

Se llama sección de *absorción, enriquecedora o rectificadora* a la parte superior al plato de alimentación y a la parte inferior al alimentador se le conoce como *sección desorbedora o agotamiento*.

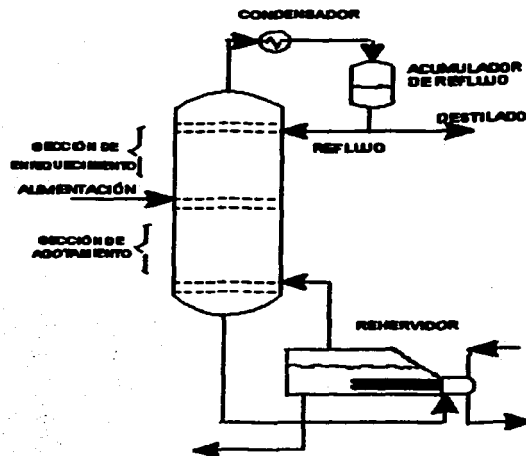


Figura II . 25 Columna de Destilación

El vapor que sube por la sección rectificadora se lava con el líquido para eliminar el componente menos volátil, este líquido de lavado se alcanza condensando el vapor que brota por la parte superior, enriquecido con el componente más volátil. El líquido regresado a la parte superior de la torre se llama *reflujo* y el producto arrojado es el *destilado*, el cual contiene en mayor proporción al componente más volátil encontrándose ya sea como líquido o vapor.

En la sección de agotamiento, el líquido se separa del componente volátil mediante vapor generado en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el rehervidor.. El líquido eliminado se llama *residuo* o *fondos*, el cual debe estar enriquecido con el componente menos volátil.

Los líquidos dentro de la columna siempre están en su punto de burbuja y los vapores en su punto de rocío, es por tal motivo que en el fondo de una fraccionadora, invariablemente encontraremos las temperaturas más elevadas y en la parte superior las menores temperaturas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

REC'D 21 1960
RECEIVED 9/1 6 1960

CAPÍTULO III

Plantas Desobutanizadoras

Poza Rica y Minatitlán



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

12

RECEIVED
FEDERAL BUREAU OF INVESTIGATION
U. S. DEPARTMENT OF JUSTICE

El estado de Veracruz es considerado uno de los más poblados de la República Mexicana, tiene un clima tropical y templado lluvioso. En el Norte y Sur del estado, se encuentran importantes complejos petroquímicos del país, Cosoleacaque, La Cangrejera, Pajaritos, y Morelos, además PEMEX Refinación Minatitlán y el Centro procesador de gas Poza Rica; quienes producen más del 80% de los productos destinados a mercados nacionales como internacionales.



figura III . 26 PEMEX en el estado de Veracruz

Veracruz esta dividido en siete zonas mostradas en la figura III . 9 . La Planta Poza Rica se localiza en la zona Totonaca y la Planta de Minatitlán en la zona De las Selvas



Figura III . 27 Localización de Poza Rica y Minatitlán

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

COMPLEJO PROCESADOR DE GAS POZA RICA

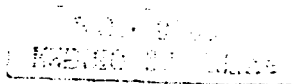
Fue en 1872 cuando indígenas totonacas cimentaron la primera población en los bordes del arroyo el Mollejón. El 13 de noviembre de 1951 se declara oficialmente como municipio de Poza Rica. En 1928 se perforó por primera vez un pozo petrolero, por lo que el complejo procesador de gas Poza Rica tiene sus comienzos en la industria petroquímica antes de la expropiación petrolera. Para 1930 se perfora el segundo pozo petrolero, considerado actualmente uno de los más productivos.



Figura III . 28 Complejo Procesador de Gas Poza Rica

El entonces Presidente de la República en el año 1965, Lic. Gustavo Díaz Ordaz, estableció formar el Instituto Mexicano del Petróleo, con el propósito de promover el desarrollo tecnológico en la industria petrolera, finalmente iniciando sus labores el 18 de marzo de 1966.

Desafortunadamente ese mismo año, la producción a nivel nacional de crudo bajo cuantiosamente debido a un accidente ocurrido el 14 de agosto de 1966 en la refinería de Poza Rica a causa de una línea de gas de alta presión que se llenó, provocando así una explosión que destruyó por completo la casa de bombeo y algunas otras instalaciones.



PLANTA DEISOBUTANIZADORA POZA RICA

Una de las tantas plantas con que cuenta el Complejo Procesador de Gas Poza Rica es la Planta Desisobutanizadora. La carga de alimentación que llega a esta planta entra a una temperatura de 225 °F y una presión de 128 psig al plato número 14 de la columna de fraccionamiento CO-T1, la cual tiene 50 platos en total y opera en la parte superior con una presión de 110 psig y en la parte inferior a 120 psig.

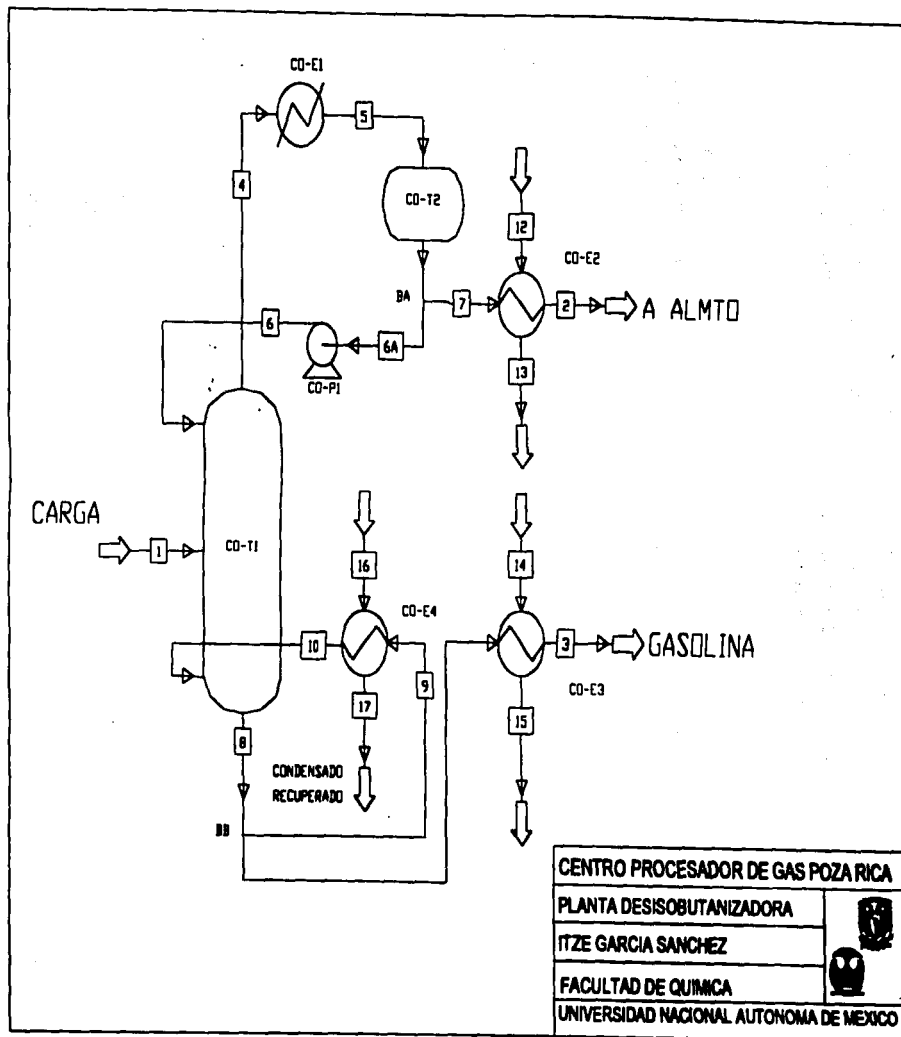
El vapor que emerge de la parte superior de la columna es enviado al condensador CO-E1 para bajar su temperatura aproximadamente a 110 °F y 100 psig, posteriormente el flujo se manda al acumulador de reflujo CO-T2 para de ahí ser enviado una parte como reflujo a la torre CO-T1 mediante la bomba CO-P1 para aumentar la presión y la otra parte es el producto destilado que contiene en mayor proporción isobutano.

Al producto destilado se le disminuye la temperatura hasta 100 °F para ser enviado a esferas de almacenamiento, utilizando agua de enfriamiento en el intercambiador de calor CO-E2. El flujo de agua de enfriamiento utilizado para este equipo es de 22 galones por minuto llegando al intercambiador a 90 °F y una presión de 73.4797 psi, la temperatura de salida que se requiere para enviar a servicios auxiliares es de 100 °F.

Por la parte inferior de la columna se obtiene una corriente líquida de butano, enviándose una porción al rehervidor CO-E4, para aumentar la temperatura y reenviarla como vapor nuevamente a la fraccionadora. El vapor utilizado en el rehervidor se alimenta a 80 psig y dado que es un vapor saturado, la temperatura es de 323.7269 °F, posteriormente el condensado recuperado se manda a servicios auxiliares.

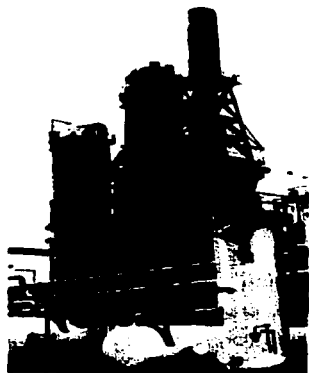
La otra parte que sale por los fondos rica en butano entra al intercambiador de calor CO-E3 para bajar la temperatura a 100 °F y la presión a 115 psig, el agua de enfriamiento empleada en esta sección tiene las mismas propiedades que la utilizada en el CO-E2, solo que el flujo de alimentación es de 630 galones por minuto. Este producto es gasolina enviada a la sección DA-703 para continuar con la separación de componentes.

En el siguiente Diagrama de Flujo de Proceso se muestra el proceso de la Planta Desisobutanizadora del Complejo Procesador de Gas Poza Rica.



REFINERÍA GENERAL LÁZARO CÁRDENAS MINATITLÁN

El fundador de la primera población fue Tadeo Ortiz en 1826, y fue hasta el 6 de septiembre de 1910 cuando se cataloga como una ciudad. El nombre Minatitlán es en honor a Francisco Javier Mina. En el año de 1906 surgen los inicios de la Refinería General Lázaro Cárdenas, siendo la ciudad petrolera más antigua, pues fue la primera gran refinería de Latinoamérica, actualmente cuenta con 27 plantas industriales.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Figura III . 29 Refinería General Lázaro Cárdenas Minatitlán

La empresa Person & Son Ltd fue la iniciadora de las exploraciones de petróleo en la congregación de Emilio Carranza en el año de 1901. El presidente Porfirio Díaz llenó el primer tanque con petróleo en el norte del Istmo de Tehuantepec en el año de 1905 simbolizando el inicio de la industria petrolera. Esto dió pie para que la empresa Person & Son Ltd instalara la primera refinería experimental en el mismo año.

Para 1909 Person & Son Ltd vendió la refinería a la empresa mexicana El Águila. En el año de 1962 FERTIMEX y complejo petroquímico Cosoleacaque, inician sus operaciones. Fue hasta 1974 cuando PEMEX hace uso de las instalaciones.

La Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, abastece de energéticos a Puebla, el sur de Veracruz, Tabasco, Campeche, Yucatán, Quintana Roo y parte del Distrito Federal. Dentro de la Refinería se encuentra la Planta Fraccionadora de Isobutano, de la cual se describen en seguida las partes simuladas en el presente trabajo.

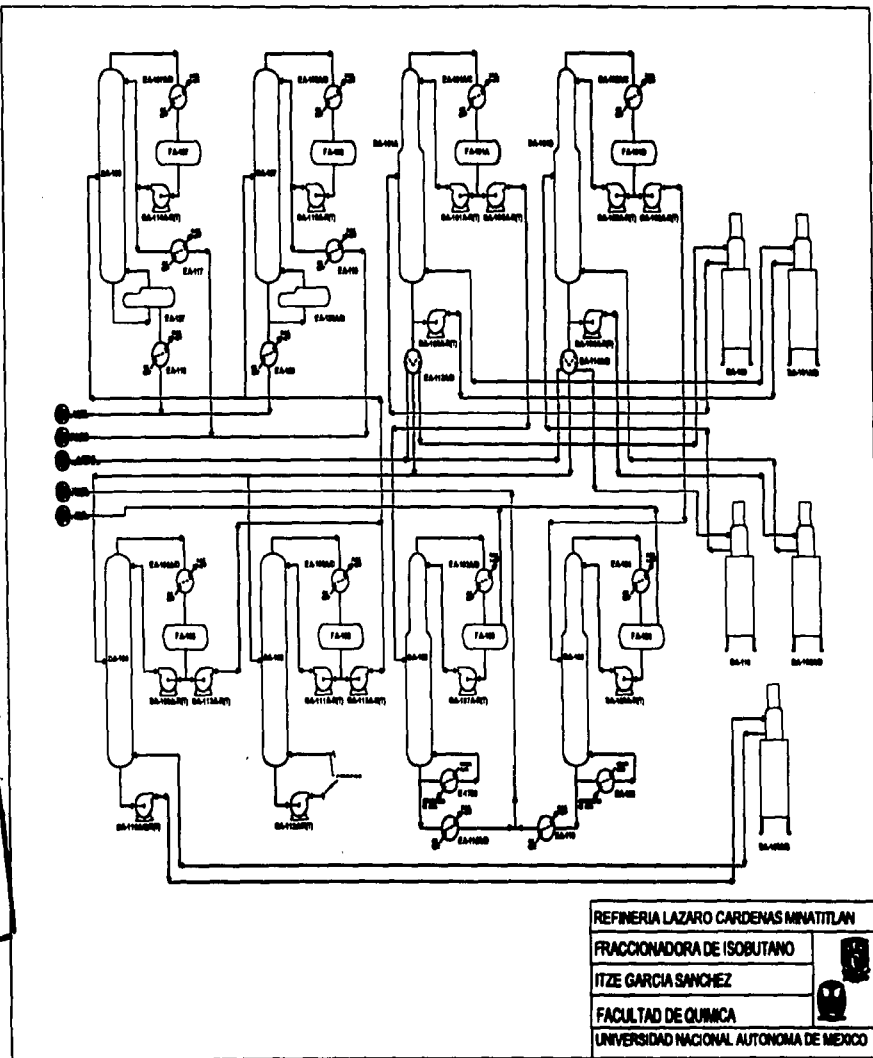
PLANTA FRACCIONADORA DE ISOBUTANO MINATITLÁN

La Planta Fraccionadora de isobutano de la Refinería de Minatitlán produce además de isobutano, una fracción de butano, propano y etano, contenidos en una corriente de alimentación procedente del Complejo Procesador de Gas Morelos, Veracruz.

La Planta está constituida por tres secciones:

Sección de Depropanización y deetanización
Sección de Debutanización y Desisobutanización
Sección de Fraccionamiento de Pentanos y Pesados

El Diagrama de Flujo de Proceso siguiente corresponde a la Planta Fraccionadora de Isobutano, en donde encontramos cada una de las secciones con que cuenta la Planta, y como están conectadas entre sí.



REFINERIA LAZARO CARDENAS MINATITLÁN
 FRACCIONADORA DE ISOBUTANO
 ITZE GARCIA SANCHEZ
 FACULTAD DE QUIMICA
 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO



TESIS CON
 FALTA DE ORIGEN

(SECCIÓN DE DEPROPANIZACIÓN Y DEETANIZACIÓN)

La mezcla de alimentación proveniente del Limite de Bateria, se encuentra a 68 °F y 421 psig, la cual se divide en dos corrientes que se conducen a precalentamiento para alimentarse cada una a las torres despropanizadoras DA-101 A y DA-101 B.

Una corriente se envía al intercambiador Fondo/Alimentación EA-113, en donde intercambia calor con la corriente del fondo de la torre DA-101 A para elevar su temperatura a 181.6 °F y enseguida fluye a control de flujo hacia el calentador a fuego directo BA-109 en donde alcanza la temperatura de 216.5 °F y una presión de 315 psig para ser alimentada a la torre DA-101 A. Debido a que las torres DA-101 A y DA-101 B con todos sus equipos operan de igual forma, la otra corriente también es enviada al intercambiador Fondo/Alimentación EA-114, de donde recibirá calor de la corriente del fondo de la torre DA-101 B, aumentando la temperatura a 181.6 °F y posteriormente en el calentador a fuego directo BA-110 para alcanzar las mismas condiciones antes descritas.

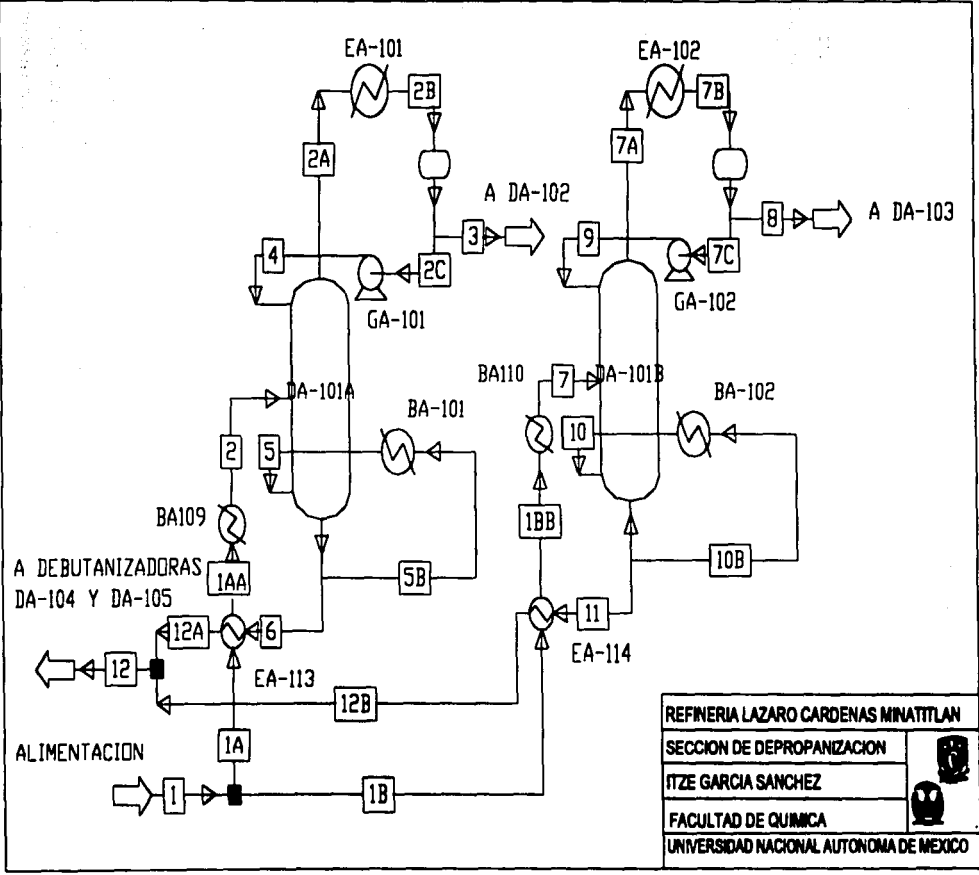
Ambas torres tienen 59 platos, el plato de alimentación tanto para la torre DA-101 A y DA-101 B es el 26 y opera con una presión de 315 psig. Por el destilado de cada torre se obtiene etano y propano que es enviado a las Deetanizadoras DA-102 y DA-103 donde son separados finalmente y por el fondo se obtiene butanos y demás componentes pesados.

El destilado de las torres DA-101 A y DA-101 B es obtenido a 142 °F y 315 psig y este se manda al condensador EA-101 y EA-102 respectivamente para enfriarse a 123 °F y disminuir la presión a 310 psig.

Una parte del condensado recibido en el acumulador de reflujo FA-101 A y FA-101 B se envía mediante la bomba GA-101 y GA-102 a 323 psig nuevamente a la torre como reflujo, y el resto del condensado como producto que se alimentará a la sección de deetanización.

A los rehervidores BA-101 y BA-102 se envía una parte de los fondos para su calentamiento y retorno a la columna y el resto de fondos se enfría en el intercambiador Fondo/Alimentación EA-113 y EA-114 para alcanzar una temperatura de 185.7 °F,

TESIS CON
FALTA DE ORIGEN



REFINERIA LAZARO CARDENAS MINATITLAN	
SECCION DE DEPROPANIZACION	
ITZE GARCIA SANCHEZ	
FACULTAD DE QUIMICA	
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	

posteriormente es enviado a control del nivel del líquido en el fondo de la torre, a las debutanizadoras DA-104 y DA-105, el flujo a cada torre está regulado en forma proporcional a cada una de las mismas mediante un control de relación de flujo enlazado a los controles de flujo de alimentación a cada torre.

Es necesario que los butanos depropanizados antes de continuar en el tren de fraccionamiento, se les baje su presión hasta 130 psig, entonces podrán ser alimentados a la sección de Debutanización.

SECCIÓN DE DEBUTANIZACIÓN Y DESISOBUTANIZACIÓN

La torre DA-104 tiene 40 platos y opera a una presión de 115 psig, la corriente de alimentación entra en el plato número 19 a una presión de 130 psig y 185.7 °F, en donde se separa el butano como destilado y los componentes más pesados por el fondo.

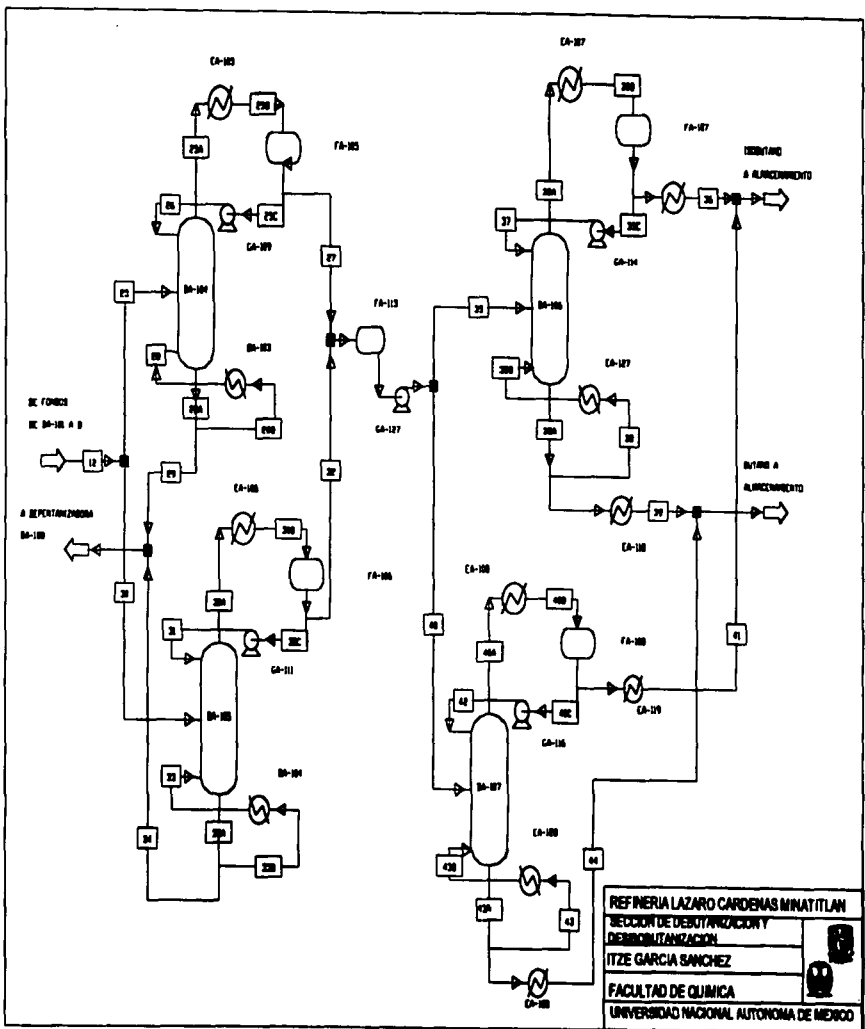
La corriente que sale por la parte superior se envía al condensador EA-105, en donde se condensa totalmente pues la temperatura baja a 147 °F al igual que la presión a 110 psig, este condensado se alimenta al acumulador de reflujo FA-105, para posteriormente ser enviado mediante la bomba GA-109 una parte a 120 psig como reflujo y la otra parte es el producto destilado enviado al tanque de almacenamiento FA-113 a 147 °F y 115 psig para ser mezclada con el destilado de la torre DA-105 y posteriormente alimentar a las fraccionadoras DA-106 y DA-107.

El flujo proveniente del fondo de la torre, una parte se manda al rehervidor BA-103, para vaporizarse parcialmente y regresarlo a la torre, mientras que el resto del producto son pentanos y demás compuestos pesados enviados a la Depentanizadora DA-108.

La Debutanizadora DA-105 tiene 45 platos y funciona a la misma presión que la torre DA-104, pero la alimentación entra en el plato 19 a 185.7 °F y 130 psig.

El vapor de butano obtenido por el domo de la columna se enfría en el condensador EA-106 a 147 °F y la presión baja a 110 psig, conduciéndose en estado líquido al acumulador de reflujo FA-106, de ahí una parte es enviada mediante la bomba GA-111 a 120 psig, nuevamente a la columna como reflujo y el resto al igual que la debutanizadora DA-104 es enviado a FA-113.





TESIS CON
FALTA DE ORIGEN

Por la parte de abajo una porción de los fondos es enviada al rehervidor BA-104 para retornarlo y el resto que es producto de pentanos y más compuestos pesados se manda a las Depentanizadoras.

La torre desisobutanizadora DA-106 consta de 65 platos y opera a una presión de 95 psig, el plato de alimentación es el 26, el flujo entra a la columna a 147 ° F y 95 psig, previamente se le disminuye la presión en la bomba GA-127; separándose el isobutano como destilado y por el fondo el butano que se envía a almacenamiento.

El isobutano que emerge por el domo en forma de vapor es condensado en EA-107 para convertirlo en líquido con una temperatura de 127 ° F y una presión de 90 psig, este condensado se alimenta al acumulador de reflujo FA-107, de allí se regresa una parte a la bomba GA-114 para aumentar la presión a 100 psig, y la otra parte se envía al intercambiador con la finalidad de obtener las propiedades 127 ° F y 165 psig del isobutano que irá a almacenamiento.

La presión de la columna DA-106 y del acumulador de reflujo FA-107 se conservan mediante un control sobre la línea de vapor del domo, el cual ajusta el flujo de la derivación de vapor caliente que va del domo de la torre al tanque acumulador, en función de las desviaciones al valor de la presión de ajuste que se verifiquen en la torre, conservando a su vez la caída de presión especificada entre el domo de la torre y el tanque acumulador. También el tanque acumulador de reflujo cuenta con un control de presión que regula las sobrepresiones en el sistema, abriendo una válvula en el parte superior del acumulador, que conecta al desfogue cuando es necesario purgar incondensables.

Por los fondos se obtiene una corriente rica en butanos, la cual se envía una parte al rehervidor EA-127, que es un intercambiador calentado con vapor de baja presión, en donde parte se vaporiza y retorna a la misma torre para proseguir la separación, el resto del producto es butano que se manda antes de ser enviado a almacenamiento al enfriador EA-118 para reducir su temperatura y presión a 110 ° F y 75 psig.

La temperatura del fondo de la torre DA-106, se mantienen mediante un controlador, el cual ajusta el flujo de vapor de baja presión a los tubos de EA-127, por medio de una

válvula que controla la salida del condensado de vapor, en función de la temperatura preestablecida para la corriente de retorno a la torre DA-106.

La columna DA-107 opera en condiciones similares a la torre DA-106, solo que las composiciones de alimentación son diferentes. El destilado obtenido por el domo es enviado al acumulador de reflujo FA-108, después a una parte se le aumenta la presión en la bomba GA-116 para retornarla a la torre y la otra parte entra al intercambiador EA-119 para finalmente enviar el isobutano a almacenamiento.

En los fondos al igual que las anteriores fraccionadoras una parte se manda al rehervidor EA-128 y la otra parte al intercambiador EA-120 para obtener las condiciones necesarias para ser enviado a almacenamiento en un flujo controlado en función del nivel de líquido en el fondo de la torre.

SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE PENTANOS Y PESADOS

Los pentanos y pesados obtenidos de los fondos de las debutanizadoras DA-104 y DA-105 son enviados a la columna DA-108, el destilado derivado rico en isopentano es enviado a la columna DA-109 y los fondos ricos en compuestos pesados y un poco de pentano, se mandan a la torre DA-110.

De la columna DA-109 se destila isopentano que se envía directamente a almacenamiento, y por los fondos se obtiene pentano que de igual manera se envía a almacenamiento.

La corriente obtenida por el domo de la columna DA-110 se envía como carga a la Unidad BTX, la cual contiene un pequeño porcentaje de isopentano, pentano y en mayor proporción los demás pesados. Por otro lado, los fondos obtenidos de la misma columna se alimentan a una nueva fraccionadora, la columna DA-111 en donde se recolecta por la parte superior Nafta pesada y por los fondos Diesel.

1. [Illegible text]

2. [Illegible text]

3. [Illegible text]

4. [Illegible text]

5. [Illegible text]

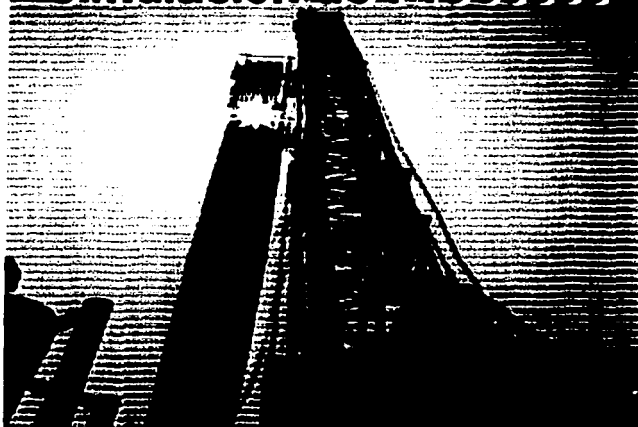
6. [Illegible text]

7. [Illegible text]

8. [Illegible text]

CAPÍTULO IV

Simulación de Procesos



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

50

NOV 1947
WINDING UP ALIEN

LA SIMULACIÓN DE PROCESOS EN INGENIERÍA QUÍMICA

La Simulación es una práctica para evaluar un proceso basándose en la representación del mismo, mediante la aplicación de modelos rigurosos. El número de variables que aparecen en los modelos matemáticos de una planta química son muy grandes, de manera que el número de ecuaciones no lineales por resolverse alcanzan el orden de miles, así que la única forma de solucionarse es con ayuda de un programa de computadora ó simulador, el cual permite tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso.

Modelo es una representación simplificada de un sistema correspondiente a un proceso natural o industrial. Un simulador contiene un modelo el cual es capaz de ejecutarlo dadas ciertas condiciones de operación de una forma sistemática, considerando requerimientos específicos o restricciones.

La iniciación del desarrollo tecnológico en Simulación de procesos fue pausado, para 1980 empezaron algunas compañías a comercializar los software que elaboraban sobre simulación, pero la información de entrada y salida era muy rígida y de difícil interpretación. Fue hasta finales de los 80's cuando comenzó el desarrollo de la simulación interactiva y su comercialización marcó el comienzo del uso intensivo y generalizado tanto en la industria así como en las universidades.

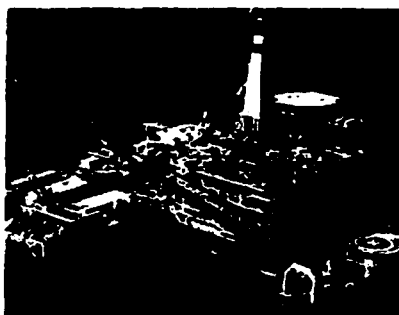


Figura IV . 30 Industria Petrolera en México

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La simulación es una herramienta de desarrollo en la Ingeniería Química, la realización de un proyecto de simulación sigue un proceso progresivo que empieza en el planteamiento del problema y los objetivos. Después se hace el acopio de datos, la elección, la construcción y la validación de los modelos. Luego se pasa a una etapa intensa de experimentación en la computadora de situaciones que alternan aciertos y errores hasta llegar al logro de los objetivos.

Se pueden realizar simulaciones con diferentes niveles de sofisticación en distintas etapas del desarrollo de un proyecto industrial, como las siguientes:

- a) Investigación y desarrollo. Puede usarse para probar la factibilidad técnica y económica del proyecto.
- b) Etapa crítica en la toma de decisiones. Para probar diferentes alternativas de proceso y condiciones de operación. Cuando un proceso es económicamente atractivo, se deben probar diferentes alternativas de tamaño y localización de la planta industrial y determinar condiciones de operación óptimas.
- c) Planta Piloto. Simulación con modelos más sofisticados para obtener mejores estimaciones de las condiciones de operación a escala industrial.
- d) Diseño. La simulación proporciona todos los datos requeridos del proceso para el diseño detallado de los diferentes equipos.
- e) Simulación de Plantas existentes. Es muy común cuando es necesario cambiar las condiciones de operación, o cuando se quieren sustituir materias primas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Figura IV . 31 Se realizan Simulaciones en distintas etapas del desarrollo de un proyecto industrial

La Simulación de procesos químicos es imprescindible para la solución de problemas de procesos, pudiendo así analizar plantas químicas en operación como se mencionó anteriormente, realizando entre otras cosas, lo siguiente:

- Detección de cuellos de botella en la producción
- Predecir efectos de cambios en las condiciones de operación y capacidad de la planta
- Optimización de las variables de operación
- Optimización del proceso cuando existen cambios en los insumos o en condiciones económicas
- Análisis de nuevos procesos para nuevos productos
- Buscar alternativas para reducir el consumo de energía
- Análisis de condiciones críticas de operación
- Análisis de factibilidad y viabilidad de nuevos procesos
- Minimizar la producción de desechos y contaminantes

El usar "modelos" dentro de la Simulación es muy común en Ingeniería Química, pero es más reciente el manejo de "modelos dinámicos" en vez de los "modelos en estado estacionario". Por tal motivo se encuentran actualmente en el mercado sofisticados paquetes computacionales, los cuales poseen sofisticadas herramientas matemáticas, éstas pueden solucionar tanto la condición inicial de estado estacionario así como los siguientes cambios dinámicos.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Figura IV . 32 Actualmente existen sofisticados simuladores de Procesos

Actualmente se están sustituyendo y no complementando, los simuladores de estado estable por los dinámicos. Hysys por ejemplo, puede cambiar del estado estable a dinámico con una sola tecla. Speedup, de Aspen Technologies, complementa a su producto de estado estable, Aspen Plus.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Figura IV . 33 Actualización de los Simuladores de Procesos

Para la realización de una simulación de procesos es esencial contar con elementos principales tales como Modelos, Algoritmos, Soporte Computacional e Interfase con el usuario.

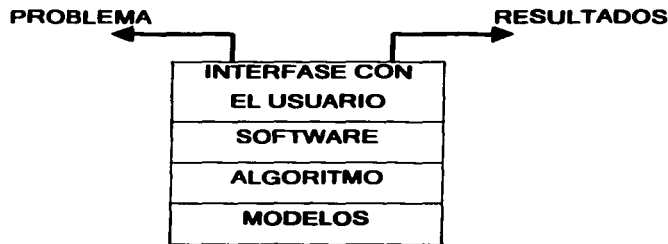


Figura IV . 34 Elementos de un Sistema de Simulación de Procesos

MODELOS

El conocimiento sobre el comportamiento de la materia es el meollo de los simuladores. Formas esencialmente comunes de proveer la información sobre la naturaleza, particularmente de fluidos, son los modelos de propiedades de transporte (densidad, viscosidad, conductividad térmica) y de termodinámica (equilibrio entre fases,

entalpías), es decir todas las relaciones matemáticas provenientes de las leyes de conservación.

Los modelos se representan por ecuaciones algebraicas y/o diferenciales, los cuales pueden ser utilizados, con relativa confianza, para prever el comportamiento del proceso bajo distintas condiciones y aprovecharlos para el diseño del proceso, su optimización y control.

Aspectos importantes en el desarrollo de un "modelo" son:

- Formulación de ecuaciones de balance de materia y energía.
- Ecuaciones cinéticas apropiadas para las reacciones químicas.
- Velocidades de transferencia de masa y calor.
- Rigurosidad, nivel de detalle, precisión, validez y generalidad

Los principios para la modelización matemática son:

- El modelo matemático puede ser solo una aproximación de los procesos reales, los cuales son a menudo muy complejos y a veces parcialmente comprendidos. Es posible desarrollar varios modelos diferentes para un proceso y tener la posibilidad de mejorar la descripción global del mismo.
- Modelar es un proceso de desarrollo continuo. Se empieza a desarrollar un modelo simple hasta hacerlo más complejo. El modelo deberá proporcionar al final una descripción razonable del proceso y debe ser capaz de ser usado.
- El proceso de modelización sugiere también la necesidad de menos datos o bien la necesidad de la experimentación para descubrir varios aspectos del comportamiento del proceso, que no están bien comprendidos.
- Los modelos deben ser robustos y reales.

La persona que modeliza un proceso se compromete a considerar la naturaleza de todos los parámetros importantes del proceso, sus efectos sobre el mismo y cómo cada parámetro puede ser definido en términos cuantitativos.

ALGORITMOS

Al conjunto de operaciones y procedimientos a seguir para resolver un problema matemático es lo que llamamos algoritmo. Por medio de éste se realiza un análisis previo del problema a solucionar que nos permite encontrar un método para resolverlo. El problema matemático se sujetará al tipo de estudio o recursos disponibles, por lo que puede contener ecuaciones algebraicas lineales y no lineales así como ecuaciones diferenciales. De tal manera que un algoritmo debe ser lo más general posible, eficaz en términos de ejecución y almacenamiento, firme y práctico.

SOPORTE COMPUTACIONAL

El Soporte Computacional encierra todas las herramientas precisas para que los algoritmos se ejecuten en la computadora, tales como programas, lenguaje de programación, codificaciones, estructura de datos, interfase con el sistema de archivo, documentación y arquitectura del sistema.

El Soporte Computacional esta constituido por Soporte Lógico o *software* y por Soporte Físico o *hardware*. Se define hardware como objetos de un proceso informático que pueden describirse, mediante parámetros y expresiones físicas. Su complemento es el software que son objetos de un proceso informático que pueden describirse, mediante expresiones lógicas. Un buen Soporte Computacional debe ser de fácil entendimiento, mantenimiento y transportable.

INTERFASE CON EL USUARIO

Por este elemento el usuario detalla su problema en específico, manipulando un lenguaje de acceso al sistema, obteniendo los reportes que recapitulan los resultados, así como la documentación adecuada para la utilización del sistema y los archivos de interacción con otros programas o sistemas. Se debe pretender que en general la entrada de datos y salida de resultados resulten para el usuario lo más cómodo, ventajoso y práctico posible.

ENFOQUE DE LOS SISTEMAS DE SIMULACIÓN

La estructura de un Sistema de Simulación esta integrado por los diagramas de bloques que constituyen los modelos de las operaciones unitarias implicadas en el proceso.

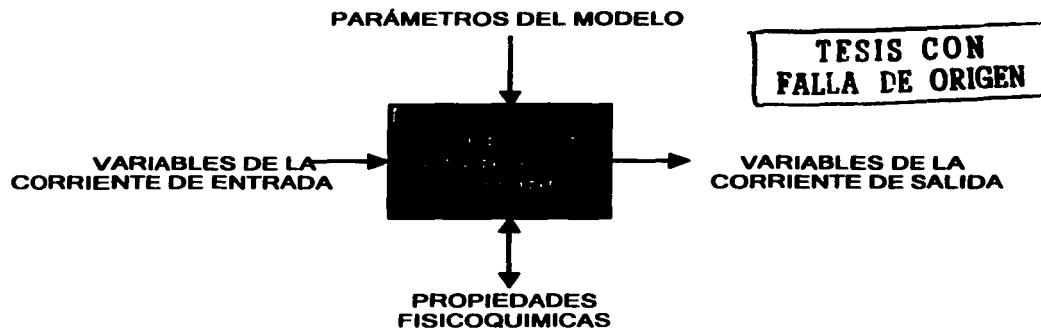


Figura IV . 35 Estructura de un modelo de operación unitaria

Cada unidad de proceso está modelada por un acopio de grandes sistemas de ecuaciones por resolver. Así pues todo modelo contiene métodos concretos de solución y convergencia; tratando de que por lo regular sea siempre posible para un módulo dar una respuesta para un conjunto de datos de entrada, siendo esas respuestas las entradas del siguiente módulo-equipo.

Lo contrario es un simulador por ecuaciones simultáneas, en donde cada modelo de operación unitaria contribuye con una cierta cantidad de ecuaciones y condiciones para posteriormente solucionarse por métodos generales y robustos. Este segundo método tiene ventajas sobre el primero pues es más apto para la modelación dinámica.

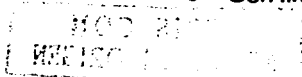
De tal manera que se hallan dos distintas orientaciones para solucionar las ecuaciones concebidas por los modelos, que son la Orientación Modular y la Orientación hacia Ecuaciones. Cada una de estas orientaciones contienen dos enfoques:

Orientación Modular

- Modular secuencial
- Modular simultáneo o doble rompimiento

Orientación hacia Ecuaciones

- Con rompimiento
- Con linearización simultánea

**ORIENTACIÓN MODULAR**

- Cada operación ó proceso se representa con un Módulo que contiene un modelo de dicha unidad.
- Un módulo se caracteriza por corrientes de entrada, parámetros de diseño y operación del equipo, y genera un conjunto de variables de salida.
- Las salidas de un módulo son las entradas del siguiente dentro del proceso productivo.
- Se resuelve cada módulo en forma independiente y secuencial según la estructura del diagrama de flujo.

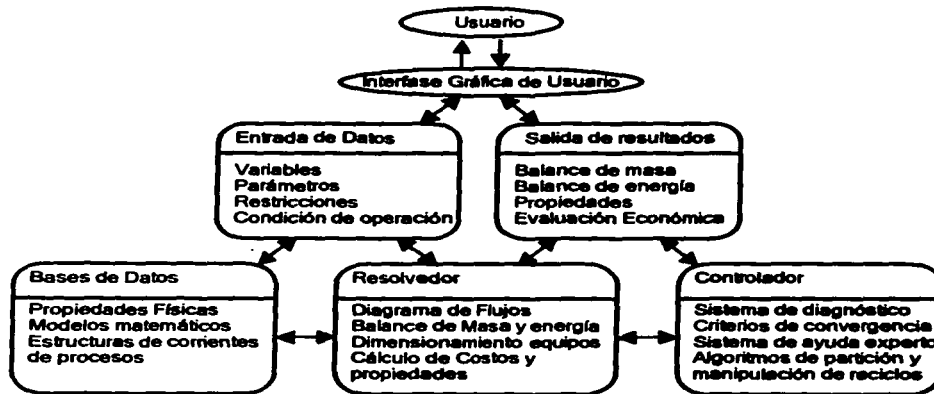


Figura IV . 36 Estructura General de un Simulador Modular de Procesos

ENFOQUE MODULAR SECUENCIAL

El enfoque modular secuencial, es aquel en que el proceso es simbolizado por un conjunto de módulos y cada uno de estos describe una diferente operaciones unitaria; en donde la finalidad de los cálculos en cada modulo es obtener para las corrientes de salida los valores de las variables en base a los valores establecidos de las variables de las corrientes de entrada y los parámetros del equipo.

Para llevar a cabo una simulación con enfoque modular secuencial, se deben seleccionar las corrientes de corte por medio de la partición del diagrama así como proporcionar los valores iniciales de las también llamadas corrientes de recirculación, de tal manera que se especifiquen los ciclos y determinar la secuencia de cálculo y el algoritmo de convergencia más apropiado. Pero además de los datos de las corrientes de entrada que son simples, se hallan otros valores que a diferencia de los primeros, no se pueden introducir directamente tales como las especificaciones de diseño, éstas requieren de un último ciclo restrictivo.

De esta manera los módulos son resueltos en forma escalonada hasta que se satisfaga la convergencia. El primer ciclo iterativo es la evaluación de las propiedades termofísicas, le sigue el ciclo destinado a la solución de las ecuaciones concretas para cada operación unitaria, el tercer ciclo es fundamental para alcanzar la convergencia de las corrientes de recirculación y un ciclo exterior para la convergencia de las especificaciones de diseño.



Figura IV . 37 Ciclos múltiples de iteración

Se necesita más uso del soporte computacional para realizar la Optimización dentro de este tipo de enfoque modular secuencial, por lo que no resulta del todo eficiente pues se requieren mayores ciclos.

ENFOQUE MODULAR SIMULTANEO O DOBLE ROMPIMIENTO

Este tipo de enfoque resulta ser satisfactorio en procesos donde los ciclos de recirculación son independientes pues la convergencia se da de manera acelerada, a diferencia de procesos complejos, con ciclos de recirculación anidados y rigurosas restricciones, pues la convergencia es lenta.

La diferencia entre este tipo de enfoque con el anterior está en que convergen simultáneamente las ecuaciones de las corrientes de recirculación y las restricciones de diseño y no en ciclos, además utiliza dos tipos de modelos, modelos Simples y modelos Rigurosos.

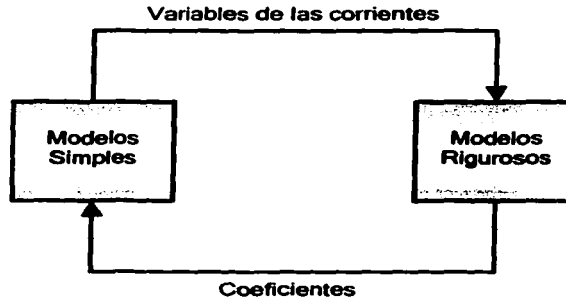


Figura IV . 38 Concepto básico del enfoque modular simultáneo

Los modelos Rigurosos al igual que en el enfoque modular secuencial, determina una operación unitaria con el modelo completo de ecuaciones, dicho de otra manera son utilizados para determinar parámetros de modelos simples. Los modelos Simples resuelven todas las variables de las corrientes del proceso y si no se obtuviese la

convergencia una vez resuelto el modelo Simple, es posible llamar nuevamente a los modelos Rigurosos.

Dentro del enfoque modular Simultaneo, se utilizan cada nuevo estimado para generar un nuevo conjunto de ecuaciones. Este procedimiento se repite hasta que la discrepancia entre los valores de los parámetros del modelo simple son lo más pequeños posibles dentro de la tolerancia especificada.

El enfoque modular Simultáneo es de los más eficaces puesto que se calculan al mismo tiempo las especificaciones de diseño de todo el proceso y no hay necesidad de los ciclos iterativos como en el enfoque modular secuencial. Además puede aprovechar el soporte computacional desarrollado para el enfoque modular secuencial en la resolución para cada operación unitaria. Finalmente el buen funcionamiento del enfoque modular Simultaneo reside en la eficiencia de los métodos manejados para resolver los sistemas de ecuaciones.

ORIENTACIÓN A LAS ECUACIONES

Esta orientación integra procedimientos que organicen y representen las ecuaciones que constituyen al proceso completo. De tal manera que se agrupan todas las ecuaciones de cada operación unitaria, corrientes de recirculación así como especificaciones de diseño estableciendo un sistema de ecuaciones algebraicas a ser resuelto.

Dentro del sistema de ecuaciones, las variables independientes corresponden a las especificaciones de equipo y variables de las corrientes de alimentación, por otro lado las variables dependientes deben contener las variables de las corrientes de salida, Intermedias e internas.

La Orientación a ecuaciones es más flexible a diferencia de los Sistemas modulares ya que generan diferentes sistemas de ecuaciones no lineales y éstas eliminan la ineficiencia de la iteración de los ciclos. Sin embargo estos métodos pudieran ser tan rígidos que den un resultado poco consistente termodinámicamente o bien un resultado físicamente imposible.

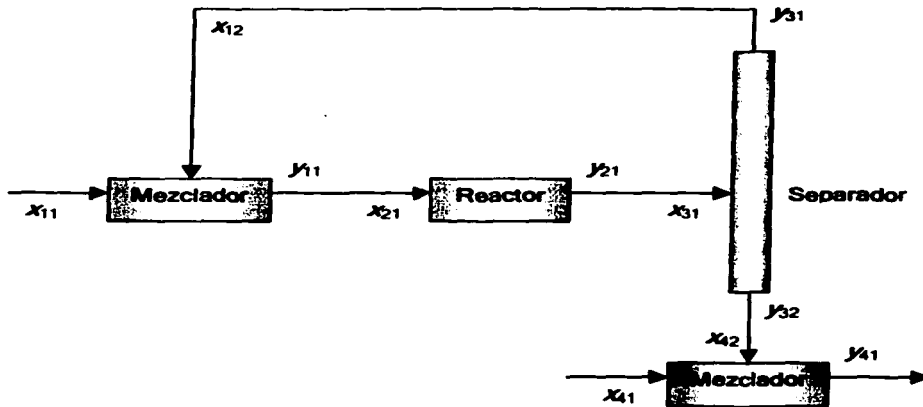


Figura IV . 39 Proceso con recirculación simple

En la figura se ilustra un sencillo diagrama de flujo de proceso que comprende cuatro unidades (dos mezcladores, un reactor y un separador) así como corrientes de recirculación.

Podemos escribir los modelos de ecuaciones de la siguiente manera:

$$\left. \begin{aligned}
 f_1(x_{11}, x_{12}, y_{11}) &= 0 \\
 f_2(x_{21}, y_{21}, u_2) &= 0 \\
 f_3(x_{31}, y_{31}, y_{32}, u_3) &= 0 \\
 f_4(x_{41}, x_{42}, y_{41}) &= 0
 \end{aligned} \right\}$$

Usando la siguiente notación:

x_{ij} input j to unit i ,

y_{ij} output j from unit i ,

u_i unit parameters for unit i ,

Agrupando ecuaciones

$$x_{12} - y_{31} = 0$$

$$x_{21} - y_{11} = 0$$

$$x_{31} - y_{21} = 0$$

$$x_{42} - y_{32} = 0$$

Los modelos de ecuaciones escritas describen los balances de materia y energía, propiedades físicas y otras correlaciones, lo que permite relacionar las corrientes de entrada y salida. Por cada unidad existen parámetros u_i para describirla por completo. Por ejemplo, el volumen del reactor esta operando a una temperatura y presión que están comúnmente entre esos parámetros. En este ejemplo se considera que el mezclador no tiene estos parámetros y por eso ninguno es considerado en las funciones f_1 y f_2 .

Las especificaciones en el diagrama de flujo de nuestro sencillo ejemplo pueden ser dadas por la computadora como una lista de corrientes interconectadas. Entonces para cada unidad las corrientes de entrada y salida pueden ser nombradas. La siguiente lista podría representar el diagrama de flujo del proceso para este problema.

Corrientes	Uniones en el flowsheet
S1	Alimentación x_{11}
S2	$y_{31} - x_{12}$
S3	$y_{11} - x_{21}$
S4	$y_{21} - x_{31}$
S5	$y_{32} - x_{42}$
S6	Alimentación x_{41}
S7	Salida y_{41}

Unidad	Equipo	Corrientes de alimentación	Corrientes de salida
1	Mezclador	S1, S2	S3
2	Reactor	S3	S4
3	Separador	S4	S2, S5
4	Mezclador	S5, S6	S7

ENFOQUE HACIA ECUACIONES CON ROMPIMIENTO

La finalidad de este enfoque es disminuir el número de variables de corte que pueden ser iteradas, suponiendo variables y siguiendo procedimientos de sustitución continua, estas variables supuestas deben estar bien claras en las ecuaciones.

El usuario decidirá cuales son las variables a suponer, variables de diseño, así como las ecuaciones a ser resueltas y en que secuencia se solucionarán las mismas. Se ha estudiado que el rompimiento exclusivamente consigue reducir, por un factor de cuatro, a él número de ecuaciones que son resueltas paralelamente.

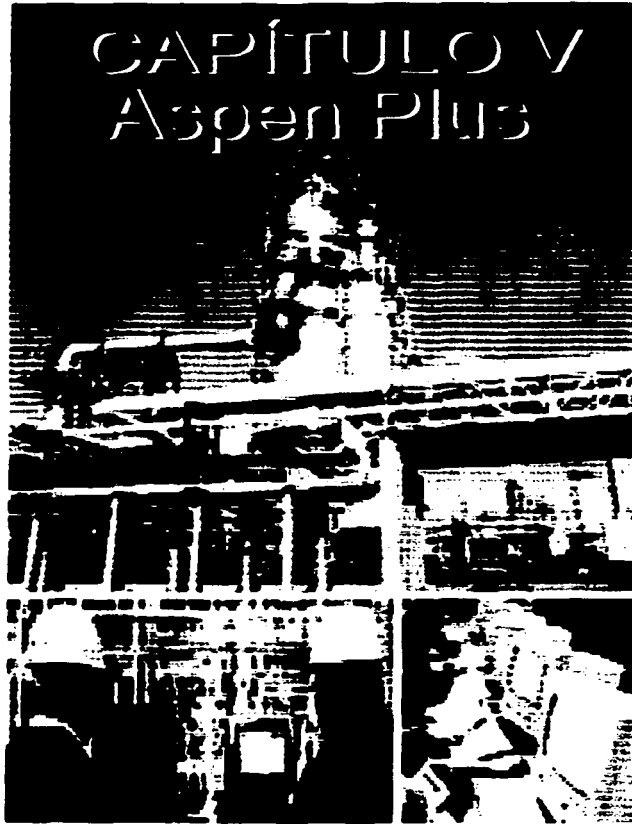
ENFOQUE HACIA ECUACIONES CON LINEALIZACIÓN SIMULTÁNEA

Cada una de las ecuaciones que describen el proceso intrínsecamente en este tipo de enfoque, son resueltas simultáneamente empleando los métodos Newton o Quasi-Newton. Las ecuaciones a diferencia del enfoque modular, se pueden resolver en cualquier orden. Los problemas de sensibilidad se excluyen por completo debido a que todas las ecuaciones son resueltas paralelamente, pues no se resuelven ciclos anidados.

Un inconveniente que quizá se observe en este enfoque es la facilidad para resolver matrices la cual puede resultar poco eficiente debido a la lentitud para solucionar esas dimensiones en forma simultánea. Resultando quizá un problema para detectar errores pues la solución pudiera ser incorrecta con resultados irreales físicamente .

Otra desventaja en comparación al anterior enfoque mencionado hacia ecuaciones con rompimiento es que la solución del enfoque con linealización simultánea puede depender de valores que no son correctos conduciéndonos a resultados erróneos.

CAPÍTULO V Aspen Plus



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

73

REC'D
MAY 10 1964

PROGRAMAS COMPUTACIONALES USADOS COMO HERRAMIENTAS PARA OPERACIONES Y PROCESOS INDUSTRIALES

Matemáticos	MATLAB, MATHEMATICA, MAPPLE, MATHCAD, etc.
Modulares	METSIM, ASPEN-Plus, CHEMCAD, SuperPro-Designer, SIMULINK, MICROSIM, etc.
Fenomenológicos	FLUENT, PHOENICS, LEACH, MULTIFLOW, EQ3/6, OLI, PHREEQC, etc.

Existe una gran variedad de simuladores de procesos químicos, de los cuales algunos son poderosas herramientas de cálculo para los procesos industriales, con enormes bases de datos.

Un aspecto muy importante en los simuladores de procesos, es la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso, estas propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía al grado de que si tenemos buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán más confiables.

Los simuladores modernos permiten la selección de los modelos de propiedades termodinámicas adecuados a la naturaleza de los componentes químicos, estado de agregación y condiciones de operación.

Las compañías que se reparten la totalidad del mercado de la simulación de procesos son Hyprotech, AspenTech y Simulation Sciences. Cada una de ellas ha desarrollado sus simuladores de procesos, utilizando tecnologías muy diversas.

En particular la industria del petróleo y gas han sido una de las preferidas por las compañías de simulación de procesos. Otras áreas, como la petroquímica ó polímeros presentan una problemática más compleja para las compañías de simulación, esto se debe a que trabajan con procesos altamente especializados, por lo que en numerosas ocasiones estos modelos forman parte del *Know-how* privado de la compañía.

IMPORTANCIA DEL USO DE LOS SIMULADORES DE PROCESOS

La formación del nuevo ingeniero químico debe estar bien reforzada en Ingeniería ambiental y Simulación de Procesos en ingeniería química, el uso de los simuladores de procesos está relacionado con estas áreas.

En México el uso de los simuladores de procesos está redituando enormes beneficios a las industrias que han tomado la decisión de utilizarlos.

La variedad de aplicaciones de los simuladores de procesos es muy grande, anteriormente sólo lo usaban los ingenieros que diseñaban procesos, ahora manejan simuladores los ingenieros ambientales, ingenieros de proceso y los ingenieros de planta, ingenieros con poca o ninguna instrucción de programación pueden modelar procesos complejos.

SIMULADOR ASPEN PLUS

ASPEN PLUS es una herramienta usada por ingenieros para diseñar o modelar algún proceso ya sea en la industria química, petroquímica, refinación del petróleo, procesos del gas, combustibles, aceites, metales, minerales, papel, alimentos, farmacéuticos, generación de potencia y biotecnología.

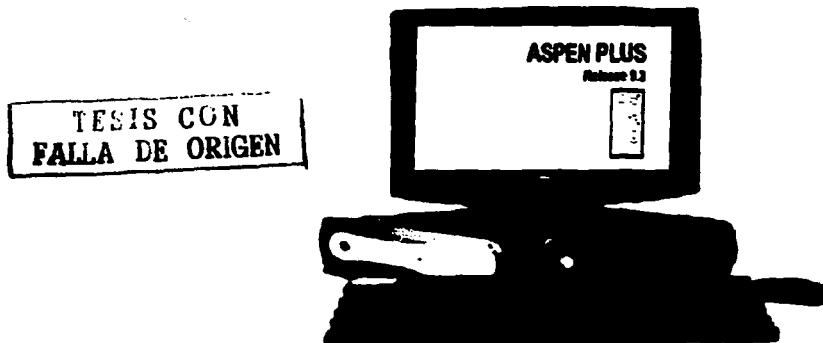


Figura V . 40 Aspen Plus Release 9.3

Los datos termodinámicos dados por ASPEN PLUS, son fiables, las condiciones en que opera son realistas y gracias a rigurosos modelos se puede simular el comportamiento actual de una planta, que es el estudio del presente trabajo. La Simulación se llevo a cabo en el simulador ASPEN PLUS Release 9.3, el cual se considera un programa de simulación modular secuencial.

Este simulador ayuda a analizar y optimizar plantas ya existentes realizando corridas para diversos casos y rediseñarlas. Además es un soporte a lo largo de todo el ciclo de vida de un proceso químico, para la investigación y desarrollo a través de la planeación y producción del proceso.

Durante los estudios de Simulación en la planta del proceso puede evitarse errores costosos y mejorar la productividad. Ingenieros de proceso pueden usar un modelo de simulación para optimizar el proceso, marcando una serie de estudios del caso para asegurar que la planta trabajará apropiadamente bajo un amplio rango de condiciones de operación.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Figura V . 41 Ingenieros de Proceso usan modelos de Simulación para optimizar el Proceso

Para una planta existente, un modelo de ASPEN PLUS puede servir como una poderosa herramienta para que los ingenieros de planta mejoren las operaciones de la misma, de igual manera mejorar el rendimiento y reducir el consumo de energía. El modelo puede ser usado para determinar cambios necesarios en las condiciones de

operación para llevar a cabo cambios en las corrientes de alimentación, cambios en los requerimientos de los productos y cambios en las condiciones ambientales.

Finalmente, el modelo puede ser usado para estudiar posibles modificaciones en la planta "cuellos de botella" o para mejorar la planta incorporando nueva tecnología, así como mejorar el catalizador, un nuevo solvente o una unidad de proceso. La mejor manera de aprender los conceptos básicos de ASPEN PLUS es usándolo.

Los datos de entrada mínimos requeridos para hacer una corrida de simulación, los cuales se incluyen en el Input, son: Setup, Components, Properties, Flowsheet, Streams y Blocks.

SETUP

En el Setup se incluyen las especificaciones de entrada principales, título del diagrama de flujo del proceso, componentes, propiedades, corrientes de alimentación, condiciones de operación, costos de estimación, unidades de datos de entrada y salida y métodos de convergencia.

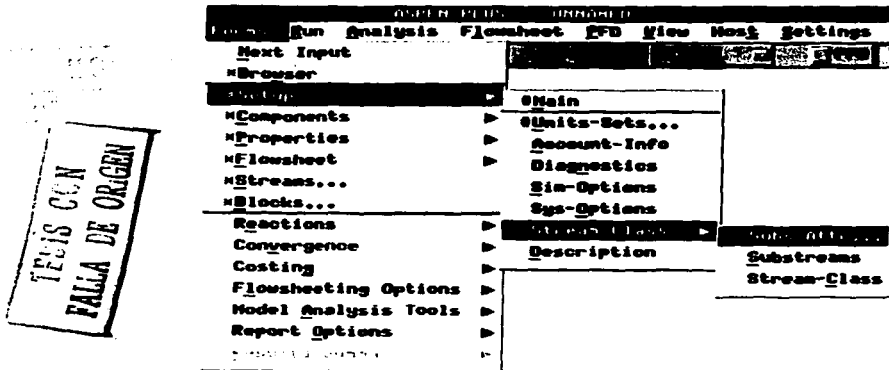


Figura V . 42 Especificaciones principales encontradas en el Setup

COMPONENTS

Es una ventana usada para especificar todos los componentes requeridos para la simulación. Si se dispone de otros parámetros como pesos moleculares, propiedades críticas, etc., estas se introducen en los datos.

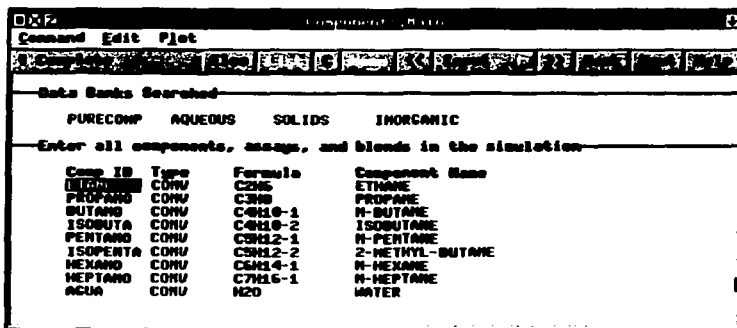


Figura V . 43 Especificación de Componentes

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROPERTIES

Es una colección de métodos y modelos que Aspen Plus usa para el programa computacional, para el cálculo de las propiedades físicas que describen los componentes y son usados en la simulación.

Las propiedades termodinámicas son:

- Coeficiente de fugacidad
- Entalpía
- Entropía
- Energía libre de Gibbs
- Volumen

Las propiedades de transporte son:

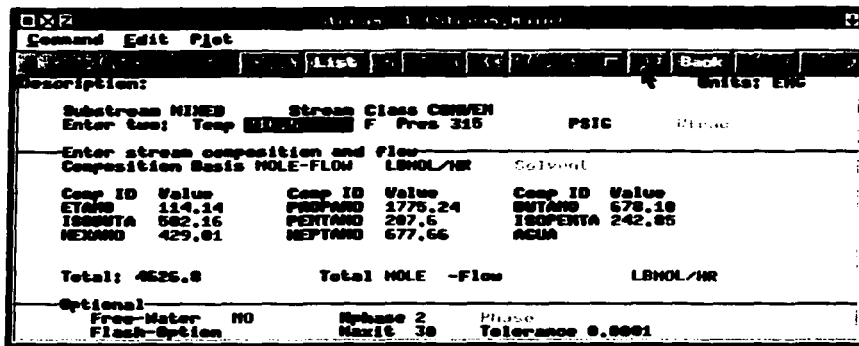
- Viscosidad
- Conductividad Térmica
- Coeficiente de Difusión

Se pueden seleccionar una o más opciones de modelos de propiedades específicas en el Diagrama de Simulación. En la tabla de abajo se muestran algunas opciones disponibles.

	Modelo
IDEAL	Gas ideal/Ley de Raoul/Ley de Henry
Ecuaciones de estado	
BWR-LS	BWR-Lee-Starling
LK-PLOCK	Lee-Kesler-Plöcker
PENG-ROB	Peng-Robinson
PR-BM	Peng-Robinson with Boston-Mathias alpha function
PRWS	Peng-Robinson with Wong-Sandler mixing rules
PRMHV2	Peng-Robinson with modified Huron-Vidal mixing rules
PSRK	Predictive Redlich-Kwong-Soave
RKSWS	Redlich-Kwong-Soave with Wong-Sandler mixing rules
RKSMHV2	Redlich-Kwong-Soave with modified Huron-Vidal mixing rules
RK-ASPEN	Redlich-Kwong-ASPEN
RK-SOAVE	Redlich-Kwong-Soave
RKS-BM	Redlich-Kwong-Soave with Boston-Mathias alpha function
SR-POLAR	Schwartzentruber-Renon

STREAMS

Se especifican las corrientes de alimentación, condiciones (Temperatura, Presión, Fracción de Vapor) y composiciones (Flujo total y fracciones o flujos de los componente).



TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Figura V . 44 Especificación de las Corrientes de alimentación

BLOCKS

Son herramientas para poder especificar condiciones de operación y equipo para cada operación unitaria. En la tabla siguiente se resumen los modelos de las operaciones unitarias de ASPEN PLUS.

Nombre	
Mezcladores y Separadores	
MIXER	Mezclador de Corrientes
FSPLIT	Divisor de Corrientes
SEP	Separador de componentes
SEP2	Separador de componentes 2 salidas
Intercambio de Calor y Separación Flash	
HEATER	Calentador / Enfriador
FLASH2	Flash
FLASH3	Separación Flash 3 salidas
HEATX	Intercambio térmico
MHEATX	Intercambio térmico multicorrientes

Diseño de Columnas	
DSTWU	Diseño corto destilación
DISTL	Diseño de columnas
SCFRAC	Diseño para columnas de destilación
Columnas de Destilación	
RADFRAC	Destilación Método Riguroso
MULTIFRAC	Destilación Método Riguroso para columnas complejas
PETROFRAC	Destilación con amplio rango de unidades de fraccionamiento
EXTRAC	Extracción
ABSBP	Absorbador - Agotador
Reactores	
RSTOIC	Reactor Estequiométrico
RYIELD	Reactor de Eficiencia
REQUIL	Reactor al Equilibrio
RGIBBS	Reactor con Equilibrio por minimización de la Energía Libre de Gibbs
RCSTR	Reactor Continuo Agitado
RPLUG	Reactor de Flujo Tapón
RBATCH	Reactor por Lotes
Bombas, Compresores, Expansores	
PUMP	Bomba
COMPR	Compresor / Turbina
MCOMPR	Compresor Multietapa / Turbina
DUPL	Duplicador de corrientes
MULT	Multiplicador de corrientes

Se describen brevemente algunos de los módulos más empleados para la representación de los diagramas de flujo de proceso dentro de las simulaciones realizadas.

- **RADFRAC.** Es un riguroso modelo para simular todo tipo de operaciones de fraccionamiento de multietapas, líquido-vapor incluyendo absorción, absorción con rehedidor, agotamiento, agotamiento con rehedidor, extracción, destilación azeotrópica, en adición para destilación ordinaria.

RADFRAC es apropiado tanto para sistemas con puntos de ebullición cercanos como de amplios puntos de ebullición, así como sistemas en fase líquida no ideales. Sistemas de tres fases pueden ser también manejadas. RADFRAC es capaz de decantar agua libre en el condensador. Además puede modelar columnas con reacciones químicas. Las reacciones pueden estar en equilibrio o en un rango que puede ser controlado y pueden ocurrir en fase líquido o vapor.

- **MIXER.** Combina corrientes de materia ó bien corrientes de calor y trabajo en una sola corriente. Si la corriente de materia es mezclada, como opción agua decantada puede estar presente.
- **SEP.** Combina corrientes y las separa, el resultado son 2 o más corrientes, de acuerdo a las especificaciones de cada componente.
- **PUMP.** Puede simularse una bomba o una turbina. Pump y Compressor son usados para cambiar o especificar presiones de salida ó cuando es necesaria conocer información como energía, potencia, etc.
- **HEATER.** Representa transferencia de calor entre dos corrientes con opción de agua decantada, ya sea en fase vapor, fase líquida, equilibrio líquido-vapor ó equilibrio vapor-líquido-líquido. Se puede usar HEATER para modelar bombas y compresores siempre y cuando la relación de trabajo no sea necesaria.
- **HEATX.** Es usada para representar transferencia de calor entre dos corrientes en un intercambiador de calor. Agua libre puede ser decantada para calentar el producto, enfriarlo o ambas. Puede suministrar múltiples valores de coeficientes de transferencia de calor si cualquier corriente cambia de fase. Si no es necesario especificar el coeficiente o el área de transferencia, se puede usar MHEATX.

METODOS DE CONVERGENCIA

Los métodos de convergencia disponibles en ASPEN PLUS son los siguientes:

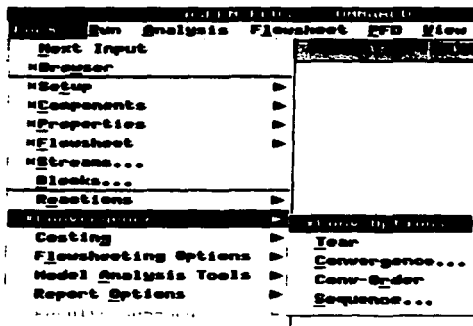


Figura V . 45 Localización de los Métodos de convergencia

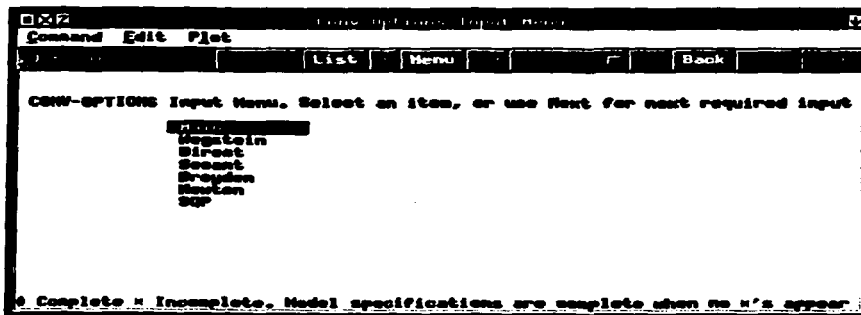


Figura V . 46 Métodos de Convergencia disponibles en Aspen Plus

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPÍTULO VI

Simulación de la Planta



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

100 Think
1000
10000
100000

SIMULACIÓN DE LA PLANTA

El contar con un simulador de procesos adecuado tiene como consecuencia grandes ventajas para solucionar problemas dentro de las diferentes ramas de la ingeniería química, ya que ahorra tiempo, dinero y esfuerzo; lo primordial para iniciar una simulación es tener muy bien definido un esquema general de lo que se llevará a cabo, reconociendo y organizando la información que se deberá introducir en el simulador de procesos.

Al dirigimos hacia el objetivo que pretendemos lograr en cualquier simulación de una planta, pueden manifestarse diversas rutas o alternativas, es aquí donde el criterio analítico, el ingenio y la toma de decisiones son factores que influyen en el éxito o fracaso de nuestra simulación.

Para realizar cualquier simulación hay que seguir un procedimiento básico o una serie de pasos, los cuales se describen en forma específica a continuación, y que se llevaron a cabo para cada una de las simulaciones que contiene este trabajo. Se recomienda para trabajar seguir este orden, sin embargo no es forzosamente necesario, solo hay que seguir una continuidad racional.

1. DEFINIR EL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

Es importante este primer paso, ya que se debe delimitar muy bien el proceso y saber cuales son las corrientes que están interconectadas con equipos de otras plantas de proceso o bien cuales son los límites de batería, la razón es sencilla, ya que si se modifica alguna de las condiciones o propiedades, afectará de forma inmediata a los procesos conectados conduciéndonos a errores ineludibles.

Así pues se identifica cada una de las corrientes interconectadas con la única finalidad de que todas las composiciones y propiedades de dichas corrientes se consideren restricciones, solo teniendo una libertad limitada de discrepancia. Este fenómeno se presenta en cada una de las columnas simuladas a lo largo de este trabajo, puesto que se refiere a un tren de fraccionamiento de hidrocarburos, enviando tanto destilado como fondos en algunos casos a otras torres de fraccionamiento.

Se dibuja el diagrama de flujo del proceso, con cada uno de los equipos y corrientes necesarios para llevar a cabo el proceso químico. Esto puede hacerse de diversas formas de acuerdo al criterio personal, ya sea solo declarando bloques y corrientes, pero en cualquier caso buscando el procedimiento más claro y sencillo, ya que esto es usado en toda la etapa del proyecto. Para todas las fraccionadoras simuladas se eligió el modelo de Radfrac, además se utilizaron bombas, mezcladores, separadores e intercambiadores de calor aplicando la misma nomenclatura para cada equipo que se encuentra en los planos con que se trabajaron.

2. ESPECIFICAR UNIDADES PARA DATOS DE ENTRADA Y SALIDA.

Resulta elemental seleccionar el sistema de unidades que se va a manejar para los datos de entrada así como de los datos del reporte que genera el simulador. Es recomendable usar siempre un mismo sistema de unidades, no obstante es posible especificar las variables en diferentes unidades para cada operación unitaria o propiedades de los datos de entrada, o ya sea para los datos de salida, es decir no hay ningún problema con la consistencia de unidades, pues el programa esta diseñado para pasar de un sistema a otro.

El Sistema Ingles es el seleccionada para todas las simulaciones realizadas en este trabajo, el argumento es porque las unidades de los planos reales con que se contaron para trabajar, están reportados en esas unidades.

3. SELECCIONAR MÉTODOS Y MODELOS

Acorde al menú de opciones detallado en el capítulo anterior, se seleccionan los modelos termodinámicos propios al problema para el cálculo de las propiedades. Conviene hacer una buena elección para asegurar que se calculen con una considerable exactitud las propiedades de los compuestos.

Debido a que las corrientes de alimentación del petróleo tienen un amplio rango de fraccionamiento en cuanto a puntos de ebullición, componentes y condiciones del proceso, para realizar este tipo de simulación no se cuenta con una ecuación o método en

particular, incluso es permitido recurrir a diferentes métodos y modelos termodinámicos en las distintas operaciones unitarias, las opciones que se usan con mayor frecuencia son:

- BK10
- CHAO-SEA
- GRAYSON
- RK-SOAVE
- PENG-ROB
- IDEAL

Se deben considerar opciones adicionales para varias operaciones dentro de una refinería, (como ELECNRTL para corrientes de agua ácida así como tratamiento con aminas y UNIFAC para extracción aromática).

Se usa PENG-ROB para mezclas no polares o medianamente polares. Ejemplos son hidrocarburos y gases ligeros como dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno e hidrógeno. Por la razón de que el proceso maneja hidrocarburos que son compuestos no polares, se eligió la ecuación Peng-Robinson, la cual usa:

- Ecuaciones cúbicas de estado para todas las propiedades termodinámicas excepto volumen líquido molar.
- El método API para volumen molar líquido de pseudocomponentes y el modelo Rackett para componentes reales.

Esta opción es comparable con RK-SOAVE. Es recomendable para procesos del gas, refinería y aplicaciones petroquímicas. Simples aplicaciones incluyen plantas de gas, torres de crudo, y plantas de etileno. Esta opción se construye con parámetros de interacción binarios, PRKIJ, estos son usadas automáticamente en ASPEN PLUS.

Al aplicar la ecuación Peng-Robinson, se puede esperar que los resultados de la simulación sean razonables para todas las temperaturas y presiones a las que trabaja el proceso. La ecuación PENG-ROB es consistente en una región crítica pero los resultados son menos exactos en la región cerca del punto crítico.

Los parámetros requeridos por la opción PENG-ROB son:

Propiedades Termodinámicas	Modelos	Parámetros requeridos
Mezcla Vapor <ul style="list-style-type: none"> • Coeficiente de Fugacidad • Densidad • Entalpía, Entropía, Energía libre de Gibbs 	Peng-Robinson Capacidad calorífica de gas ideal, Peng-Robinson	TCPR or TC; PCPR or PC; OMGPR or OMEGA CPIG or CPIGDP
Mezcla Líquido <ul style="list-style-type: none"> • Coeficiente de Fugacidad • Entalpía, Entropía, Energía libre de Gibbs 	Peng-Robinson Capacidad calorífica de gas ideal, Peng-Robinson	TCPR or TC; PCPR or PC; OMGPR or OMEGA CPIG or CPIGDP

4. ESPECIFICACIÓN DE LOS COMPONENTES

Deben detallarse la totalidad de los compuestos que intervienen en el proceso. El simulador de procesos ASPEN PLUS cuenta con una base de datos de compuestos puros, de los cuales posee todas sus propiedades especificadas. Lo normal es que el usuario simplemente defina el compuesto ya sea con su nombre, con su fórmula o bien solo seleccionándolo en el menú.

Puede darse el caso de que el compuesto deseado no forme parte del banco de datos, entonces en estos casos el usuario tendrá que definirlo ya sea como pseudocomponente, o como un componente caracterizado mediante correlaciones fundamentadas en su curva de destilación y su peso molecular.

Los componentes seleccionados en general en este paso fueron: etano, propano, butano, isobutano, pentano, isopentano, hexano, heptano, octano, decano y agua. En las tablas siguientes se especifica la nomenclatura empleada para los componentes y cuales se encuentran en las corrientes de alimentación de cada una de las torres de destilación simuladas en este trabajo.

Comp ID	Fórmula	Nombre del Componente
Etano	C_2H_6	Etano
Propano	C_3H_8	Propano
Butano	C_4H_{10-1}	n-butano
Isobuta	C_4H_{10-2}	Isobutano
Pentano	C_5H_{12-1}	n-pentano
Isopenta	C_5H_{12-2}	2-metil-butano
Hexano	C_6H_{14-1}	n-hexano
Heptano	C_7H_{16-1}	n-heptano
Octano	C_8H_{18}	2,2,3,3-Tetrametilbutano
Decano	$C_{10}H_{22-1}$	n-decano
Agua	H_2O	agua

Componentes	Columnas de destilación						
	CO-TI	DA-101 A	DA-101 B	DA-104	DA-105	DA-106	DA-107
Etano		X	X				
Propano	X	X	X	X	X	X	X
Butano	X	X	X	X	X	X	X
Isobutano	X	X	X	X	X	X	X
Pentano	X	X	X	X	X	X	X
Isopentano	X	X	X	X	X	X	X
Hexano	X	X	X	X	X		
Heptano	X	X	X	X	X		
Octano	X						
Decano	X						
Agua	X						

5. REPRESENTACIÓN RIGUROSA DE LAS OPERACIONES UNITARIAS Y ELEGIR EL MODELO ADECUADO PARA CADA BLOQUE

Los modelos de las operaciones unitarias con que cuenta ASPEN PLUS fueron descritas en el capítulo anterior, que son los Mezcladores, Separadores, Intercambiadores de calor, Columnas, Reactores, Bombas, Compresores y Expansores. Como ya se mencionó anteriormente, en las simulaciones del presente trabajo se optó por una columna Radfrac, asimismo se utilizaron bombas, mezcladores, separadores y cambiadores de calor.

En una primera etapa se realizaron las simulaciones como torres integradas, esto es el condensador y rehevador incluidos como una sola identidad, con la única finalidad de obtener datos iniciales que nos servirán como base o guía para subsiguientemente fragmentar la torre, en una segunda etapa, en cada una de las operaciones unitarias por separado, de tal manera que se alcance una simulación adecuada.

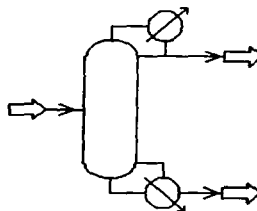


Figura VI . 47 Simulación como torres integradas, condensador y rehevador como una sola identidad

Cuando se lleva a cabo la simulación de la torre integrada, se considera que el calor entra al primer o último plato de la columna según sea el caso, o dicho de otra manera se lleva a cabo todo en este plato, pues no existe caída de presión tanto en condensador como en rehevador, además no es posible conocer condiciones de operación como temperatura y presión en condensador y rehevador, para introducir servicios auxiliares

útiles en el intercambio de calor, solo se realiza esta primera etapa para tener rangos de datos iniciales de flujos de destilado, fondos y recirculación que posteriormente en la simulación abierta ahorrarán tiempo en el cálculo de la convergencia al agregar cada uno de los equipos, condensadores, rehedvidores, bombas o bien flujos de servicios auxiliares.

En la realización de la simulación abierta podemos estimar de las cargas de condensadores y rehedvidores (Btu/hr) los flujos de servicios auxiliares (lb/hr), además de que al agregar bombas podemos conocer la caída de presión a diferencia de la simulación como torres integradas.

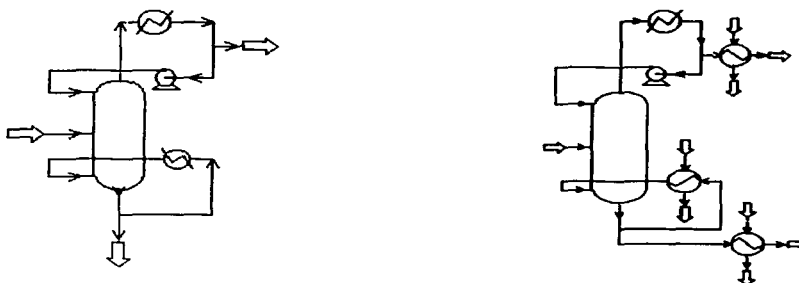


Figura VI . 48 Segunda etapa de la simulación, Se agregan condensadores, rehedvidores, bombas o bien flujos de servicios auxiliares

6. DETALLAR CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN

Las corrientes de alimentación deben tener bien especificados el régimen de flujo (flujo de cada componente , flujo total, composición de componentes), por lo menos dos condiciones termodinámicas que por lo regular son presión y temperatura y por supuesto el nombre de la corriente.

La información para cada corriente de entrada es conforme a las condiciones requeridas por el proceso y en algunos casos se consideraron las condiciones de

productos que se obtienen al final de algunas columnas, los cuales son las corrientes de alimentación de otras en el curso del tren de fraccionamiento.

En la tabla siguiente se encuentran las especificaciones de cada una de las corrientes de alimentación para las columnas simuladas.

COLUMNAS/ CORRIENTES	ESPECIFICACIONES												
	T ° F	P PSI	Flujo de cada Componente										
			C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀ -1	C ₄ H ₁₀ -2	C ₅ H ₁₂ -1	C ₅ H ₁₂ -2	C ₆ H ₁₄ -1	C ₆ H ₁₄ -2	C ₇ H ₁₆	C ₈ H ₁₈ -1	H ₂ O
CO-T1													
1	225	*128	-	166	4227	17955	6972	9190	11056	586	980	406	-
12	90	73.47	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.25
14	90	73.47	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	590
16	325	*80	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	22000
DA-101A													
1A	68	*421	114.14	1775.2	678.1	502.16	207.6	242.85	429.01	677.66	-	-	-
DA-101B													
1B	68	*421	114.14	1775.2	678.1	502.16	207.6	242.85	429.01	677.66	-	-	-
DA-104													
25	185.7	*130	-	1.98	745.89	550.96	228.36	267.14	471.91	745.43	-	-	-
DA-105													
30	185.7	*130	-	1.62	610.27	450.22	186.84	218.56	386.11	609.89	-	-	-
DA-106													
35	147	*95	-	1.18	442.38	328.06	0.062	0.543	-	-	-	-	-
DA-107													
40	147	*95	-	2.42	907.58	673.04	0.127	1.115	-	-	-	-	-

* Presión (Psig)

Flujo másico (lb/hr) para la corriente 1 de CO-T1

Flujo volumétrico (gal/min) para las corrientes 12, 14 y 16 de CO-T1

Flujo molar (lbmol/hr) para el resto de las corrientes

7. PRECISAR CONDICIONES DE OPERACIÓN

Se facilita considerablemente la especificación de las condiciones de operación de los equipos, a medida que el usuario cuente con mayores conocimientos sobre las distintas operaciones unitarias en ingeniería química, puesto que precisar cuales serán las variables de operación no resulta del todo sencillo, pues para hacerlo hay que tomar decisiones que creamos nos conducirán a los mejores resultados.

Para cada operación unitaria, el simulador ASPEN PLUS brinda un conjunto de opciones de variables, de éstas se deben elegir un número determinado, una o más dependiendo de cada operación unitaria. Así pues quizá sea éste paso uno de los más importantes, ya que el elegir una variable permitida no avalará que el sistema llegue a converger, y es aquí donde hay que jugar con la información opcional que se puede introducir.

a) PLANTA DESISOBUTANIZADORA DE POZA RICA

Al enfriador CO-E1 se le especificó la temperatura y presión de salida.

En los intercambiadores de calor CO-E2, CO-E3 se especificó la temperatura de salida de la corriente caliente así como la presión y en el CO-E4 la temperatura de salida de la corriente fría.

Para la columna CO-T1, se declararon:

- Número de etapas
- Número de platos de alimentaciones y salidas
- Presión a lo largo de toda la torre
- Carga del condensador y rehedidor
- Relación de reflujo

Solo se especifico la presión de salida para la bomba CO-P1.

En los separadores BA y BB, se especificó el flujo que se envía por la corriente 6A y 11 respectivamente.

b) DEPROPANIZADORAS DA-101A Y DA-101B DE MINATITLÁN

Estas dos columnas trabajan exactamente con las mismas condiciones de operación en cada uno de los equipos que se involucran, además el flujo total y composiciones del mismo son justamente iguales.

Para el calentador BA-101 y BA-102 se especificó la temperatura de salida así como la fracción de vapor.

Para los intercambiadores de calor BA109, BA110, EA-101 y EA-102 se especificó la temperatura y presión de salida.

Para el intercambiador de calor EA-113 y EA-114 solo se especificó la temperatura de salida de la corriente fría.

A las columnas DA-101A y DA-101B se especificó lo siguiente:

- Número de etapas
- Número de platos de alimentaciones y salidas
- Presión a lo largo de toda la torre
- Carga del condensador y rehervidor
- Relación de reflujo

Las bombas GA-101 y GA-102 fueron especificadas con la presión de salida.

En los separadores B1, B2, B3 y B4 se especificó el flujo que se envía por la corriente 2C, 6, 7C y 11 respectivamente.

c) DEBUTANIZADORA DA-104 y DA-105 DE MINATITLÁN

Aunque estas dos columnas no trabajan con las mismas condiciones de operación, es decir no son iguales los valores de la información de entrada, las especificaciones para sus equipos son prácticamente similares.

Para el calentador BA-103 y BA-104 se especificó la temperatura de salida y la fracción de vapor.

Para el enfriador EA-105 y EA-106 se especificó la temperatura y presión de salida.

Las columnas DA-104 y DA-105 fueron especificadas con:

- Número de etapas
- Número de platos de alimentaciones y salidas
- Presión a lo largo de toda la torre
- Carga del condensador y rehervidor
- Relación de reflujo

A cada una de las bombas GA-109 y GA-111 se les especificó la presión de salida.

Los separadores B5, B6, B7 y B8 fueron especificados con los flujos máxicos enviados por las corrientes 25C, 28B, 30C y 33B correspondientemente.

d) DESISOBUTANIZADORA DA-106 y DA-107 DE MINATITLÁN

Al igual que las columnas anteriores, estas dos desisobutanizadoras no tienen la misma información de entrada, pero las especificaciones para sus equipos son normalmente iguales.

Para los intercambiadores de calor EA-107, EA-108, EA-117, EA-118, EA-119 y EA-120 se especificó la temperatura y presión de salida.

Para el calentador EA-127 y EA-128 se especificó la temperatura de salida y fracción de vapor.

Las columnas DA-106 y DA-107 fueron especificadas con:

- Número de etapas
- Número de platos de alimentaciones y salidas
- Presión a lo largo de toda la torre
- Carga del condensador y rehervidor
- Relación de reflujo

A las bombas GA-114 y GA-116 se les especificó la presión de salida.

Los separadores B9, B10, B11 y B12 fueron especificados con los flujos máxicos enviados por las corrientes 36A, 39A, 40C y 44A correspondientemente.

8. ASIGNAR ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

Si se realiza la simulación de una planta química en operación, es obvio que hay que considerar las dimensiones o algunas otras especificaciones de diseño, puesto que la planta ya existe y no se pueden modificar las condiciones, ya que esto alteraría por completo el proceso. Es de suma importancia conservar estas variables con la finalidad de no sobre especificar el proceso en general.

9. ASIGNAR METODOS DE CONVERGENCIA

Se asigna el mejor método para conseguir la convergencia en el menor tiempo posible. El método de convergencia que se prefirió para la solución del sistema fue el método Broyden, el cual es una modificación del método Quasi Newton. Este método se usa para converger corrientes de corte, dos o más especificaciones del proceso ó corrientes de corte y especificaciones simultáneamente. Broyden es útil para corrientes de corte múltiples y/o especificaciones del proceso, resolviendo sistemas de ecuaciones no lineales.

Debido a que la simulación se realiza abierta, la convergencia se vuelve más complicada, y el método Broyden resulta favorable para el sistema. Dos ventajas fundamentales del método Broyden es que no hay necesidad de evaluar las derivadas de

las funciones, de tal manera que se puede aplicar a sistemas en donde no se cuenta con funciones explícitas, cosa que sucede con regularidad en la simulación de procesos. Además no es necesario calcular la inversa de una matriz, resultando benéfico para cada iteración.

El método de Broyden tiene una relación muy estrecha con el método de la Secante. A continuación se indican los pasos que sigue el método Broyden.

- Se propone $H^{(1)} = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 & \dots \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix}$ matriz identidad de $N \times N$ con sus respectivos

$$\text{valores iniciales } \mathbf{X}^{(0)} = \begin{pmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{pmatrix}$$

- Se calcula el vector de errores $\mathbf{e}^{(0)} = \begin{pmatrix} f_1(x_1, x_2, x_3, \dots) \\ f_2(x_1, x_2, x_3, \dots) \\ f_3(x_1, x_2, x_3, \dots) \end{pmatrix}$ como una función de $\mathbf{X}^{(0)}$

es decir x_1, x_2, x_3, \dots son el vector $\mathbf{X}^{(0)}$.

- Estimar $\Delta \mathbf{X}^{(1)} = -H^{(1)} \mathbf{e}^{(0)}$
- Suponer $\mathbf{X}^{(1)} = \mathbf{X}^{(0)} + \Delta \mathbf{X}^{(1)}$ y evaluar $\mathbf{e}^{(1)} = \begin{pmatrix} f_1(x_1, x_2, x_3, \dots) \\ f_2(x_1, x_2, x_3, \dots) \\ f_3(x_1, x_2, x_3, \dots) \end{pmatrix}$ con $\mathbf{X}^{(1)}$
- Calcular $\Delta \mathbf{e}^{(k)} = \mathbf{e}^{(k)} - \mathbf{e}^{(k-1)}$
- Calcular $d^{(k)} = (\Delta \mathbf{X}^{(k)})^T (H^{(k)} \Delta \mathbf{e}^{(k)})$. En esta operación no se obtiene un vector, se obtiene un número real.
- Calcular $H^{(k+1)} = H^{(k)} - [(H^{(k)} \Delta \mathbf{e}^{(k)} - \Delta \mathbf{X}^{(k)}) ((\Delta \mathbf{X}^{(k)})^T H^{(k)}) / d^{(k)}]$
- Calcular $\Delta \mathbf{X}^{(k+1)} = -H^{(k+1)} \mathbf{e}^{(k)}$ y $\mathbf{X}^{(k+1)} = \mathbf{X}^{(k)} + \Delta \mathbf{X}^{(k+1)}$
- Se obtiene $\mathbf{e}^{(k+1)}$ con los valores de $\mathbf{X}^{(k+1)}$. Si $\mathbf{e}^T \mathbf{e} > 0.001$ entonces se regresa al paso donde se calcula $\Delta \mathbf{e}^{(k)} = \mathbf{e}^{(k)} - \mathbf{e}^{(k-1)}$

The first part of the report deals with the general situation of the country and the progress of the work done during the year. It is followed by a detailed account of the various projects and the results achieved. The report concludes with a summary of the work done and the progress made during the year.

The second part of the report deals with the financial statement of the organization. It shows the income and expenditure for the year and the balance sheet at the end of the year. It also shows the assets and liabilities of the organization and the progress of the work done during the year.

The third part of the report deals with the administrative and general matters. It includes a list of the members of the organization and the names of the various committees and sub-committees. It also includes a list of the various projects and the results achieved during the year.

The fourth part of the report deals with the progress of the work done during the year. It includes a list of the various projects and the results achieved during the year. It also includes a list of the various committees and sub-committees and the names of the members of the organization.

The fifth part of the report deals with the financial statement of the organization. It shows the income and expenditure for the year and the balance sheet at the end of the year. It also shows the assets and liabilities of the organization and the progress of the work done during the year.

The sixth part of the report deals with the administrative and general matters. It includes a list of the members of the organization and the names of the various committees and sub-committees. It also includes a list of the various projects and the results achieved during the year.

The seventh part of the report deals with the progress of the work done during the year. It includes a list of the various projects and the results achieved during the year. It also includes a list of the various committees and sub-committees and the names of the members of the organization.

CAPÍTULO VII

Análisis de Resultados



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



ANÁLISIS DE RESULTADOS

De la información obtenida por el simulador de procesos la cual se encuentra en el reporte generado por él mismo, sobre el comportamiento del proceso, se selecciona lo que resulta de interés para analizar; en este sumario los principales puntos en que se pusieron singular atención, fueron el flujo total y las composiciones de los productos, las cargas de los intercambiadores de calor, la fracción de vapor y las corrientes de líquido recirculadas, así como todas las propiedades de las corrientes de alimentación y especificaciones de los equipos considerados como restricciones. De esta manera si algún punto no resultaba placentero se procedió a efectuar cambios, nuevamente ejecutar la simulación, interpretar los resultados y repetir este procedimiento cuantas veces fue necesario hasta llegar finalmente a resolver el problema satisfactoriamente.

Una vez conseguido un gran avance en la simulación del proceso, se confirma que los resultados alcanzados sean acertados y especialmente con un mínimo de errores que cumplan las expectativas fijadas.

A lo largo de este capítulo se comparan los valores de las variables de diseño, con los valores de los datos obtenidos en la simulación, dichas variables son las que resultan de primordial importancia para analizar.

PLANTA DESISOBUTANIZADORA DE POZA RICA

CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	1	1	
Al equipo	CO-TI		
Fase	MEZCLA		
Temperatura F	225.0000	225.0000	0.0
Presión PSI	142.7000	142.7000	0.0

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Flujo Molar LBMOL/HR	755.0250	753.0000	0.2600
Flujo Másico LB/HR	51540.0000	51540.0000	0.0
Flujo Másico LB/HR			
PROPANO	168.0000	168.0000	0.0
ISOBUTANO	4227.0000	4227.0000	0.0
BUTANO	17955.0000	17955.0000	0.0
ISOPENTANO	6972.0000	6972.0000	0.0
PENTANO	9190.0000	9190.0000	0.0
HEXANO	11056.0000	11056.0000	0.0
HEPTANO	586.0000	586.0000	0.0
OCTANO	980.0000	980.0000	0.0
DECANO	406.0000	406.0000	0.0
AGUA	0.0	0.0	0.0
Flujo Molar LBMOL/HR			
PROPANO	3.8100	3.8100	0.0
ISOBUTANO	72.7250	72.7250	0.0
BUTANO	308.9120	308.9120	0.0
ISOPENTANO	96.6320	96.6320	0.0
PENTANO	127.3730	127.3730	0.0
HEXANO	128.2940	128.2940	0.0
HEPTANO	5.8480	5.8480	0.0
OCTANO	8.5790	8.5790	0.0
DECANO	2.8530	2.8530	0.0
AGUA	0.0	0.0	0.0

Se verificó que en los planos de diseño de la Planta Desisobutanizadora de Poza Rica, los balances de masa eran correctos, por lo que los resultados en la simulación son notadamente los mismos.

Las propiedades que se ingresaron para la corriente 1 de alimentación, de la Planta de Poza Rica fueron, temperatura, presión y las composiciones de cada componente en específico encontrados en los planos de diseño, debido a que la base de datos cuenta con las propiedades de cada componente, el flujo total generado por el simulador es prácticamente el mismo. Por el contrario, para la planta fraccionadora de isobutano de la Refinería General Lázaro Cárdenas, los planos no especifican cuales son los demás componentes pesados que se encuentran en las corrientes de alimentación después del heptano, por lo que el flujo total calculado para las corrientes tanto de entrada como de salida, en comparación con los de diseño, se diferencian obviamente un poco más.

CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	12	Agua de Enfriamiento	
Al equipo	CO-E2		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	90.0000	90.0000	0.0
Presión PSI	73.4800	73.4800	0.0
Frac Vapor	0.0	0.0	0.0
Flujo Vol gal/min	6.2500	22.0000	Ver Detalles

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	14	Agua de Enfriamiento	
Al equipo	CO-E3		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	90.0000	90.0000	0.00
Presión PSI	73.4800	73.4800	0.00
Frac Vapor	0.0	0.0	0.00
Flujo Vol gal/min	590.0000	630.0000	Ver Detalles

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	16	Vapor Saturado	
Al equipo	CO-E4		
Fase	VAPOR		
Temperatura F	325.0000	325.0000	0.00
Presión PSI	94.7000	94.70	0.00
Frac Vapor	1.0	1.0	0.00
Flujo Másico lb/hr	22000	22220	Ver Detalles

Una parte trascendental en los costos de operación son los servicios auxiliares, y el poder disminuir la cantidad de servicios, significa una importante reducción para el consumo de energía, puesto que los intercambiadores de calor representan una fuente

significativa, debido a que requieren grandes cantidades de servicios para enfriamiento ó calentamiento, pues el calor intercambiado depende directamente de la temperatura y flujo del servicio utilizado. Una alternativa es reducirlos, porque resulta menos costoso que hacer una inversión adicional para remplazar equipos.

Así pues se busco que los flujos totales de alimentación de agua de enfriamiento como de vapor fuesen lo menor posible obteniendo resultados favorables, con estos flujos encontrados, es suficiente para cumplir con los requerimientos de las operaciones del proceso. En la corriente 12 de agua de enfriamiento, se disminuyeron 15.75 gal/min siendo idóneo 6.25 gal/min para la alimentación, sobre 22 gal/min de diseño. Para la corriente 14 la reducción fue de 40 gal/min. Y en la corriente 16 correspondiente al vapor saturado, el descenso es de 220 Lb/hr.

PRODUCTOS

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	2	2	
Del equipo	CO-E2		
Fase	LIQUIDO		
Temperatura F	100.0000	100.0000	0.0
Presión PSI	129.7000	129.7000	0.0
Frac Vapor	0.0	0.0	0.00
Flujo Molar LBMOL/HR	97.6100	97.6000	0.0100
Flujo Másico LB/HR	5620.0000	5620.00	0.0
Flujo Másico LB/HR			
PROPANO	168.0000	168.0000	0.0
ISOBUTANO	4035.0000	4035.0000	0.0
BUTANO	1416.9710	1417.0000	0.0004
ISOPENTANO	0.0230	0.0	0.0004
PENTANO	0.0050	0.0	0.00008
HEXANO	0.0	0.0	0.0
HEPTANO	0.0	0.0	0.0
OCTANO	0.0	0.0	0.0
DECANO	0.0	0.0	0.0
AGUA	0.0	0.0	0.0
Flujo Molar LBMOL/HR			
PROPANO	3.8100	3.80	0.01

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
ISOBUTANO	69.4210	69.40	0.021
BUTANO	24.3790	24.40	0.02
ISOPENTANO	0.0000	0.00	0.00
PENTANO	0.0000	0.00	0.00
HEXANO	0.0000	0.00	0.00
HEPTANO	0.0000	0.00	0.00
OCTANO	0.0000	0.00	0.00
DECANO	0.0000	0.00	0.00
AGUA	0.0000	0.00	0.00

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	3	3	
Del equipo	CO-E3		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	100.0000	100.00	0.00
Presión PSI	129.7000	129.70	0.00
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.00
Flujo Molar LBMOL/HR	657.4150	655.40	0.30
Flujo Másico LB/HR	45920.0000	45920.00	0.00
Flujo Másico LB/HR			
PROPANO	0.0000	0.00	0.00
ISOBUTANO	191.9990	192.00	0.000002
BUTANO	16538.0290	16538.00	0.000063
ISOPENTANO	6971.9770	6972.00	0.00005
PENTANO	9189.9950	9190.00	0.00001
HEXANO	11056.0000	11056.00	0.00
HEPTANO	586.0000	586.00	0.00
OCTANO	980.0000	980.00	0.00
DECANO	406.0000	406.00	0.00
AGUA	0.0000	0.00	0.00
Flujo Molar LBMOL/HR			
PROPANO	0.0000	0.00	0.00
ISOBUTANO	3.3030	3.30	0.00045
BUTANO	284.5330	284.70	0.02548
ISOPENTANO	96.6310	96.90	0.04104
PENTANO	127.3730	127.30	0.01113
HEXANO	128.2940	126.70	0.24321
HEPTANO	5.8480	5.50	0.05309
OCTANO	8.5790	8.20	0.00
DECANO	2.8530	2.80	0.00
AGUA	0.0000	0.00	0.00

Alcanzamos apreciar que en los resultados obtenidos de la simulación de la planta Desisobutanizadora del Complejo Petroquímico Poza Rica, el porcentaje de error tanto para las corrientes de alimentación y los productos son prácticamente nulos, adquiriendo como máximo un error del 0.3%, por lo que nuestros datos son lo suficientemente aproximados a los de diseño. Además se obtuvieron importantes beneficios en la reducción de servicios auxiliares para la operación de la planta.

DEPROPANIZADORA DA-101A Y DA-101B DE MINATITLÁN

PRODUCTOS

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corrientes	3 y 8	3 Y 8	
De los equipos	B1 y B3		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	123.0000	123.00	0.00
Presión PSI	324.7000	319.6959	1.5652
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.00
Flujo Molar LBMOL/HR	1847.3070	1889.52	2.2340
Flujo Másico LB/HR	80195.4690	81570.6	1.6858
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	114.1400	114.14	0.00
PROPANO	1709.1650	1773.44	3.4016
BUTANO	1.2660	1.92	0.0346
ISOBUTANO	22.7370	0.02	1.2022
PENTANO	0.0000	0.00	0.00
ISOPENTANO	0.0000	0.00	0.00
HEXANO	0.0000	0.00	0.00
HEPTANO	0.0000	0.00	0.00
AGUA	0.0000	0.00	0.00

Los productos provenientes por el destilado de la columna DA-101A y DA-101B, deben tener las mismas condiciones, así como los obtenidos por los fondos pues ambas torres operan de igual forma.

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corrientes	12A y 12B	12A y 12B	
De los equipos	EA-113 y EA-114		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	185.7000	185.70	0.00
Presión PSI	329.7000	329.70	0.00
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.00
Flujo Molar LBMOL/HR	2779.4600	2737.24	1.5424
Flujo Másico LB/HR	207495.0000	227847.9	8.9326
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.00	0.00
PROPANO	66.0790	1.80	2.3483
BUTANO	676.8330	676.18	0.0238
ISOBUTANO	479.4260	502.14	0.8298
PENTANO	207.6000	207.60	0.00
ISOPENTANO	242.8500	242.85	0.00
HEXANO	429.0110	429.01	0.00
HEPTANO	677.6610	677.66	0.00
AGUA	0.0000	0.00	0.00

El porcentaje de error más grande que se obtiene es en el cálculo del flujo másico, esto es debido a lo que se mencionó con anterioridad, pues no había manera de conocer cuales eran los componente pesados contenidos en las corrientes, ya que los planos de diseño especificaban solo hasta el componente heptano, y el simulador lleva a cabo sus cálculos únicamente con los componentes señalados, esto no es de gran impacto en los resultados, pues la diferencia en pesos moleculares y puntos de volatilidad no es mucha, pero si influye de manera singular.

Aunado a este detalle, encontramos el inconveniente de que el balance de masa de los planos de diseño, no solo de estas columnas, sino del tren de fraccionamiento en general de toda la Planta era incorrecto, teniendo por consiguiente que hacer reajustes en mencionado balance, y por obviedad los resultados deben discrepar un poco más de lo esperado, más sin en cambio el porcentaje de error no es muy grande y los resultados son placenteros.

Es parte muy importante en una simulación tratar de reducir el consumo de energía, y una de las maneras es acopiar fuentes viables de calor cabidas dentro del mismo proceso para ser intercambiado, como en este caso a las corrientes provenientes de los fondos 6 y 11 de cada una de las columnas que tienen muy alta temperatura, las cuales posteriormente se transforman en las corrientes de salida 12A y 12B, este calor contenido en ellas es aprovechado para calentar la corriente de alimentación 1, que en seguida se divide en las corrientes de alimentación 1A y 1B para ingresarse a las Depropanizadoras DA-101 A y DA-101B con las propiedades requeridas por el diseño.

Para llevarse a cabo esta recuperación de energía se demanda que el calor este disponible precisamente a las condiciones necesarias de presión y temperatura para ser transferido de una corriente a otra, razón por la cual los resultados obtenidos para estas corrientes son fundamentales para el éxito de la simulación y podemos observar que el porcentaje de error es nulo.

INTERCAMBIADORES DE CALOR

CLAVE DEL EQUIPO	SIMULACIÓN	DISEÑO	DIFERENCIA
	Carga Btu/hr	Carga Btu/hr	
EA-101	-3.29 E 10 ⁷	-36.93 E 10 ¹²	-36.929 E 10 ¹²
EA-102	-3.29 E 10 ⁷	-36.93 E 10 ¹²	-36.929 E 10 ¹²
EA-113	1.96717 E 10 ⁷	20.31 E 10 ¹²	20.309 E 10 ¹²
EA-114	1.96717 E 10 ⁷	20.31 E 10 ¹²	20.309 E 10 ¹²
BA-101	4.29063 E 10 ⁷	44.60 E 10 ¹²	44.599 E 10 ¹²
BA-102	4.29063 E 10 ⁷	44.60 E 10 ¹²	44.599 E 10 ¹²
BA-109	7.15842 E 10 ⁷	4.45 E 10 ¹²	44.499 E 10 ¹²
BA-110	7.15842 E 10 ⁷	4.45 E 10 ¹²	44.499 E 10 ¹²

Los intercambiadores de calor consumen una valiosa cantidad de energía, se considera que el gasto de energía tanto de condensadores como de rehedidores son la mayor parte de los costos de operación de una planta de procesos de separación en general, por lo que se busca constantemente minimizar los requerimientos de energía en la mayor proporción posible.

Una opción de perfeccionamiento sería maximizar lo más posible el rendimiento de calor en las cargas de los condensadores y rehervidores, tratando de gastar la menor cantidad razonable de energía. En la tabla anterior se muestran las comparaciones de los valores de las cargas energéticas de los equipos señalados, resultando esas diferencias favorables en cada caso, por el hecho de que se reduce sustancialmente el gasto de energía y por consiguiente se está realizando una mejora trascendental en la eficiencia energética.

No solo obtuvimos ese efecto en las Depropanizadoras DA-101 A y DA-101 B, sino también observamos el mismo fenómeno en las tablas de resultados similares de las demás columnas del tren de separación de esta Planta, DA-104, DA-105, DA-106 y DA-107.

DEBUTANIZADORA DA-104 DE MINATITLÁN

PRODUCTOS

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	27	27	
Del equipo	85		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	147.0000	147.00	0.00
Presión PSI	124.7000	129.69	3.8476
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.00
Flujo Molar LBMOL/HR	1294.7910	1298.04	0.2503
Flujo Másico LB/HR	75252.8590	75338.24	0.1133
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.00	0.00
PROPANO	1.9800	1.98	0.00
BUTANO	740.2890	740.12	0.0130
ISOBUTANO	550.8830	549.85	0.0795
PENTANO	0.1650	0.19	0.0989
ISOPENTANO	1.4740	0.00	0.1135
HEXANO	0.0000	0.00	0.00
HEPTANO	0.0000	0.00	0.00
AGUA	0.0000	0.00	0.00

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	29	29	
De el equipo	B6		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	309.4000	329.00	5.9574
Presión PSI	129.7000	129.6959	0.0031
Frac Vapor	0.0000	0.0000	0.00
Flujo Molar LBMOL/HR	1716.8790	1712.93	0.2305
Flujo Másico LB/HR	151325.2030	175352.42	13.7022
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	5.6010	5.7700	0.3322
ISOBUTANO	0.0780	0.4100	0.0193
PÉNTANO	228.1950	228.17	0.0014
ISOPÉNTANO	265.6660	261.24	0.2583
HEXANO	471.9100	471.91	0.0000
HEPTANO	745.4300	745.93	0.0291
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000

INTERCAMBIADORES DE CALOR

CLAVE DEL EQUIPO	SIMULACIÓN	DISEÑO	DIFERENCIA
	Carga Btu/hr	Carga Btu/hr	
EA-105	-2.7248 E 10 ⁷	-27.04 E 10 ¹²	-27.039 E 10 ¹²
BA-103	3.77212 E 10 ⁷	43.16 E 10 ¹²	43.159 E 10 ¹²

DEBUTANIZADORA DA-105 DE MINATITLÁN

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	32	32	
De el equipo	B7		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	147.0000	147.00	0.0000
Presión PSI	124.7000	129.69	3.8476
Frac Vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR	1061.7230	1062.05	0.0307
Flujo Másico LB/HR	61691.1640	61641.00	0.0813

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.00	0.0000
PROPANO	1.6200	1.62	0.0000
BUTANO	609.6780	605.55	0.3886
ISOBUTANO	450.2180	449.89	0.0308
PENTANO	0.0240	0.17	0.0137
ISOPENTANO	0.1840	4.82	0.4363
HEXANO	0.0000	0.00	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.00	0.0000
AGUA	0.0000	0.00	0.0000

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	34	34	
De el equipo	B8		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	310.0000	329.00	5.7750
Presión PSI	129.7000	129.7	0.0000
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR	1401.7870	1401.46	0.0233
Flujo Másico LB/HR	123656.5860	143422	13.7812
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.00	0.0000
PROPANO	0.0000	0.00	0.0000
BUTANO	0.5920	4.72	0.2945
ISOBUTANO	0.0020	0.33	0.0234
PENTANO	186.8160	186.67	0.0104
ISOPENTANO	218.3760	213.74	0.3307
HEXANO	386.1100	386.11	0.0000
HEPTANO	609.8900	609.89	0.0000
AGUA	0.0000	0.00	0.0000

INTERCAMBIADORES DE CALOR

CLAVE DEL EQUIPO	SIMULACIÓN	DISEÑO	DIFERENCIA
	Carga Btu/hr	Carga Btu/hr	
EA-106	-2.7026 E 10 ⁷	-20.48 E 10 ¹²	-20.479 E 10 ¹²
BA-104	3.56313 E 10 ⁷	33.66 E 10 ¹²	33.659 E 10 ¹²

DESISOBUTANIZADORA DA-106 y DE MINATITLÁN

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	36	36	
De el equipo	EA-117		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	127.0000	127.00	0.0000
Presión PSI	179.7000	179.7	0.0000
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR	345.1370	345.89	0.2176
Flujo Másico LB/HR	20044.0000	20044.00	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.00	0.0000
PROPANO	1.1800	1.18	0.0000
BUTANO	72.7840	21.05	14.9567
ISOBUTANO	271.1730	323.66	15.1744
PENTANO	0.0000	0.00	0.0000
ISOPENTANO	0.0000	0.00	0.0000
HEXANO	0.0000	0.00	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.00	0.0000
AGUA	0.0000	0.00	0.0000

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	39	39	
De el equipo	EA-118		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	110.0000	110.00	0.0000
Presión PSI	89.7000	89.70	0.0000
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR	426.7090	426.88	0.0400
Flujo Másico LB/HR	24810.2600	24810.26	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.00	0.0000
PROPANO	0.0000	0.00	0.0000
BUTANO	369.3450	419.28	11.6976
ISOBUTANO	56.7580	3.92	12.3777
PENTANO	0.0620	0.16	0.0229

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
ISOPENTANO	0.5430	0.00	0.1272
HEXANO	0.0000	0.00	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.00	0.0000
AGUA	0.0000	0.00	0.0000

INTERCAMBIADORES DE CALOR

CLAVE DEL EQUIPO	SIMULACIÓN	DISEÑO	DIFERENCIA
	Carga Btu/hr	Carga Btu/hr	
EA-107	-1.9395 E 10 ⁷	-36.543 E 10 ¹²	-36.542 E 10 ¹²
EA-118	-6.2694 E 10 ⁵	-0.74 E 10 ¹²	-0.7399 E 10 ¹²
EA-127	1.32697 E 10 ⁷	31.76 E 10 ¹²	31.759 E 10 ¹²

DESISOBUTANIZADORA DA-107 y DE MINATITLÁN

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	41	41	
De el equipo	EA-119		
Fase	LÍQUIDO		
Temperatura F	127.0000	127.00	0.0000
Presión PSI	179.7000	179.70	0.0000
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR	707.8690	710.52	0.3731
Flujo Másico LB/HR	41109.8440	41175	0.1582
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.00	0.0000
PROPANO	2.4190	2.42	0.0001
BUTANO	43.1620	43.25	0.0123
ISOBUTANP	662.2880	664.85	0.3605
PENTANO	0.0000	0.00	0.0000
ISOPENTANO	0.0000	0.00	0.0000
HEXANO	0.0000	0.00	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.00	0.0000
AGUA	0.0000	0.00	0.0000

	SIMULACIÓN	DISEÑO	% ERROR
Corriente	44	44	
De el equipo	EA-120		
Fase	LIQUIDO		
Temperatura F	110.0000	110.00	0.0000
Presión PSI	89.7000	89.70	0.0000
Frac Vapor	0.0000	0.00	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR	876.4560	876.81	0.0403
Flujo Másico LB/HR	50960.0000	50960	0.0000
Flujo Molar LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.00	0.0000
PROPANO	0.0000	0.00	0.0000
BUTANO	864.4280	862.09	0.2666
ISOBUTANO	10.7860	7.31	0.3964
PENTANO	0.1270	0.2	0.0083
ISOPENTANO	1.1150	7.21	0.6951
HEXANO	0.0000	0.00	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.00	0.0000
AGUA	0.0000	0.00	0.0000

INTERCAMBIADORES DE CALOR

CLAVE DEL EQUIPO	SIMULACIÓN	DISEÑO	DIFERENCIA
	Carga Btu/hr	Carga Btu/hr	
EA-108	-6.0222 E 10 ⁷	-75.064 E 10 ¹²	-75.063 E 10 ¹²
EA-120	-1.3902 E 10 ⁸	-1.38 E 10 ¹²	-1.3799 E 10 ¹²
EA-128	4.77487 E 10 ⁷	65.24 E 10 ¹²	65.239 E 10 ¹²

CAPÍTULO VIII

Conclusiones



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



CONCLUSIONES

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

- En las simulaciones realizadas en este trabajo de una sección de la Planta Desisobutanizadora Poza Rica, y en Minatitlán la sección de Depropanización, Debutanización y Desisobutanización, el proceso se fundamenta en la operación unitaria que implica el acto de separar los componentes de una mezcla, en este caso el petróleo; mediante procedimientos que no impliquen reacciones químicas, de hecho es poco común el proceso químico que no demanda inicialmente de la purificación de las materias primas para llegar finalmente a una separación de los productos y subproductos.
- Para obtener resultados satisfactorios se debe analizar minuciosamente la información con que se cuenta, propiedades, componentes, secuencia, los balances de masa y energía que se desarrollan en el proceso, pero principalmente tener claras las necesidades presentes y los objetivos a los que pretendemos llegar. En la planta Desisobutanizadora de Poza Rica, los balances están completos, así que esto repercutió en los resultados obtenidos, siendo prácticamente iguales, pero el principal problema que encontramos en la Planta Fraccionadora de Isobutano de la Refinería General Lázaro Cárdenas de Minatitlán, fue precisamente ese, los balances especificados en los planos de diseño no eran correctos, además no individualizan el flujo de los demás componente pesados, solo declaran Heptano (+), abarcando así dichos componentes en un flujo promedio, por tal motivo esto redundó en la precisión de los resultados.
- Es recomendable ejecutar en una primera etapa la simulación como torres integradas de cada una de las columnas, incluyendo el condensador y rehedidor como una sola identidad, así se realizan todas las corridas necesarias para conseguir los resultados pretendidos de una manera más sencilla, y como consecuencia obtenemos datos de flujo de destilado, relación de reflujo, fondos, cargas de condensador y rehedidor, entre otras variables relevantes; de tal

manera que podamos contar gracias a esto con rangos importantes de las mismas, que nos servirán para guiarnos en una segunda etapa de la simulación.

- Al mismo tiempo del beneficio anteriormente mencionado, podemos llevar a cabo en esas primeras pruebas la elección de las distintas posibilidades de modelos matemáticos con que cuenta el simulador para el cálculo de propiedades termodinámicas y finalmente adoptar la mejor opción. La preferente ecuación termodinámica que constituyó favorables resultados fue Peng-Robinson, ésta es enormemente recomendable en el uso de hidrocarburos.
- Después de la simulación integrada, se prosigue a lo que llamamos abrir la torre, que consiste en ir agregando paso a paso cada uno de los equipos presentes en el proceso, o bien remplazarlos, esto de acuerdo al criterio personal, pues puede comenzarse solo por añadir el condensador e ir tomando decisiones sobre la presión y temperatura así como la relación de reflujo y una vez obtenidos nuevamente resultados satisfactorios, continuar agregando el rehervidor por ejemplo e ir jugando nuevamente con temperatura, presión y fracción de vapor de la corriente que retorna a la torre hasta tener de nuevo los mismos resultados, posteriormente aumentar los intercambiadores de calor, bombas o cualquier otro equipo necesario y establecer los parámetros en cada uno de ellos.
- El proceso tardaría mayor tiempo para llegar a la convergencia si no se hubiese llevado a cabo la primera etapa de la simulación, pues si se pretende introducir todos los equipos en una primera etapa, posiblemente puede enfrentarse el usuario a grandes obstáculos, lo que implicaría mayor dificultad para encontrar en que segmento o segmentos del proceso se están tomando decisiones no adecuadas.
- En la toma de decisiones, se debe tratar siempre de tener el mejor rendimiento en costos de operación, y la energía es la principal generadora de costos en una planta, por lo que hay que poner singular atención en las fuentes de donde podemos obtener la energía y cuantificarla para tratar de minimizar lo más posible su uso, como en el caso de Poza Rica, en donde se logró disminuir la cantidad de servicios de intercambio de calor, tanto de agua de enfriamiento como uso de

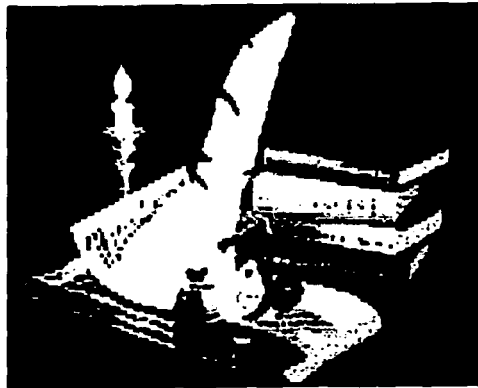
vapor saturado en el rehervidor, ya que resultan muy costosos. De igual forma en Minatitlán, en la sección de Depropanización adonde se remplacea el uso de vapor en los rehervidores, por corrientes calientes del mismo proceso que pueden proporcionar ese calor, pues sale con una temperatura muy alta por los fondos, teniendo de esta manera un ahorro muy importante de servicios auxiliares.

- Otros resultados satisfactorios fueron los obtenidos en los requerimientos de energía de todos los intercambiadores de calor simulados de la Refinería General Lázaro Cárdenas, pues estos solicitaban grandes cargas térmicas que impactan sustancialmente en los costos de operación logrando reducirlos sin alterar las composiciones de los productos. Esta reducción es bastante considerable, y se tomó como satisfactoria pues los datos reportados en los planos por lo general están sobre indicados por razones de proveedores.
- La Simulación fue llevada a cabo en base a las condiciones de diseño de ambas Plantas obteniendo favorables resultados del diseño original, por lo que subsiguientemente se modificaron algunas condiciones de operación así como equipos, con la única finalidad de reducir en general costos de operación y recuperar adecuadamente los productos con las especificaciones que puntualiza Pemex en su plataforma de diseño original.
- En la composición del Gas LP podemos tener cualquier relación de propano butano, el contenido de pentano y demás pesados debe ser alrededor del 5% y no debe contener más de 7% de etano. La Nafta debe recuperar pentanos y demás pesados, y no debe contener más de 5% de butanos, en base a esto, aseguramos que los resultado de las simulaciones en general fueron satisfactorios.
- Se verificó que con el desarrollo en general de las simulaciones de este trabajo, los resultados adquiridos son altamente satisfactorios y razonables, además nos percatamos de que la principal influencia en la operación de la planta son las presiones y temperaturas de las corrientes, por lo que se buscó aprovechar al máximo esta dependencia, logrando mediante modificaciones en el esquema del proceso y las condiciones de operación una reducción significativa en el costo total con respecto al diseño original.

- Finalmente aseguramos que por medio de este trabajo pudimos percibir el gran alcance que tiene en la actualidad este tipo de programadores y la importancia que representan dentro de diferentes ramas de la industria, pues el utilizarlo conlleva a sustanciales ahorros de tiempo, esfuerzo y dinero.

CAPÍTULO IX

Bibliografía



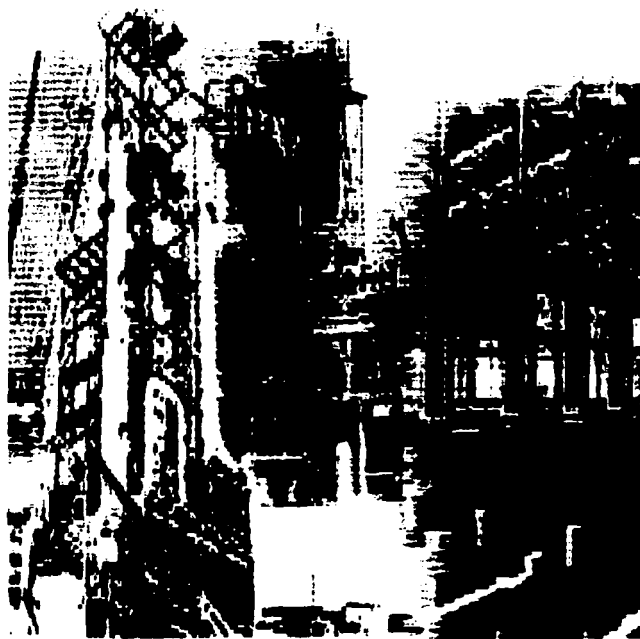
TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

BIBLIOGRAFIA

- **Process Flowsheeting**, Westerberg, Hutchison, Motard, Winter, Cambridge University Press, 1979.
- **Systematic methods for chemical process design**, Grossmann, Prentice Hall, 1997.
- **Process simulation**, Hosain, John Wiley, 1986.
- **Aplicación de la Programación no lineal a un Simulador de Procesos comercial: enfoques en la simulación y optimización de procesos**, Montiel Maldonado, Chávez Cavaría, Tecnol, Ciencia Ed (IMIQ), 7 (1): 38-46 1991.
- **Simulación de Procesos en Ingeniería Química**, Martínez, Dávila, López, Salgado, Rocha, Edit. Plaza y Valdés, 2000.
- **Ingeniería de Procesos. Manual para el diseño de procesos químicos apropiados para países en desarrollo**, Giral, Barnés, Ramírez, Grupo de Desarrollo de tecnología Departamento de Ingeniería Química División de estudios Superiores, Facultad de Química UNAM, 1977.
- **Analysis and Synthesis of Chemical Process Desig**, Seider, Seader, Levin, John Wiley.
- **Advances in Process Flowsheeting Systems**, Evans Lawrence, Chemical Process Design, Massachusetts Institute of Technology, Cambridge.
- **Chemical Engineering Dynamics**. Modelling with PC Simulation. VCH. John Ingham, Irving J. Dunn, Elmar Heinzle. 1994.
- **Operaciones de Transferencia de Mase**, Robert e Treybal. Mc-Graw-Hill, 1993.
- **PEMEX Petroquímica hacia una empresa de clase mundial**, Revista del IMIQ, Vol 6-8 (161-171) Junio-Agosto 2002.
- **Process Simulation with ASPEN PLUS**, Course Notes, 1997.

- **Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS Installation Guide 1993.**
- **Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS User Guide, Vol 1, 1993.**
- **Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS User Guide, Vol 2, 1993.**
- **Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS Physical Property Methods & Models, 1993.**
- **<http://www.pemex.com/>**
- **<http://www.imp.mx/petroleo/apuntes/gas.htm>**
- **http://www.gas-training.com/art_tecnico/como_func_torre_fracc.htm**
- **<http://www.todo-ciencia.com/geologia/0i70471500d990262820.php>**
- **<http://www.quiminet.com.mx/informacion/informacion.asp>**

APÉNDICE



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



170

CODIFICACIÓN DE DATOS DE ENTRADA

PLANTA DESISOBUTANIZADORA CENTRO PROCESADOR DE GAS
POZA RICA COLUMNA CO-TI

IN-UNITS ENG

DEF-STREAMS CONVEN ALL

DATABANKS PURECOMP / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &
NOASPENPCD

PROP-SOURCES PURECOMP / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC

COMPONENTS

PROPANO C3H8 PROPANO /
ISOBUT C4H10-2 ISOBUT /
BUTANO C4H10-1 BUTANO /
ISOPENT C5H12-2 ISOPENT /
PENTANO C5H12-1 PENTANO /
HEXANO C6H14-1 HEXANO /
HEPTANO C7H16-1 HEPTANO /
OCTANO C8H18 OCTANO /
DECANO C10H22-1 DECANO /
AGUA H2O AGUA

FLWSHEET

BLOCK CO-TI IN=1 6 10 OUT=4 8
BLOCK CO-E1 IN=4 OUT=5
BLOCK BA IN=5 OUT=7 6A
BLOCK CO-E2 IN=7 12 OUT=2 13
BLOCK CO-E3 IN=11 14 OUT=3 15
BLOCK CO-P1 IN=6A OUT=6
BLOCK CO-E4 IN=16 9 OUT=17 10
BLOCK BB IN=8 OUT=11 9

PROPERTIES PENG-ROB

PROP-DATA PRKIJ-1

IN-UNITS ENG
PROP-LIST PRKIJ
BPVAL PROPANO ISOBUT -7.8000000E-3
BPVAL PROPANO BUTANO 3.3000000E-3
BPVAL PROPANO ISOPENT .011100000
BPVAL PROPANO PENTANO .026700000
BPVAL PROPANO HEXANO 7.0000000E-4
BPVAL PROPANO HEPTANO 5.6000000E-3
BPVAL ISOBUT BUTANO -4.0000000E-4
BPVAL ISOBUT PROPANO -7.8000000E-3
BPVAL BUTANO ISOBUT -4.0000000E-4
BPVAL BUTANO PENTANO .017400000
BPVAL BUTANO HEXANO -5.6000000E-3
BPVAL BUTANO HEPTANO 3.3000000E-3
BPVAL BUTANO PROPANO 3.3000000E-3
BPVAL ISOPENT PENTANO 0.0

APENDICE

BPVAL ISOPENT PROPANO .0111000000
BPVAL PENTANO BUTANO .0174000000
BPVAL PENTANO ISOPENT 0.0
BPVAL PENTANO HEPTANO 7.40000000E-3
BPVAL PENTANO PROPANO .0267000000
BPVAL HEXANO BUTANO -5.60000000E-3
BPVAL HEXANO HEPTANO -7.80000000E-3
BPVAL HEXANO PROPANO 7.00000000E-4
BPVAL HEPTANO BUTANO 3.30000000E-3
BPVAL HEPTANO PENTANO 7.40000000E-3
BPVAL HEPTANO HEXANO -7.80000000E-3
BPVAL HEPTANO PROPANO 5.60000000E-3

STREAM 1

SUBSTREAM MIXED TEMP=225 PRES=128 <PSIG>
MASS-FLOW PROPANO 168 / ISOBUT 4227 / BUTANO 17955 / &
ISOPENT 6972 / PENTANO 9190 / HEXANO 11056 / &
HEPTANO 586 / OCTANO 980 / DECANO 406

STREAM 12

SUBSTREAM MIXED TEMP=90 PRES=73.4797
STDVOL-FLOW AGUA 6.25 <GAL/MIN>

STREAM 14

SUBSTREAM MIXED TEMP=90 PRES=73.4797
STDVOL-FLOW AGUA 590 <GAL/MIN>

STREAM 16

SUBSTREAM MIXED TEMP=325 PRES=80 <PSIG> NPHASE=1
MASS-FLOW AGUA 2200

BLOCK CO-E1 HEATER

PARAM TEMP=110 PRES=114.7

BLOCK CO-E2 HEATX

PARAM T-HOT=100 PRES-HOT=115 <PSIG> PRES-COLD=120 <PSIG>
FEEDS HOT=7 COLD=12
PRODUCTS HOT=2 COLD=13

BLOCK CO-E3 HEATX

PARAM T-HOT=100 PRES-HOT=115 <PSIG> PRES-COLD=120 <PSIG>
FEEDS HOT=11 COLD=14
PRODUCTS HOT=3 COLD=15

BLOCK CO-E4 HEATX

PARAM T-COLD=320
FEEDS HOT=16 COLD=9
PRODUCTS HOT=17 COLD=10

BLOCK CO-TI RADFRAC

PARAM NSTAGE=50
FEEDS 1 14 ON-STAGE / 6 1 ON-STAGE / 10 50 ON-STAGE
PRODUCTS 4 1 V / 8 50 L
P-SPEC 50 120 <PSIG> / 1 110 <PSIG>
COL-SPECS Q1=0.0 QN=0.0 MOLE-RDV=1

APENDICE

BLOCK CO-P1 PUMP
PARAM PRES=135 <PSIG>

BLOCK BA SSPLIT
MASS-FLOW MIXED 6A 132334.4 *

BLOCK BB SSPLIT
MASS-FLOW MIXED 11 45920 *

CONV-OPTIONS
PARAM TEAR-METHOD=BROYDEN SPEC-METHOD=BROYDEN
BROYDEN MAXIT=150

STREAM-REPOR MOLEFLOW MASSFLOW STDVOLFLOW

CODIFICACIÓN DE DATOS DE ENTRADA

REFINERÍA GENERAL LÁZARO CÁRDENAS MINATITLÁN
DE DEPROPANIZACIÓN COLUMNA DA-101 A

SECCIÓN

IN-UNITS ENG

DEF-STREAMS CONVEN ALL

DATABANKS PURECOMP / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &
NOASPENPCD

PROP-SOURCES PURECOMP / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC

COMPONENTS

ETANO C2H6 ETANO /
PROPANO C3H8 PROPANO /
BUTANO C4H10-1 BUTANO /
ISOBUTA C4H10-2 ISOBUTA /
PENTANO C5H12-1 PENTANO /
ISOPENTA C5H12-2 ISOPENTA /
HEXANO C6H14-1 HEXANO /
HEPTANO C7H16-1 HEPTANO /
AGUA H2O AGUA

FLWSHEET

BLOCK 101A IN=2 5 4 OUT=2A 5A
BLOCK B2 IN=5A OUT=5B 6
BLOCK BA-101 IN=5B OUT=5
BLOCK B1 IN=2B OUT=2C 3
BLOCK EA-101 IN=2A OUT=2B
BLOCK GA-101 IN=2C OUT=4
BLOCK EA-113 IN=6 1A OUT=12A 1AA
BLOCK BA109 IN=1AA OUT=2

PROPERTIES PENG-ROB

PROP-DATA PRKIJ-1

IN-UNITS ENG
PROP-LIST PRKIJ
BPVAL ETANO PROPANO 1.10000000E-3
BPVAL ETANO BUTANO 9.60000000E-3
BPVAL ETANO ISOBUTA -6.70000000E-3
BPVAL ETANO PENTANO 7.80000000E-3
BPVAL ETANO HEXANO -.0100000000
BPVAL ETANO HEPTANO 6.70000000E-3
BPVAL PROPANO BUTANO 3.30000000E-3
BPVAL PROPANO ISOBUTA -7.80000000E-3
BPVAL PROPANO PENTANO .0267000000
BPVAL PROPANO HEXANO 7.00000000E-4
BPVAL PROPANO HEPTANO 5.60000000E-3
BPVAL PROPANO ETANO 1.10000000E-3
BPVAL PROPANO ISOPENTA .0111000000
BPVAL BUTANO PROPANO 3.30000000E-3
BPVAL BUTANO ISOBUTA -4.00000000E-4

APENDICE

BPVAL BUTANO PENTANO .0174000000
BPVAL BUTANO HEXANO -5.6000000E-3
BPVAL BUTANO HEPTANO 3.30000000E-3
BPVAL BUTANO ETANO 9.60000000E-3
BPVAL ISOBUTA PROPANO -7.8000000E-3
BPVAL ISOBUTA BUTANO -4.0000000E-4
BPVAL ISOBUTA ETANO -6.7000000E-3
BPVAL PENTANO PROPANO .0267000000
BPVAL PENTANO BUTANO .0174000000
BPVAL PENTANO HEPTANO 7.4000000E-3
BPVAL PENTANO ETANO 7.8000000E-3
BPVAL PENTANO ISOPENTA 0.0
BPVAL ISOPENTA PROPANO .0111000000
BPVAL ISOPENTA PENTANO 0.0
BPVAL HEXANO PROPANO 7.0000000E-4
BPVAL HEXANO BUTANO -5.6000000E-3
BPVAL HEXANO HEPTANO -7.8000000E-3
BPVAL HEXANO ETANO -.0100000000
BPVAL HEPTANO PROPANO 5.6000000E-3
BPVAL HEPTANO BUTANO 3.3000000E-3
BPVAL HEPTANO PENTANO 7.4000000E-3
BPVAL HEPTANO HEXANO -7.8000000E-3
BPVAL HEPTANO ETANO 6.7000000E-3

STREAM 1A

SUBSTREAM MIXED TEMP=68 PRES=421 <PSIG>
MOLE-FLOW ETANO 114.14 / PROPANO 1775.24 / BUTANO 678.1 &
/ ISOBUTA 502.16 / PENTANO 207.6 / ISOPENTA 242.85 / &
HEXANO 429.01 / HEPTANO 677.66

STREAM 2

SUBSTREAM MIXED TEMP=216.5 PRES=315 <PSIG>
MOLE-FLOW ETANO 114.14 / PROPANO 1775.24 / BUTANO 678.10 &
/ ISOBUTA 502.16 / PENTANO 207.6 / ISOPENTA 242.85 / &
HEXANO 429.01 / HEPTANO 677.66

BLOCK BA-101 HEATER

PARAM TEMP=338 VFRAC=0.339

BLOCK BA109 HEATER

PARAM TEMP=216.5 PRES=315 <PSIG>

BLOCK EA-101 HEATER

PARAM TEMP=123 PRES=310 <PSIG>

BLOCK EA-113 HEATX

PARAM T-COLD=181.55
FEEDS HOT=6 COLD=1A
PRODUCTS HOT=12A COLD=1AA

BLOCK 101A RADFRAC

PARAM NSTAGE=59 ALGORITHM=STANDARD
FEEDS 2 26 ON-STAGE / 5 59 ON-STAGE / 4 1 ON-STAGE
PRODUCTS 5A 59 L / 2A 1 V
P-SPEC 26 315 <PSIG>
COL-SPECS Q1=0 QN=0 MOLE-RDV=1

APENDICE

BLOCK GA-101 PUMP
PARAM PRES=323 <PSIG>

BLOCK B1 SSPLIT
MASS-FLOW MIXED 2C 187612 *

BLOCK B2 SSPLIT
MASS-FLOW MIXED 6 207495 *

CONV-OPTIONS
PARAM TEAR-METHOD=BROYDEN SPEC-METHOD=BROYDEN
BROYDEN MAXIT=150

STREAM-REPOR MOLEFLOW MASSFLOW STDVOLFLOW

TABLAS DE RESULTADOS

COMPLEJO PROCESADOR DE GAS POZA RICA COLUMNA CO-TI

Display	1	2	3	4	5
	From	CO-E2	CO-E3	CO-E1	CO-E1
Format:	CO-TI				BA
	MIXED	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
Temperature F	225.0000	100.0000	100.0000	144.2000	110.0000
Pressure PSI	142.7000	129.7000	129.7000	124.7000	114.7000
Vapor Frac	0.5030	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Mole Flow BMOL/HR	755.0250	97.6100	657.4150	2396.0410	2396.0410
Mass Flow LB/HR	51540.0000	5620.0000	45920.0000	137954.4080	137954.4080
Volume Flow CUFT/HR	16712.0640	166.8840	1222.5550	101973.4530	4154.1640
Enthalpy MMBTU/HR	-46.7420	-8.2680	-47.3980	-132.4590	-152.9580
Mass Flow LB/HR					
PROPANO	168.0000	168.0000	0.0000	4123.9030	4123.9030
ISOBUT	4227.0000	4035.0000	191.9990	99047.3440	99047.3440
BUTANO	17955.0000	1416.9710	16538.0290	34782.4490	34782.4490
ISOPENT	6972.0000	0.0230	6971.9770	0.5770	0.5770
PENTANO	9190.0000	0.0050	9189.9950	0.1310	0.1310
HEXANO	11058.0000	0.0000	11058.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	586.0000	0.0000	586.0000	0.0000	0.0000
OCTANO	980.0000	0.0000	980.0000	0.0000	0.0000
DECANO	406.0000	0.0000	406.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
PROPANO	3.8100	3.8100	0.0000	93.5200	93.5200
ISOBUT	72.7250	69.4210	3.3030	1704.0870	1704.0870
BUTANO	308.9120	24.3790	284.5330	598.4240	598.4240
ISOPENT	96.6320	0.0000	96.6310	0.0080	0.0080
PENTANO	127.3730	0.0000	127.3730	0.0020	0.0020
HEXANO	128.2940	0.0000	128.2940	0.0000	0.0000
HEPTANO	5.8480	0.0000	5.8480	0.0000	0.0000
OCTANO	8.5790	0.0000	8.5790	0.0000	0.0000
DECANO	2.8530	0.0000	2.8530	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
PROPANO	5.3180	5.3180	0.0000	130.5460	130.5460
ISOBUT	120.6000	115.1220	5.4780	2825.9070	2825.9070
BUTANO	493.4100	38.9390	454.4710	955.8340	955.8340
ISOPENT	179.2770	0.0010	179.2760	0.0150	0.0150
PENTANO	233.9640	0.0000	233.9630	0.0030	0.0030
HEXANO	267.4430	0.0000	267.4430	0.0000	0.0000
HEPTANO	13.6760	0.0000	13.6760	0.0000	0.0000
OCTANO	24.0080	0.0000	24.0080	0.0000	0.0000
DECANO	8.8800	0.0000	8.8800	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	6	6A	7	8	9
	CO-P1	BA	BA	CO-TI	BB
Format:	CO-TI	CO-P1	CO-E2	BB	CO-E4
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	110.4000	110.0000	110.0000	214.3000	214.3000
Pressure PSI	149.7000	114.7000	114.7000	134.7000	134.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	2298.4310	2298.4310	97.8100	2005.5330	1348.1180
Mass Flow LB/HR	132334.4080	132334.4080	5820.0000	140085.0940	94185.1020
Volume Flow CUFT/HR	3987.4570	3984.9310	169.2330	4274.6910	2873.4440
Enthalpy MMBTU/HR	-146.6910	-146.7270	-6.2310	-134.7170	-90.5570
Mass Flow LB/HR					
PROPANO	3955.9030	3955.9030	168.0000	0.0000	0.0000
ISOBUT	95012.3440	95012.3440	4035.0000	585.7200	393.7210
BUTANO	33365.4770	33365.4770	1416.9710	50451.4690	33913.4380
ISOPENT	0.5530	0.5530	0.0230	21268.9450	14296.9700
PENTANO	0.1250	0.1250	0.0050	28035.3070	18845.3130
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	33727.8050	22671.8070
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	1787.6710	1201.6710
OCTANO	0.0000	0.0000	0.0000	2989.6210	2009.6210
DECANO	0.0000	0.0000	0.0000	1238.5570	832.5570
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
PROPANO	69.7100	69.7100	3.8100	0.0000	0.0000
ISOBUT	1634.6660	1634.6660	69.4210	10.0770	6.7740
BUTANO	574.0460	574.0460	24.3790	868.0060	583.4730
ISOPENT	0.0080	0.0080	0.0000	294.7870	198.1550
PENTANO	0.0020	0.0020	0.0000	388.5680	261.1950
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	391.3780	263.0840
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	17.8400	11.9920
OCTANO	0.0000	0.0000	0.0000	26.1720	17.5930
DECANO	0.0000	0.0000	0.0000	8.7050	5.8510
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
PROPANO	125.2280	125.2280	5.3180	0.0000	0.0000
ISOBUT	2710.7850	2710.7850	115.1220	16.7110	11.2330
BUTANO	916.8960	916.8960	38.9390	1386.4250	931.9540
ISOPENT	0.0140	0.0140	0.0010	546.9060	367.6300
PENTANO	0.0030	0.0030	0.0000	713.7370	479.7730
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	815.8700	548.4270
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	41.7200	28.0440
OCTANO	0.0000	0.0000	0.0000	73.2380	49.2310
DECANO	0.0000	0.0000	0.0000	27.0900	18.2100
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	10	11	12	13	14
	CO-E4	BB		CO-E2	
Format:	CO-TI	CO-E3	CO-E2		CO-E3
	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	320.0000	214.3000	90.0000	100.0000	90.0000
Pressure PSI	134.7000	134.7000	73.4800	134.7000	73.4800
Vapor Frac	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	1348.1180	657.4150	173.3810	173.3810	16367.1640
Mass Flow LB/HR	94165.1020	45920.0000	3123.5070	3123.5070	294859.0630
Volume Flow CUFT/HR	72549.0310	1401.2470	50.7170	50.9970	4787.7080
Enthalpy MMBTU/HR	-73.7430	-44.1600	-21.4040	-21.3890	-2020.5080
Mass Flow LB/HR					
PROPANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOBUT	393.7210	191.9990	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	33913.4380	16538.0290	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENT	14296.9700	6971.9770	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANO	18845.3130	9189.9950	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	22671.8070	11056.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	1201.6710	586.0000	0.0000	0.0000	0.0000
OCTANO	2009.6210	980.0000	0.0000	0.0000	0.0000
DECANO	832.5570	406.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	3123.5070	3123.5070	294859.0630
Mole Flow LBMOL/HR					
PROPANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOBUT	6.7740	3.3030	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	583.4730	284.5330	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENT	198.1550	96.6310	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANO	261.1950	127.3730	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	263.0840	128.2940	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	11.9920	5.8480	0.0000	0.0000	0.0000
OCTANO	17.5930	8.5790	0.0000	0.0000	0.0000
DECANO	5.8510	2.8530	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	173.3810	173.3810	16367.1640
Liq Vol 60F CUFT/HR					
PROPANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOBUT	11.2330	5.4780	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	931.9540	454.4710	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENT	367.6300	179.2760	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANO	479.7730	233.9630	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	548.4270	267.4430	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	28.0440	13.6760	0.0000	0.0000	0.0000
OCTANO	49.2310	24.0080	0.0000	0.0000	0.0000
DECANO	18.2100	8.8800	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	50.1300	50.1300	4732.2820

APENDICE

Display	15	16	17
	CO-E3		CO-E4
Format:		CO-E4	
	LIQUID	VAPOR	MIXED
Temperature F	100.0000	325.0000	325.3000
Pressure PSI	134.7000	94.7000	94.7000
Vapor Frac	0.0000	1.0000	0.1730
Mole Flow LBMOL/HR	16367.1840	1221.1860	1221.1860
Mass Flow LB/HR	294859.0630	22000.0000	22000.0000
Volume Flow CUFT/HR	4814.1600	104508.4380	18469.8140
Enthalpy MMBTU/HR	-2017.2700	-124.6950	-141.5080
Mass Flow LB/HR			
PROPANO	0.0000	0.0000	0.0000
ISOBUT	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENT	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000
OCTANO	0.0000	0.0000	0.0000
DECANO	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	294859.0630	22000.0000	22000.0000
Mole Flow LBMOL/HR			
PROPANO	0.0000	0.0000	0.0000
ISOBUT	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENT	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000
OCTANO	0.0000	0.0000	0.0000
DECANO	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	16367.1840	1221.1860	1221.1860
Liq Vol 60F CUFT/HR			
PROPANO	0.0000	0.0000	0.0000
ISOBUT	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENT	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000
OCTANO	0.0000	0.0000	0.0000
DECANO	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	4732.2920	353.0850	353.0850

REFINERÍA GENERAL LÁZARO CÁRDENAS MINATITLÁN
SECCIÓN DE DEPROPANIZACIÓN COLUMNA DA-101A

Display	1A	1AA	2	2A	2B
	From	EA-113	BA109	DA-101A	EA-101
Format:	EA-113	BA109	DA-101A	EA-101	B1
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
Temperature F	68.0000	181.6000	216.5000	142.4000	123.0000
Pressure PSI	435.7000	435.7000	329.7000	329.7000	324.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	4626.7600	4626.7600	4626.7600	6168.9590	6168.9590
Mass Flow LB/HR	287690.0000	287690.0000	287690.0000	267807.4690	267807.4690
Volume Flow CUFT/HR	7812.3830	8984.3220	9521.1380	80102.4770	9694.0840
Enthalpy MMBTU/HR	-310.4010	-290.7290	-283.5710	-275.3710	-308.2710
Mass Flow LB/HR					
ETANO	3432.1490	3432.1490	3432.1490	11461.4020	11461.4020
PROPANO	78281.9060	78281.9060	78281.9060	251687.1560	251687.1560
BUTANO	39413.4770	39413.4770	39413.4770	245.7410	245.7410
ISOBUTA	29187.2460	29187.2460	29187.2460	4413.1690	4413.1690
PENTANO	14978.3980	14978.3980	14978.3980	0.0000	0.0000
ISOPENTA	17521.6950	17521.6950	17521.6950	0.0000	0.0000
HEXANO	36970.8630	36970.8630	36970.8630	0.0000	0.0000
HEPTANO	67904.2730	67904.2730	67904.2730	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	114.1400	114.1400	114.1400	381.1620	381.1620
PROPANO	1775.2400	1775.2400	1775.2400	5707.6420	5707.6420
BUTANO	678.1000	678.1000	678.1000	4.2280	4.2280
ISOBUTA	502.1600	502.1600	502.1600	75.9280	75.9280
PENTANO	207.6000	207.6000	207.6000	0.0000	0.0000
ISOPENTA	242.8500	242.8500	242.8500	0.0000	0.0000
HEXANO	429.0100	429.0100	429.0100	0.0000	0.0000
HEPTANO	677.6600	677.6600	677.6600	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	154.8820	154.8820	154.8820	517.2180	517.2180
PROPANO	2478.0860	2478.0860	2478.0860	7967.3900	7967.3900
BUTANO	1083.0970	1083.0970	1083.0970	6.7530	6.7530
ISOBUTA	832.7380	832.7380	832.7380	125.9120	125.9120
PENTANO	381.3270	381.3270	381.3270	0.0000	0.0000
ISOPENTA	450.5490	450.5490	450.5490	0.0000	0.0000
HEXANO	894.3190	894.3190	894.3190	0.0000	0.0000
HEPTANO	1584.7100	1584.7100	1584.7100	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	2C	3	4	5	8A
	B1	B1	GA-101	BA-101	DA-101A
Format:	GA-101		DA-101A	DA-101A	B2
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID
Temperature F	123.0000	123.0000	123.3000	338.0000	318.6000
Pressure PSI	324.7000	324.7000	337.7000	331.9200	329.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000	0.3390	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	4321.6530	1847.3070	4321.6530	14784.4190	17563.6790
Mass Flow LB/HR	187612.0000	80195.4690	187612.0000	1103700.0000	1311200.0000
Volume Flow CUFT/HR	6791.1710	2902.9120	6796.0450	112184.4060	46685.4260
Enthalpy MMBTU/HR	-215.9590	-92.3120	-215.9370	-921.0940	-1145.2320
Mass Flow LB/HR					
ETANO	8029.2630	3432.1390	8029.2630	0.0110	0.0130
PROPANO	176318.9530	75368.2110	176318.9530	15499.2100	18413.0510
BUTANO	172.1530	73.5880	172.1530	209255.3130	248595.1560
ISOBUTA	3091.6370	1321.5320	3091.6370	148223.1410	176088.9840
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000	79872.7420	94651.1640
ISOPENTA	0.0000	0.0000	0.0000	93201.0000	110722.7270
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	196654.5780	233625.5000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	361194.9690	428099.3750
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	267.0220	114.1400	267.0220	0.0000	0.0000
PROPANO	3998.4780	1709.1650	3998.4780	351.4840	417.5620
BUTANO	2.9620	1.2660	2.9620	3600.1900	4277.0230
ISOBUTA	53.1910	22.7370	53.1910	2550.1460	3029.5710
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000	1104.2610	1311.8810
ISOPENTA	0.0000	0.0000	0.0000	1291.7820	1534.6130
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	2281.9800	2710.9910
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	3604.5950	4282.2560
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	362.3360	154.8620	362.3360	0.0000	0.0010
PROPANO	5581.5400	2385.8500	5581.5400	490.6420	562.6620
BUTANO	4.7310	2.0220	4.7310	5750.4120	6631.4850
ISOBUTA	88.2070	37.7040	88.2070	4228.9360	5023.9730
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000	2028.3480	2409.6760
ISOPENTA	0.0000	0.0000	0.0000	2396.5530	2847.1030
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	4757.0410	5651.3610
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	8429.3570	10014.0710
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	5B	6	12A
	B2	B2	EA-113
Format:	BA-101	EA-113	
	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	318.6000	318.6000	185.7000
Pressure PSI	329.7000	329.7000	329.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	14784.4190	2779.4600	2779.4600
Mass Flow LB/HR	1103700.0000	207495.0000	207495.0000
Volume Flow CUFT/HR	39297.5230	7387.9070	5948.5720
Enthalpy MMBTU/HR	-984.0000	-181.2310	-200.9030
Mass Flow LB/HR			
ETANO	0.0110	0.0020	0.0020
PROPANO	15499.2100	2913.8410	2913.8410
BUTANO	209255.3130	39339.8480	39339.8480
ISOBUTA	148223.1410	27885.8460	27885.8460
PENTANO	79672.7420	14978.4190	14978.4190
ISOPENTA	93201.0000	17521.7230	17521.7230
HEXANO	196654.5780	36970.9220	36970.9220
HEPTANO	361194.9690	67904.3980	67904.3980
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	351.4840	66.0790	66.0790
BUTANO	3600.1900	676.8330	676.8330
ISOBUTA	2550.1460	479.4260	479.4260
PENTANO	1104.2610	207.6000	207.6000
ISOPENTA	1291.7620	242.8500	242.8500
HEXANO	2281.8800	429.0110	429.0110
HEPTANO	3604.5950	677.6610	677.6610
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR			
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	490.6420	92.2400	92.2400
BUTANO	5750.4120	1081.0730	1081.0730
ISOBUTA	4228.9360	795.0370	795.0370
PENTANO	2028.3480	381.3280	381.3280
ISOPENTA	2396.5530	450.5500	450.5500
HEXANO	4757.0410	894.3200	894.3200
HEPTANO	8429.3570	1584.7130	1584.7130
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000

SECCIÓN DE DEPROPANIZACIÓN COLUMNA DA-101B

Display	1B	1BB	7	7A	7B
	From	EA-114	BA110	DA-101B	EA-102
Format:	EA-114	BA110	DA-101B	EA-102	B3
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
Temperature F	68.0000	181.6000	216.5000	142.4000	123.0000
Pressure PSI	435.7000	435.7000	329.7000	329.7000	324.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	4626.7600	4626.7600	4626.7600	6168.9590	6168.9590
Mass Flow LB/HR	287690.0000	287690.0000	287690.0000	267807.4690	267807.4690
Volume Flow CUFT/HR	7812.3830	8984.3220	9521.1380	80102.4770	9694.0840
Enthalpy MMBTU/HR	-310.4010	-290.7290	-283.5710	-275.3710	-308.2710
Mass Flow LB/HR					
ETANO	3432.1490	3432.1490	3432.1490	11461.4020	11461.4020
PROPANO	78281.9080	78281.9080	78281.9080	251687.1560	251687.1560
BUTANO	39413.4770	39413.4770	39413.4770	245.7410	245.7410
ISOBUTA	29187.2460	29187.2460	29187.2460	4413.1690	4413.1690
PENTANO	14978.3980	14978.3980	14978.3980	0.0000	0.0000
ISOPENTA	17521.6950	17521.6950	17521.6950	0.0000	0.0000
HEXANO	36970.8630	36970.8630	36970.8630	0.0000	0.0000
HEPTANO	67904.2730	67904.2730	67904.2730	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	114.1400	114.1400	114.1400	381.1620	381.1620
PROPANO	1775.2400	1775.2400	1775.2400	5707.6420	5707.6420
BUTANO	678.1000	678.1000	678.1000	4.2280	4.2280
ISOBUTA	502.1600	502.1600	502.1600	75.9280	75.9280
PENTANO	207.6000	207.6000	207.6000	0.0000	0.0000
ISOPENTA	242.8500	242.8500	242.8500	0.0000	0.0000
HEXANO	429.0100	429.0100	429.0100	0.0000	0.0000
HEPTANO	677.6600	677.6600	677.6600	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	154.8820	154.8820	154.8820	517.2180	517.2180
PROPANO	2478.0860	2478.0860	2478.0860	7967.3900	7967.3900
BUTANO	1083.0970	1083.0970	1083.0970	6.7530	6.7530
ISOBUTA	832.7380	832.7380	832.7380	125.9120	125.9120
PENTANO	381.3270	381.3270	381.3270	0.0000	0.0000
ISOPENTA	450.5490	450.5490	450.5490	0.0000	0.0000
HEXANO	894.3190	894.3190	894.3190	0.0000	0.0000
HEPTANO	1584.7100	1584.7100	1584.7100	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	7C	8	9	10	10A
	B3		GA-102	BA-102	DA-101B
Format:	GA-102		DA-101B	DA-101B	B4
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID
Temperature F	123.0000	123.0000	123.3000	338.0000	318.6000
Pressure PSI	324.7000	324.7000	337.7000	331.9200	329.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000	0.3390	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	4321.6530	1847.3070	4321.6530	14784.4190	17563.8790
Mass Flow LB/HR	187612.0000	80195.4690	187612.0000	1103700.0000	1311200.0000
Volume Flow CUFT/HR	6791.1710	2902.9120	6796.0450	112184.4060	46685.4260
Enthalpy MMBTU/HR	-215.9590	-92.3120	-215.9370	-921.0940	-1145.2320
Mass Flow LB/HR					
ETANO	8029.2630	3432.1390	8029.2630	0.0110	0.0130
PROPANO	176318.9530	75368.2110	176318.9530	15499.2100	18413.0510
BUTANO	172.1530	73.5880	172.1530	209255.3130	248595.1580
ISOBUTA	3091.6370	1321.5320	3091.6370	148223.1410	176088.9840
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000	79672.7420	94851.1640
ISOPENTA	0.0000	0.0000	0.0000	93201.0000	110722.7270
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	196654.5780	233625.5000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	361194.9690	429099.3750
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	267.0220	114.1400	267.0220	0.0000	0.0000
PROPANO	3998.4780	1709.1650	3998.4780	351.4840	417.5620
BUTANO	2.9620	1.2660	2.9620	3600.1900	4277.0230
ISOBUTA	53.1910	22.7370	53.1910	2550.1460	3029.5710
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000	1104.2610	1311.8610
ISOPENTA	0.0000	0.0000	0.0000	1291.7620	1534.6130
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	2281.9800	2710.9910
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	3604.5950	4282.2560
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	362.3360	154.8820	362.3360	0.0000	0.0010
PROPANO	5581.5400	2385.8500	5581.5400	490.6420	582.8820
BUTANO	4.7310	2.0220	4.7310	5750.4120	6831.4850
ISOBUTA	88.2070	37.7040	88.2070	4228.9360	5023.9730
PENTANO	0.0000	0.0000	0.0000	2028.3480	2409.6760
ISOPENTA	0.0000	0.0000	0.0000	2396.5530	2847.1030
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	4757.0410	5651.3610
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	8429.3570	10014.0710
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	10B	11	12B
	84	84	EA-114
Format:	BA-102	EA-114	
	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	318.6000	318.6000	185.7000
Pressure PSI	329.7000	329.7000	329.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	14784.4190	2779.4600	2779.4600
Mass Flow LB/HR	1103700.0000	207495.0000	207495.0000
Volume Flow CUFT/HR	39297.5230	7367.9070	5948.5720
Enthalpy MMBTU/HR	-864.0000	-181.2310	-200.8030
Mass Flow LB/HR			
ETANO	0.0110	0.0020	0.0020
PROPANO	15499.2100	2913.8410	2913.8410
BUTANO	209255.3130	39339.8480	39339.8480
ISOBUTA	148223.1410	27865.8480	27865.8480
PENTANO	79872.7420	14978.4190	14978.4190
ISOPENTA	93201.0000	17521.7230	17521.7230
HEXANO	196654.5780	36970.9220	36970.9220
HEPTANO	361194.9690	67904.3980	67904.3980
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR			
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	351.4840	66.0790	66.0790
BUTANO	3600.1900	676.8330	676.8330
ISOBUTA	2550.1460	479.4260	479.4260
PENTANO	1104.2610	207.6000	207.6000
ISOPENTA	1291.7620	242.8500	242.8500
HEXANO	2281.9800	429.0110	429.0110
HEPTANO	3804.5950	677.6610	677.6610
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR			
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	490.6420	92.2400	92.2400
BUTANO	5750.4120	1081.0730	1081.0730
ISOBUTA	4228.9360	795.0370	795.0370
PENTANO	2028.3480	381.3280	381.3280
ISOPENTA	2396.5530	450.5500	450.5500
HEXANO	4757.0410	894.3200	894.3200
HEPTANO	8429.3570	1584.7130	1584.7130
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000

SECCIÓN DE DEBUTANIZACIÓN Y DEPROPANIZACIÓN
COLUMNA DA-104

Display	25	25A	25B	25C	26
	From	DA-104	EA-105	B5	GA-109
Format:	DA-104	EA-105	B5	GA-109	DA-104
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	185.7000	156.7000	147.0000	147.0000	147.1000
Pressure PSI	144.7000	129.7000	124.7000	124.7000	134.7000
Vapor Frac	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	3011.6700	3498.4320	3498.4320	2203.6420	2203.6420
Mass Flow LB/HR	226578.0630	203327.6590	203327.6590	128075.0000	128075.0000
Volume Flow CUFT/HR	6475.0880	145271.3280	6352.6240	4001.4790	4002.4070
Enthalpy MMBTU/HR	-219.1260	-189.9310	-217.1790	-136.8000	-136.7900
Mass Flow LB/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	87.3110	235.9080	235.9080	148.5970	148.5970
BUTANO	43353.6640	116258.9060	116258.9060	73230.7890	73230.7890
ISOBUTA	32023.6680	86513.5000	86513.5000	54484.3360	54484.3360
PENTANO	16476.2380	32.1860	32.1860	20.2740	20.2720
ISOPENTA	19274.2270	287.3570	287.3570	181.0040	181.0040
HEXANO	40667.8630	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	74695.0940	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.9800	5.3500	5.3500	3.3700	3.3700
BUTANO	745.8900	2000.2080	2000.2080	1259.9190	1259.9190
ISOBUTA	550.9600	1488.4450	1488.4450	937.5630	937.5630
PENTANO	228.3600	0.4460	0.4460	0.2810	0.2810
ISOPENTA	267.1400	3.9830	3.9830	2.5090	2.5090
HEXANO	471.9100	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	745.4300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	2.7640	7.4680	7.4680	4.7040	4.7040
BUTANO	1191.3750	3194.8370	3194.8370	2012.4090	2012.4090
ISOBUTA	913.6630	2468.3060	2468.3060	1554.7710	1554.7710
PENTANO	419.4600	0.8190	0.8190	0.5160	0.5160
ISOPENTA	495.6140	7.3890	7.3890	4.6540	4.6540
HEXANO	983.7490	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	1743.1910	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	27	28	28A	28B	29
	B5	BA-103	DA-104	B6	B6
Format:		DA-104	B6	BA-103	
	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	147.0000	381.0000	309.4000	309.4000	309.4000
Pressure PSI	124.7000	222.7000	129.7000	129.7000	129.7000
Vapor Frac	0.0000	0.5000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	1294.7910	4424.7940	6141.6730	4424.7940	1716.8790
Mass Flow LB/HR	75252.8590	390000.0000	541325.1880	390000.0000	151325.2030
Volume Flow CUFT/HR	2351.1440	68948.0940	16676.6050	12014.7290	4681.8750
Enthalpy MMBTU/HR	-80.3790	-292.8430	-458.8280	-330.5640	-126.2630
Mass Flow LB/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	87.3110	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	43028.1170	838.9870	1164.5290	838.9900	325.5390
ISOBUTA	32019.1660	11.8090	16.1140	11.6100	4.5050
PENTANO	11.9120	42432.3550	58896.6800	42432.3590	16464.3220
ISOPENTA	106.3520	49400.0270	68587.8980	49400.0270	19167.8710
HEXANO	0.0000	104810.4920	145478.3590	104810.4840	40667.8670
HEPTANO	0.0000	192506.5310	267201.6250	192506.5310	74695.1020
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.9800	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	740.2890	14.4350	20.0350	14.4350	5.6010
ISOBUTA	550.8830	0.2000	0.2770	0.2000	0.0780
PENTANO	0.1650	588.1110	816.3060	588.1110	228.1950
ISOPENTA	1.4740	684.6820	950.3480	684.6820	265.6660
HEXANO	0.0000	1216.2210	1688.1310	1216.2210	471.9100
HEPTANO	0.0000	1921.1460	2686.5750	1921.1450	745.4300
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	2.7840	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	1182.4280	23.0560	32.0020	23.0560	8.9460
ISOBUTA	913.5350	0.3310	0.4600	0.3310	0.1290
PENTANO	0.3030	1080.2640	1499.4210	1080.2640	419.1570
ISOPENTA	2.7350	1270.2630	1763.1420	1270.2630	492.8790
HEXANO	0.0000	2535.3480	3519.0960	2535.3480	983.7490
HEPTANO	0.0000	4492.6050	6235.7960	4492.6050	1743.1910
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

COLUMN DA-105

Display	30	30A	30B	30C	31
	From	DA-105	EA-106	B7	GA-111
Format:	DA-105	EA-106	B7	GA-111	DA-105
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	185.7000	156.6000	147.0000	147.0000	147.1000
Pressure PSI	144.7000	129.7000	124.7000	124.7000	134.7000
Vapor Frac	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	2463.5100	3471.1650	3471.1650	2409.4420	2409.4420
Mass Flow LB/HR	185347.7500	201691.1560	201691.1560	140000.0000	140000.0000
Volume Flow CUFT/HR	5296.6590	144118.0940	6301.8970	4374.3390	4375.3450
Enthalpy MMBTU/HR	-179.2490	-188.3980	-215.4240	-149.5330	-149.5210
Mass Flow LB/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	71.4360	233.5520	233.5520	162.1160	162.1160
BUTANO	35470.9690	115855.1560	115855.1560	80418.6090	80418.6090
ISOBUTA	26168.3160	85553.4300	85553.4300	59385.2500	59385.2460
PENTANO	13480.5590	5.6420	5.6420	3.9160	3.9160
ISOPENTA	15769.1650	43.3790	43.3790	30.1110	30.1100
HEXANO	33273.8630	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	61113.4410	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.6200	5.2960	5.2960	3.6760	3.6760
BUTANO	610.2700	1993.2620	1993.2620	1383.5840	1383.5840
ISOBUTA	450.2200	1471.9270	1471.9270	1021.7100	1021.7100
PENTANO	186.8400	0.0780	0.0780	0.0540	0.0540
ISOPENTA	218.5800	0.6010	0.6010	0.4170	0.4170
HEXANO	386.1100	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	609.8900	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	2.2610	7.3930	7.3930	5.1320	5.1320
BUTANO	974.7550	3183.7420	3183.7420	2209.9330	2209.9330
ISOBUTA	746.6050	2440.9140	2440.9140	1694.3130	1694.3130
PENTANO	343.1950	0.1440	0.1440	0.1000	0.1000
ISOPENTA	405.4850	1.1150	1.1150	0.7740	0.7740
HEXANO	804.8890	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	1426.2300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	32	33	33A	33B	34
	B7	BA-104	DA-105	B8	B8
Format:		DA-105	B8	BA-104	
	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	147.0000	381.0000	310.0000	310.0000	310.0000
Pressure PSI	124.7000	221.9800	129.7000	129.7000	129.7000
Vapor Frac	0.0000	0.5000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	1061.7230	4194.3670	5598.1530	4194.3670	1401.7670
Mass Flow LB/HR	61891.1640	370000.0000	493656.5940	370000.0000	123656.5860
Volume Flow CUFT/HR	1927.5580	65579.3440	15215.4470	11404.1130	3811.3340
Enthalpy MMBTU/HR	-65.8920	-277.7690	-418.1400	-313.4000	-104.7400
Mass Flow LB/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	71.4380	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	35436.5550	102.9830	137.4000	102.9830	34.4170
ISOBUTA	26168.1800	0.4050	0.5410	0.4050	0.1350
PENTANO	1.7260	40330.7930	53809.6250	40330.7930	13478.8330
ISOPENTA	13.2680	47144.1290	62900.0270	47144.1290	15755.8970
HEXANO	0.0000	99560.6410	132834.5000	99560.6410	33273.8630
HEPTANO	0.0000	182861.0470	243974.4840	182861.0470	61113.4410
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.6200	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	609.6780	1.7720	2.3640	1.7720	0.5920
ISOBUTA	450.2180	0.0070	0.0090	0.0070	0.0020
PENTANO	0.0240	558.9830	745.7990	558.9830	186.8160
ISOPENTA	0.1840	653.4160	871.7920	653.4160	218.3760
HEXANO	0.0000	1155.3020	1541.4120	1155.3020	388.1100
HEPTANO	0.0000	1824.8870	2434.7770	1824.8870	609.8900
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Lig Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	2.2610	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	973.8090	2.8300	3.7760	2.8300	0.9460
ISOBUTA	746.8010	0.0120	0.0150	0.0120	0.0040
PENTANO	0.0440	1026.7610	1369.9120	1026.7610	343.1510
ISOPENTA	0.3410	1212.2550	1617.3990	1212.2550	405.1440
HEXANO	0.0000	2408.3550	3213.2440	2408.3550	804.8890
HEPTANO	0.0000	4267.5040	5693.7340	4267.5040	1426.2300
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

COLUMNA DA-106

Display	35	35A	35B	35C	35
	From	DA-106	EA-107	B9	EA-117
Format:	DA-106	EA-107	B9	GA-114	
	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	147.0000	135.0000	127.0000	127.0000	127.0000
Pressure PSI	109.7000	109.7000	104.7000	104.7000	179.7000
Vapor Frac	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	772.2290	2487.3420	2487.3420	2142.2050	345.1370
Mass Flow LB/HR	44876.5310	144453.4840	144453.4840	124409.4920	20044.0000
Volume Flow CUFT/HR	38445.8790	120674.4450	4453.8040	3835.8060	617.9990
Enthalpy MMBTU/HR	-42.0370	-139.3660	-158.7610	-136.7320	-22.0310
Mass Flow LB/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	52.0340	375.0610	375.0610	323.0190	52.0430
BUTANO	25712.8670	30488.0590	30488.0590	26257.6130	4230.4460
ISOBUTA	19067.9630	113590.3750	113590.3750	97828.8590	15761.5120
PENTANO	4.4680	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTA	39.1990	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.1800	8.5050	8.5050	7.3250	1.1800
BUTANO	442.3840	524.5400	524.5400	451.7560	72.7840
ISOBUTA	328.0600	1954.2970	1954.2970	1683.1240	271.1730
PENTANO	0.0620	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTA	0.5430	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.6470	11.8730	11.8730	10.2250	1.6470
BUTANO	706.5990	837.8230	837.8230	721.5690	116.2540
ISOBUTA	544.0260	3240.8330	3240.8330	2791.1430	449.6900
PENTANO	0.1140	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTA	1.0080	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	36A	37	38	38A	38B
	B9	GA-114	B10	DA-106	EA-127
Format:	EA-117	DA-106	EA-127	B10	DA-106
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
Temperature F	127.0000	127.1000	149.5000	149.5000	160.0000
Pressure PSI	104.7000	114.7000	109.7000	109.7000	125.1100
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4000
Mole Flow LBMOL/HR	345.1370	2142.0780	3843.3370	4270.0450	3843.0800
Mass Flow LB/HR	20044.0000	124402.1170	223464.2500	248274.5000	223449.3440
Volume Flow CUFT/HR	617.9990	3836.4000	6905.6660	7672.3940	71231.2890
Enthalpy MMBTU/HR	-22.0290	-136.7140	-235.0800	-261.1790	-221.7950
Mass Flow LB/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	52.0430	323.0270	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	4230.4460	26259.5740	193357.2190	214824.8280	193340.4380
ISOBUTA	15761.5120	97819.5160	29713.7810	33012.7730	29715.6660
PENTANO	0.0000	0.0000	40.2380	44.7080	40.2380
ISOPENTA	0.0000	0.0000	353.0050	392.1970	352.9980
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.1800	7.3250	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	72.7840	451.7900	3326.6670	3696.0130	3326.3790
ISOBUTA	271.1730	1682.9630	511.2190	567.9770	511.2510
PENTANO	0.0000	0.0000	0.5580	0.6200	0.5580
ISOPENTA	0.0000	0.0000	4.8930	5.4360	4.8930
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	1.6470	10.2260	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	116.2540	721.6230	5313.5270	5903.4650	5313.0660
ISOBUTA	449.6900	2790.8760	847.7600	941.8830	847.8140
PENTANO	0.0000	0.0000	1.0240	1.1380	1.0240
ISOPENTA	0.0000	0.0000	9.0770	10.0850	9.0770
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	39	39A
	EA-118	B10
Format:		EA-118
	LIQUID	LIQUID
Temperature F	110.0000	149.5000
Pressure PSI	89.7000	109.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	426.7090	426.7090
Mass Flow LB/HR	24810.2600	24810.2600
Volume Flow CUFT/HR	725.0170	766.7080
Enthalpy MMBTU/HR	-26.7270	-26.1000
Mass Flow LB/HR		
ETANO	0.0000	0.0000
PROPANO	0.0000	0.0000
BUTANO	21467.6090	21467.6090
ISOBUTA	3298.9920	3298.9920
PENTANO	4.4680	4.4680
ISOPENTA	39.1930	39.1930
HEXANO	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR		
ETANO	0.0000	0.0000
PROPANO	0.0000	0.0000
BUTANO	369.3450	369.3450
ISOBUTA	56.7580	56.7580
PENTANO	0.0620	0.0620
ISOPENTA	0.5430	0.5430
HEXANO	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR		
ETANO	0.0000	0.0000
PROPANO	0.0000	0.0000
BUTANO	589.9380	589.9380
ISOBUTA	94.1230	94.1230
PENTANO	0.1140	0.1140
ISOPENTA	1.0080	1.0080
HEXANO	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000

COLUMNA DA-107

Display	40	40A	40B	40C	41
	From	DA-107	EA-108	B11	EA-118
Format:	DA-107	EA-108	B11	GA-118	
	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature F	147.0000	131.2000	127.0000	127.0000	127.0000
Pressure PSI	109.7000	109.7000	104.7000	104.7000	179.7000
Vapor Frac	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	1584.2860	7939.8400	7939.8400	7231.9700	707.8690
Mass Flow LB/HR	92067.5390	461109.8440	461109.8440	420000.0000	41109.8440
Volume Flow CUFT/HR	78874.5630	382212.1250	14318.3550	13041.8150	1276.5400
Enthalpy MMBTU/HR	-86.2410	-449.9510	-510.1730	-464.6890	-45.4870
Mass Flow LB/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	106.7140	1196.5960	1196.5960	1089.9140	106.8810
BUTANO	52751.8050	28138.9730	28138.9730	25630.2680	2508.7050
ISOBUTA	39119.4300	431774.2810	431774.2810	393279.8130	38494.4570
PENTANO	9.1680	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTA	80.4260	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	2.4200	27.1360	27.1360	24.7170	2.4190
BUTANO	907.5830	484.1250	484.1250	440.9830	43.1620
ISOBUTA	673.0410	7428.5790	7428.5790	6786.2910	662.2880
PENTANO	0.1270	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTA	1.1150	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	3.3780	37.8790	37.8790	34.5020	3.3770
BUTANO	1449.6390	773.2690	773.2690	704.3290	68.9400
ISOBUTA	1116.1120	12318.8970	12318.8970	11220.8170	1098.2810
PENTANO	0.2330	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ISOPENTA	2.0680	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

APENDICE

Display	41A	42	43	43A	43B
	B11	GA-116	B12	DA-107	EA-128
Format:	EA-119	DA-107	EA-128	B12	DA-107
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
Temperature F	127.0000	127.1000	152.6000	152.6000	160.0000
Pressure PSI	104.7000	114.7000	109.7000	109.7000	120.6700
Vapor Frac	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.5000
Mole Flow LBMOL/HR	707.6690	7231.9710	11487.9730	12384.4290	11488.0120
Mass Flow LB/HR	41109.8440	420000.0310	687948.3750	718908.3750	667950.6250
Volume Flow CUFT/HR	1276.5400	13044.4560	20614.0880	22186.8050	271709.9380
Enthalpy MMBTU/HR	-45.4840	-464.6590	-697.3430	-750.5460	-649.5960
Mass Flow LB/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	106.6810	1089.8820	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	2508.7050	25828.8670	658558.6880	708800.1250	658558.4380
ISOBUTA	38494.4570	393281.2810	8217.3290	8844.2560	8217.8120
PENTANO	0.0000	0.0000	120.1730	129.3410	120.1730
ISOPENTA	0.0000	0.0000	1054.1960	1134.6240	1054.1980
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	2.4190	24.7160	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	43.1620	440.9390	11330.3190	12194.7470	11330.3500
ISOBUTA	662.2880	6766.3160	141.3770	152.1630	141.3860
PENTANO	0.0000	0.0000	1.6660	1.7930	1.6680
ISOPENTA	0.0000	0.0000	14.6110	15.7260	14.6110
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR					
ETANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO	3.3770	34.5010	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANO	68.9400	704.2910	18097.3770	19478.0960	18097.4260
ISOBUTA	1098.2810	11220.6590	234.4480	252.3340	234.4610
PENTANO	0.0000	0.0000	3.0590	3.2930	3.0590
ISOPENTA	0.0000	0.0000	27.1070	29.1760	27.1070
HEXANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Display	44	44A
	EA-120	B12
Format:	LIQUID	LIQUID
Temperature F	110.0000	152.6000
Pressure PSI	89.7000	109.7000
Vapor Frac	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR	876.4560	876.4560
Mass Flow LB/HR	50960.0000	50960.0000
Volume Flow CUFT/HR	1481.6600	1572.7170
Enthalpy MMBTU/HR	-54.5930	-53.2030
Mass Flow LB/HR		
ETANO	0.0000	0.0000
PROPANO	0.0000	0.0000
BUTANO	50243.4770	50243.4770
ISOBUTA	626.9270	626.9270
PENTANO	9.1680	9.1680
ISOPENTA	80.4280	80.4280
HEXANO	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000
Mole Flow LBMOL/HR		
ETANO	0.0000	0.0000
PROPANO	0.0000	0.0000
BUTANO	864.4280	864.4280
ISOBUTA	10.7860	10.7860
PENTANO	0.1270	0.1270
ISOPENTA	1.1150	1.1150
HEXANO	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000
Liq Vol 60F CUFT/HR		
ETANO	0.0000	0.0000
PROPANO	0.0000	0.0000
BUTANO	1380.7090	1380.7090
ISOBUTA	17.8870	17.8870
PENTANO	0.2330	0.2330
ISOPENTA	2.0680	2.0680
HEXANO	0.0000	0.0000
HEPTANO	0.0000	0.0000
AGUA	0.0000	0.0000