

28
29



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

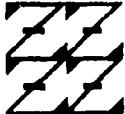
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES "ZARAGOZA"

FALLA DE ORIGEN

ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA
LA SUSTITUCION DE IMPORTACION DE
PROPILENO GRADO POLIMERO

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
LINO MENDOZA RODRIGUEZ

U. N. A. M.
FES
ZARAGOZA



LO MEXICANO S.S.I.
DE INDUSTRIA DEFENSION

MEXICO, D. F.

1995



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES *SARAGOZA*

JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA


OF/JU/24/95

SR. LINO MENDOZA RODRIGUEZ
P R E S E N T E.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el -
Examen Profesional, le comunico que la Jefatura a mi cargo ha
propuesto la siguiente designación:

PRESIDENTE: ING. RAUL RAMON MORA HERNANDEZ
VOCAL: ING. ANTONIO GONZALEZ DAVILA
SECRETARIO: ING. ANDRES AQUINO CANCHOLA
SUPLENTE: ING. ESTEBAN MINOR PEREZ
SUPLENTE: ING. ANTONIO ZAMORA PLATA

A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D.F., 1º de marzo de 1995


ING. JOSE BENJAMIN RANGEL GRANADOS
JEFE DE LA CARRERA

Irm

**DEDICATORIA
Y
AGRADECIMIENTO**

CON TODO CARIÑO Y COMPRENSION

A MIS PADRES POR SU APOYO Y CONSEJOS

A MIS HERMANOS

ROSA MARIA, OSCAR, RUFINA, SAMUEL

POR SU CARIÑO Y AMOR

A MI ABUELITA, TIOS Y TIAS

POR SU AMISTAD

A MIS AMIGOS Y DEMAS PERSONAS

QUE ME APOYARON EN ESTE TRABAJO

AGRADECIMIENTO

Al Ing. Antonio Gonzales Davila:

Con respeto y admiración por su apreciable asesoría para la realización de este trabajo, y paciencia principalmente en los momentos más complicados.

A los miembros del jurado:

Por las observaciones y críticas elaboradas de este trabajo y también se agradece al Ing. Andres Aquino Canchola por su gran apoyo y acertadas sugerencias.

Y finalmente a todos los maestros de la F.E.S. ZARAGOZA:

Que de una u otra forma transforman a los estudiantes por medio de sus enseñanzas.

AGRADEZCO LAS FACILIDADES BRINDADAS A TODO EL PERSONAL QUE LABORA EN LA UNIDAD DE COORDINACION OPERATIVA DE PEMEX REFINACION, ESPECIALMENTE AL:

ING. ANTONIO GONZALES DAVILA

POR SU VALIOSA AYUDA COMO ORIENTADOR Y SUS CRITICAS CONSTRUCTIVAS PARA LA ELABORACION DE ESTE TRABAJO.

ING. JOSE ANTONIO ROSAS JARAMILLO

POR PERMITIRME HACER USO DE LA INFORMACION Y EQUIPO DE COMPUTO DE LA COORDINACION OPERATIVA.

ING. CUTBERTO AZUARA PAVON

ING. ANTONIO VALLADARES CASTILLO

ING. ARMANDO VILLALOBOS MARTINEZ

ING. MARITZA VALDIVIESO LUNA

ING. OSCAR SILVA ROJAS

ING. MANUEL MENDOZA RINCON

POR SU APOYO Y COLABORACION EN EL DESARROLLO DE ESTE TRABAJO.

RESUMEN

Con la finalidad de estudiar los aspectos ingenieriles, que intervienen en el proceso para la obtención de propileno grado polímero, con la ayuda de un simulador de procesos HYSIM (Hyprotech's Procces Simulator).

Haciendo uso del simulador de procesos HYSIM, se realizaron las siguientes simulaciones.

1. Modelo real. Variación de la fracción de propileno del domo.
Se efectuaron varias corridas variando la fracción de propileno por el domo, de 0.7 a 0.99.
Se encontró que la máxima pureza para este modelo fue de 99% de propileno.
2. Modelo real. Variación de la carga a la entrada de la torre.
Se realizaron varias corridas con el modelo anterior bajando la carga de entrada a la torre desde 4000 hasta 500 B/D.
Se observa que la pureza de propileno en los destilados aumenta hasta propileno grado polímero (99.5%), cuando la carga de entrada disminuye hasta 500 B/D.
3. Modelo con dos torres. La carga de la segunda torre son los destilados de la primera torre.

Se instala otra torre, la cual su carga es el destilado de la primera torre. Se hizo una corrida tratando de ver que pureza de propileno obtenemos en la segunda torre.

Observando que la pureza no aumenta, deduciéndose con esto que el causante de la baja pureza era la cantidad de etano en la carga.

4. Modelo real, con carga sin etano.

A partir del modelo anterior se realizó una corrida, suponiéndose que en la carga a la torre, la mezcla entra sin etano.

Se observó que se obtiene propileno grado polímero (99.5%).

5. Modelo con dos torres. La segunda torre con carga del fondo de la primera torre.

Finalmente se llega a una simulación con dos torres, instalándose la segunda torre con carga del fondo de la primera torre. Con esto, se obtuvo en los destilados de la segunda torre, propileno grado polímero.

Esta es una forma de obtener propileno grado polímero.

Se espera que este trabajo pueda servir como apoyo a las plantas productoras de propileno en Petróleos Mexicanos.

INDICE

	Pág.
INTRODUCCION	1
GENERALIDADES	5
TECNOLOGIAS DISPONIBLES	19
.FUENTES DE SUMINISTRO	20
.DERIVADOS DEL PROPILENO	25
RECALCULO DE UNA TORRE YA EXISTENTE	41
ASPECTOS DE COMERCIALIZACION	141
CONCLUSIONES	176
BIBLIOGRAFIA	179

C A P I T U L O I
I N T R O D U C C I O N

INTRODUCCION

Primeramente vamos a hablar sobre la producción de propileno. El propileno grado polímero es un producto que en nuestro país se obtiene en la Industria petroquímica y se considera un petroquímico secundario el cual es usado como materia prima para obtener una gran cantidad de productos que son necesarios para el desarrollo de nuestro país. El propileno y sus derivados se pueden obtener a través de Petróleos Mexicanos y de esta manera satisfacer la demanda nacional, evitando así la fuga de divisas que tan graves repercusiones tiene en la economía nacional.

Actualmente, las importaciones anuales de propileno grado polímero son de 120,000 toneladas las cuales causan una salida de divisas de 43.5 millones de dólares.

Uno de los procesos mas importantes para la obtención del propileno en nuestro país es la desintegración catalítica de las fracciones intermedias del petróleo. De aquí se obtiene una mezcla de hidrocarburos olefinicos entre los cuales se encuentra el propileno.

La separación del propileno se logra a través de torres de destilación. Dependiendo del grado de separación se puede obtener el propileno en distintos niveles de pureza; si la corriente contiene de 40 a 60% de propileno se llama propileno grado refinación, si contiene de 92 a 95 % de propileno se llama propileno grado químico y si contiene arriba de 99.5% de propileno, esta corriente se denomina propileno grado polímero.

La desintegración catalítica de las fracciones intermedias del petróleo, así como la separación de sus componentes, es llevada a cabo por Petróleos Mexicanos a través de su subsidiaria Pemex Refinación en sus centros de refinación localizados en la ciudad de Cadereyta Nuevo León, Salamanca Guanajuato, Tula Hidalgo, Minatitlán Veracruz y Salina Cruz Oaxaca.

El equipo de purificación fue originalmente diseñado para obtener propileno grado químico (92 a 95% de pureza) el cual tenía como finalidad ser utilizado como carga a planta de polimerización para obtener gasolinas de alto octano y otros productos petroquímicos. El desarrollo de nuevas tecnologías petroquímicas para la obtención de productos de mayor valor agregado que la gasolina requirió de la disponibilidad en grandes volúmenes de corrientes de propileno de alta pureza mayor al 99.5% ahora conocidas como propileno grado polímero.

El presente trabajo propone una alternativa económicamente viable para obtener propileno grado polímero, para lo cual, se estudiaron las torres de destilación actualmente en uso.

Las torres bajo estudio entran en la categoría de destilación compleja, debido a que su carga principal está formada por una mezcla de multicomponentes, por tal motivo el cálculo de los equipos se efectuará con un Simulador de Procesos. En nuestro caso disponemos del Hiprotech's Process Simulator Hysim. Este simulador de procesos esta estructurado para efectuar balances de materia y energía, de plantas completas o de equipos individuales con el objeto de estimar las diversas propiedades termodinámicas requeridas, con la posibilidad de

manejar tanto fracciones del petróleo como componentes puros. La utilización de este simulador, nos permite revisar varias situaciones a la vez y de esta manera llegar a establecer las condiciones óptimas de operación de un sistema.

También se efectuará un estudio económico de la obtención del propileno grado polímero para ver su rentabilidad. Este estudio se comparará con la rentabilidad de la importación del producto.

C A P I T U L O I I
G E N E R A L I D A D E S

GENERALIDADES

La industria petrolera tuvo como objetivo inicial en forma ya masiva la producción de combustibles, energéticos y aceites.

Al desarrollarse la tecnología de los motores para automóviles, aviones, etc. Requirió de combustibles de una mayor calidad.

Al mejorar la tecnología para producir estos combustibles se produjeron en forma marginal otros productos petrolíferos que al inicio fueron separados y utilizados como energéticos. Con el transcurso del tiempo estos productos como el propileno, butilenos y otros olefinicos se les encontró, con el desarrollo de la petroquímica, otras aplicaciones tales como materias primas para obtener productos de mayor valor agregado.

Los motores de combustión interna que más desarrollo tuvieron fueron los que utilizaron como combustible cortes de nafta o gasolinas. Estos motores necesitaron una gasolina que tuviera mayor octanaje. Para lograr esto se sugirió introducir a los cortes naturales de gasolina, formados en casi su totalidad por parafinas, otros compuestos que dieran los nuevos requerimientos. Esto se logra pasando de una gasolina formada por compuestos netamente parafinicos a otra que tuviera compuestos que en su estado puro fuera de mayor octanaje que los parafinicos. Estos compuestos son las cadenas ramificadas, cíclicas, olefinicas y aromáticas.

DESTILACION ATMOSFERICA

El primer proceso para la separación de los cortes de naftas o gasolinas del petróleo fue el de la destilación atmosférica.

En este proceso, al petróleo se le incrementa su temperatura de 30 grados centígrados a aproximadamente 350 grados centígrados por medio de intercambiadores y calentadores. Con esta temperatura entra a una torre de destilación cuya presión esta alrededor de 1.1 kg/cm² manométrica. Por la parte superior de la torre se obtienen vapores de hidrocarburos que posteriormente se condensan y ya en forma líquida son conocidos como naftas o gasolinas.

Estas gasolinas son parafínicas puesto que a la temperatura de 350 grados centígrados de los calentadores y la presión de 1.2 kg/cm² solo pasan a estado gaseoso y no hay rompimiento térmico de cadenas. El índice de octano de este corte es de 50 a 55.

PROCESO TERMICO

Al aumentar la temperatura de salida de los calentadores comienza a haber rompimiento en las cadenas parafínicas largas principalmente de los cortes de diesel o gasóleos y con esto debido a las insaturaciones de enlaces comienza a formarse compuestos olefínicos, cíclicos y aromáticos.

Los vapores obtenidos por el domo de la torre al condensarse contienen estos nuevos compuestos que dan como resultado un aumento paulatino de índice de octano de esta gasolina.

Al ir aumentando la temperatura se obtiene como resultado una gasolina de mayor octano sin embargo también aumenta la formación de productos no deseables principalmente carbón.

El carbón formado por el rompimiento térmico de las cadenas largas se deposita en los tubos de los calentadores en las bombas y en los intercambiadores disminuyendo los tiempos de vida útil de la unidad de destilación.

COMPARACION ENTRE LA DESTILACION ATMOSFERICA Y TERMICA

El rendimiento de gasolina de la destilación atmosférica es alrededor de un 20 a 25% y el tiempo de operación antes de necesitar una reparación es de 2 a 3 años mientras que su tiempo de mantenimiento es de alrededor de 21 días.

En la destilación térmica el rendimiento de gasolina aumenta un poco pero sin embargo su tiempo de operación disminuye hasta una sexta parte mientras que los tiempos de reparación de la unidad y su costo aumentan considerablemente.

Otro factor adverso de la destilación térmica de cadenas parafínicas es que debido a la mayor temperatura que alcanza la carga a la fraccionadora, y el mayor rompimiento, aumenta la cantidad de compuestos ligeros como metano, etano y propano lo cual hace que tenga que aumentarse el tamaño de las torres de destilación, acumuladores, sistemas de enfriamiento, manejo de gases etcétera.

CAMBIO DE ESTRATEGIA

A mediados de la década de los 30 los refinadores se vieron ante la siguiente problemática, un aumento en la demanda de gasolina de alto octano (> 85 el I.O.) que requerían los motores de aviación que estaban siendo fabricados a gran escala por el advenimiento de la segunda guerra mundial.

Para soportar esta demanda los refinadores contaban con la destilación térmica que como vimos es un proceso que requiere mucho mantenimiento lo cual reduce el volumen total de gasolina de alto octano. Esto los llevaba a la fabricación de un gran número de costosas plantas. Presionados por lo anterior los refinadores volcaron sus esfuerzos en el desarrollo de los procesos catalíticos.

La solución a la oferta de grandes volúmenes de gasolina de alto octano eran dos tecnologías ambas basadas en el desarrollo de los catalizadores:

- a) Una consistía en reformar las cadenas parafínicas a cadenas cíclicas (Proceso de Reformación Catalítica).
- b) Otra en tener un rompimiento controlado de las cadenas parafínicas que forman los cortes pesados conocidos como

gasóleos y que representaban alrededor de un 25% del volúmen de petróleo crudo (Proceso de Rompimiento Catalítico).

Con estas dos tecnologías el rendimiento de gasolina por barril de petróleo crudo podría aumentar de 22% hasta 35%, con la ventaja de que la calidad de gasolina en índice de octano aumentaba de 50 a 85 .

PROCESO DE REFORMACION CATALITICA

El proceso de reformación catalítica de naftas se utiliza para la obtención de gasolinas de alto número de octano, empleando como carga un corte de hidrocarburos con un intervalo de temperatura de ebullición de 70 a 195 oC máximo.

Los subproductos del proceso son: hidrógeno de alta pureza, el cual es empleado en el hidrotatamiento de diferentes cortes de hidrocarburos, incluyendo la carga a la planta, gas C1,C2, empleado como combustible y gas C3,C4, el cual se comercializa como gas L.P.

Para el incremento del número de octano de la gasolina el proceso se basa principalmente en la conversión de los compuestos nafténicos de la carga a aromáticos y la deshidrociclización de parafinas.

Para el desarrollo de las reacciones antes mencionadas, se hace uso de un catalizador de alta selectividad, actividad y estabilidad.

Las condiciones de operación en el proceso cubren un amplio intervalo de valores, dependiendo de las necesidades en el producto reformado.

Operacionalmente, la actividad del catalizador se mantiene durante un largo período mediante un adecuado balance de humedad y cloruros presentes en el sistema, así como manteniendo bajos niveles de contaminantes en la carga.

Al concluir un ciclo de operación motivado por los depósitos de carbón en el catalizador, es posible recuperar la actividad mediante un adecuado procedimiento de regeneración. Este consiste de cuatro etapas fundamentales: Quemado de carbón, oxidación, reducción y sulfhidrado del catalizador.

FUNDAMENTOS DEL PROCESO

QUIMICA DE LAS REACCIONES

Las reacciones que tienen lugar en el proceso de reformación catalítica de naftas, se efectúan en presencia de un catalizador de platino o de platino y otro metal (renio, estaño, iridio, etc.), soportados en gamma alúmina.

Las reacciones más importantes que se llevan a cabo son:

Deshidrogenación de naftenos

Isomerización de parafinas

Isomerización de naftenos

Deshidroclclización de parafinas

Hidrodesintegración de parafinas

Demetanización

Polimerización de aromáticos

DESCRIPCION DEL PROCESO

La carga al proceso previamente hidrodesulfurada es mezclada con una corriente rica en hidrógeno (gas de recirculación) e intercambia calor con el efluente del último reactor, pasando enseguida a un primer calentador donde la mezcla alcanza la temperatura requerida de 470 °C, de ahí pasa a un primer reactor, donde se considera que la reacción predominante es la deshidrogenación de naftenos y debido a la endotermicidad de la reacción se observará una disminución en la temperatura de la mezcla de hidrocarburos a la salida del reactor. Para ajustar la temperatura nuevamente a la requerida por el proceso se emplea un segundo calentador. Esta secuencia de calentador - reactor

se repite, requiriéndose un total de 3 a 4 reactores y calentadores, según el diseño de la planta.

La fase líquida constituida por hidrocarburos C3 a C5+ se envían por control de nivel a una torre de estabilización en donde el producto de fondo será el reformado mientras que por el domo se obtienen gas seco utilizado como combustible y gas licuado para comercialización.

En la actualidad, se ha desarrollado la ingeniería para tres modelos diferentes del proceso de reformación:

Semiregenerativo: En esta tecnología la planta sale de operación para regeneración del catalizador desactivado.

Cíclico: Esta tecnología cuenta con un reactor adicional que sale a regeneración periódicamente sin que la planta tenga que interrumpir su operación.

Continuo: En esta tecnología la regeneración del catalizador se efectúa continuamente, es decir, la planta cuenta con un equipo especial para regeneración del catalizador. El catalizador fluye dentro de los reactores para pasar al regenerador y posteriormente ser realimentado en la parte superior del primer reactor.

PROCESO DE ROMPIMIENTO CATALITICO FLUIDO

El craqueo térmico, en términos generales, comprende deshidrogenación, polimerización, isomerización y muchas otras reacciones. Sin embargo, la reacción principal es la formación de un radical libre, mediante la unión al azar de un átomo de hidrógeno con otro radical libre, seguida de la ruptura de la cadena "B" en el punto en que se encuentra el átomo de carbono deficiente en hidrógeno. De ahí que en el producto resultante del craqueo térmico haya hidrocarburos de todo tamaño imaginable de cadenas. Los radicales libres, además, se deshidrogenan y forman olefinas y diolefinas. Y estas se pueden isomerizar o polimerizar. Los naftenos no se convierten en aromáticos, pero las cadenas laterales de aromáticos pueden craquearse si son de más de un átomo de carbono.

El primer proceso comercial se presentó cuando Eugene Houdry (de la Socony Vacuum y después de la Sun Oil) inventó un proceso que usaba una arcilla activada (material acidificado de sílica alúmina) en lecho craqueador fijo, Houdry descubrió también que el depósito de carbón que se formaba en la arcilla durante la reacción podía quemarse para regenerar el catalizador; esto es, para restaurarle la actividad. Para 1943 ya había 24 unidades Houdry, en operación o en construcción, con una capacidad conjunta de 330,000 B/D. El proceso era cíclico y comprendía un ciclo de reacción de 10 minutos, otro de 10 minutos para cambios de las válvulas de purga, y otro de 10 a 20 minutos para quemar el carbón, según fuera la composición de la carga fresca. Para extraer calor durante la quema del carbón (regeneración) y transferir durante el ciclo de reacción se usaba un sistema de termo-permuta de sal derretida.

La Socony Vacuum, que varias veces estuvo afiliada con la Sun Houdry a fines de la década de los años 30s, desarrolló su propio proceso; el T.C.C. (Proceso Thermofor de Craqueo Catalítico). En dicho proceso se usaba un lecho móvil de catalizador que bajaba por gravedad a través de la zona de reacción, subía en un elevador de cangilones, caía por gravedad a un horno donde se le quemaba el depósito de carbón, y luego volvía a subir un elevador de cubos. Al principio se usaba un catalizador granular tamaño malla 8 y después uno de esferitas de arcilla. Para 1943 las unidades existentes de T.C.C. craqueaban catalíticamente 300,000 B/D de gasóleo.

PROCESO DE "CAMA FLUIDA"

El mecanismo exacto del craqueo por catálisis no se conoce a ciencia cierta, si bien es considerable la cantidad de material que sobre el tema se ha publicado. El problema para determinar la naturaleza exacta de tal mecanismo radica en la dificultad de describir y probar las precisas características acidificadoras de los enlaces de silice y aluminio que tienen los catalizadores amorfos. Sin embargo, el uso de zeolitas (zilicatos cristalinos de alúmina) en los modernos catalizadores de craqueo ha mejorado los métodos investigativos fundamentales, ya que ahora es posible usar la cristalografía y otros sistemas para determinar la naturaleza de los enlaces químicos.

Se descubrió que, si se podía establecer una diferencia de densidad entre dos segmentos de un sistema fluidificado de sólidos, el flujo seguía la dirección del segmento de más baja densidad, tal como ocurre con fluidos reales y que, al igual

que en éstos, el régimen de flujo se podía controlar mediante caída de presión a través de una válvula. Descubierta ese principio básico, la comercialización de la invención del craqueo catalítico tipo fluído no se hizo esperar. La repentina necesidad de los E.E.U.U., de contar con grandes volúmenes de gasolina de alto octanaje durante la II guerra mundial, le dio ímpetu adicional al proceso. A consecuencia de esa necesidad el gobierno Estadunidense decretó, bajo las cláusulas de su famosa "Recomendación 41", la fusión general de todas las patentes de tecnología de craqueo catalítico expedidas a diversas compañías. La fusión permaneció vigente hasta el séptimo año después de terminada la guerra.

Aunque la Standard Oil Development de N.J. originó el proceso conjuntamente con la M.W. Kellogg y la Standard Oil of Indiana, otras empresas contribuyeron notablemente en investigación y desarrollo: entre ellas, las firmas Anglo Iranian Oil, Shell, Texaco y Universal Oil Products Co.

La primera craqueadora tipo fluído se estrenó en mayo de 1942 en la Refinería de Baton Rouge, Luisiana, de la Standard Oil Co. of N.J., con catalizador de baja alúmina (13% alúmina) molido, fabricado por la Davison Chemical Co, en su planta de Curtis Bay, Maryland.

DESCRIPCION DEL PROCESO

El catalizador caliente que fluye al reactor hace contacto con el petróleo y lo vaporiza. El craqueo ocurre en el reactor a temperaturas de 475 a 520 oC, y conduce a una acumulación de 1 a 2% por peso de coque en el catalizador fluidificado. El

catalizador "gastado" pasa por un separador anular donde el petróleo ocluido se le remueve por "despojo" a vapor. El catalizador despojado e inactivo se pasa seguidamente a través de una válvula corrediza y cae en una corriente de aire acarreador que lo lleva al regenerador. La quema de carbón se inicia en ese tubo (montante) de trasiego y continúa en el regenerador, donde el lecho fluidificado permanece a 595-705 oC. El catalizador "regenerado", que suele contener 0.1 a 0.4% por peso de carbón, pasa entonces por la válvula corrediza correspondiente y se une con la corriente entrante de petróleo, con lo cual se inicia un nuevo ciclo. Tanto los productos craqueados como el gas de combustión salen de sus respectivos recipientes a través de ciclones que centrífugamente remueven el catalizador atrapado y lo devuelven a los lechos fluidificados.

Los productos del reactor en fase vapor a una temperatura de 400 oC pasan por una línea de transferencia hacia la fraccionadora, conocida como torre fraccionadora de crudo sintético, entrando en esta por la parte inferior. Por el domo de la torre fraccionadora salen a una temperatura de 120-130 oC vapores ligeros que son condensados hasta una temperatura de 30 oC y posteriormente van a un acumulador donde se separa la fase líquida de la gaseosa, todo a una presión de aproximadamente 1 kg/cm². La fase gaseosa va a un turbo-compresor, por lo general de dos pasos, donde se le eleva su presión hasta 15 kg/cm² y entra a un absorbedor en contracorriente con la gasolina condensada del domo del acumulador. Los gases salen por el domo y entran a otro absorbedor en contracorriente con el corte de aceite cíclico ligero saliendo por la parte superior de este segundo absorbedor hacia áreas de eliminación de ácido sulfhídrico y fraccionamiento para posteriormente ir a la red de gas combustible o a otros procesos posteriores.

La gasolina del acumulador es tomada por una bomba que la eleva a la presión necesaria para entrar al absorbedor de gas antes mencionado, de ahí pasa a un agotador, saliendo de éste para dirigirse a un tanque de balance para separación de agua. De este tanque de balance pasa a una estabilizadora donde se le separarán los butanos y más ligeros dejando esta gasolina con una presión de vapor menor a 11 kg/cm². De aquí pasa a los tratamientos de Sosa o Mercox para eliminarle los compuestos de azufre, pasando después a los sistemas de mezclado de gasolina de alto octano.

De la columna estabilizadora salen por el domo los compuestos de propano y butano, los cuales pasan al tratamiento de Sosa y Girbotol (amina) para eliminarle las impurezas de azufre, pasando después a una torre depropanizadora. En esta torre depropanizadora por el fondo salen los compuestos de butano, butilenos que van de carga a procesos petroquímicos posteriores ó a almacenamiento como energéticos. Por el domo de la depropanizadora salen los compuestos de propano, propleno los cuales van de carga a una torre donde se separa por el fondo el propano y por el domo el propileno.

La torre fraccionadora de crudo sintético tiene también extracciones laterales siendo la más importante la de aceite cíclico ligero que va a los tanques de diesel. Por el fondo se extrae una corriente cuya función es separar el catalizador que se hubiera escapado de los ciclones del reactor. Así también se obtiene una corriente de aceite cíclico pesado la cual se recircula hacia la carga al reactor con la finalidad de incrementar los rendimientos del mismo.

C A P I T U L O I I I
T E C N O L O G I A S D I S P O N I B L E S

CAPITULO III

TECNOLOGIAS DISPONIBLES

FUENTES DE SUMINISTRO (DESCRIPCION)

SUBPRODUCTO EN LA REFINACION DE PETROLEO

En las refinerías de petróleo se generan corrientes de gases ricas en propileno, siendo las principales las de las unidades de desintegración catalítica FCC., coke y viscoreductoras, de aquí se obtiene una corriente de propano-propileno, a menudo con un contenido de propileno de 50 a 70% en peso, comercialmente denominada propileno grado refinación, del cual por destilación se puede obtener el propileno grado químico (90 - 95% de pureza) o el grado polímero (99 + % pureza).

Tipicamente, del 5 al 9% en volumen, de la carga fresca a una unidad de FCC., es convertida a propileno. El rendimiento total de la refinería en promedio es del 1% en volumen, de la carga de crudo.

En los Estados Unidos, actualmente las refinerías proporcionan más del 50% del propileno utilizado por la industria química.

SUBPRODUCTO EN LA PRODUCCION DE ETILENO

El propileno, obtenido en la producción de etileno, proviene principalmente de plantas que utilizan cargas distintas al etano, como el LPG, naftas o gasoleos.

En gran parte del mundo, este medio de obtención es ahora la mayor fuente de suministro de este producto. En Europa Oriental y Japón, las fuentes probables de refinación están por debajo del 10% del suministro del propileno, mientras que el 90% del propileno restante se obtiene de otros procesos, por ejemplo deshidrogenación de propano, etc.

Mucho del propileno es recobrado como subproducto de la manufactura de etileno y es obtenido en una menor proporción como subproducto de operaciones de refinación, por ejemplo se recupera a partir del etileno por craqueo con vapor.

DESHIDROGENACION DE PROPANO

En este proceso, el propano es deshidrogenado mediante un catalizador de cromo-alumina a 500 - 675 grados centígrados y a 0.2 - 1.0 atmósferas de presión. El rendimiento logrado es de 75% a 80% del propano. Otro proceso similar, es el Oleflex, y utiliza un catalizador a base de platino a condiciones de alta severidad. El proceso de deshidrogenación produce la mayor expansión del propileno comparado con el craqueo de refinación derivado de una olefina de etileno. La selectividad total de propileno es de 89% a 91% en mol, en base al propano.

DESPROPORCIONACION DE ETILENO

Proceso patentado por la Phillip's Petroleum, en el cual el etileno es cargado a un reactor de dimerización que opera a 39.5 atmósferas y 50 grados centígrados con un catalizador a base de molibdeno.

Los efluentes del reactor pasan a una columna lavadora con solución de NaOH al 10% para remoción del catalizador, la corriente del domo es secada con malla molecular y se alimenta a una desbutanizadora separándose por el domo el dimero 2-buteno, el cual es cargado junto con etileno fresco a un reactor de desproporcionación el cual opera a 30.6 atmósferas y 427 grados centígrados, pasando los efluentes a 3 columnas sucesivas y obteniéndose por el domo de la segunda columna el propileno grado polímero.

DESPROPORCIONADORA DEL ETILENO Y N-BUTILENOS

Proceso patentado por Phillip's Petroleum, en el cual una mezcla de etileno y n-butilenos se alimenta a uno de dos reactores que operan a 30.6 atmósferas y 430 grados centígrados. Cada dos días de operación se requiere regenerar con aire cada reactor. Los efluentes del reactor (propileno, etileno no reaccionado, 2-buteno y C5+) pasan a una desetanizadora recuperándose etileno para realimentarlo, el fondo de esta columna pasa a una despropanizadora, separándose por el domo el propileno grado polímero, el fondo de esta columna pasa a una desbutánizadora recuperándose butilenos para realimentación.

DERIVADOS DEL PROPILENO

OBTENCION

ACRILONITRILLO

Universalmente es producido por la amoxidación catalítica de propileno. Predominantemente por el proceso Sohio. Este es un proceso muy eficiente, provee el acrilonitrilo a costos que son muy aceptables y se utiliza en una amplia variedad de aplicaciones.

La amoxidación de propileno es hasta ahora la única tecnología comercial para fabricar acrilonitrilo. En estos procesos el propileno, amoníaco y el aire se hacen reaccionar en un lecho catalítico fluido alrededor de 430 grados centígrados y 2 atmósferas de presión, el ácido cianhídrico y el acetonitrilo son los subproductos primarios. Sohio practica y licencia esta tecnología. Variaciones numerosas de esta tecnología se licencian y practican por otras compañías, incluyendo Nitto, Distillers/Ugine Snam y Montedison-Uop.

Anterior a la comercialización de la tecnología de amoxidación, el acrilonitrilo fue producido por dos procesos principales, la adición de ácido cianhídrico, óxido de etileno para formar cianhidrina de etileno, el cual es deshidratado a acrilonitrilo, mientras que el segundo proceso es la adición de ácido cianhídrico al acetileno. Los procesos para fabricar acrilonitrilo de propano y amoníaco

son poco desarrollados y no son comerciales hasta los años noventas.

ALCOHOL ISOPROPILICO

El alcohol isopropílico es fabricado en Estados Unidos de América, comúnmente vía un proceso de hidratación indirecta. Una refinera de propano de corrientes de gases residuales contiene alrededor de 40 a 60% de propileno, se absorbe en ácido sulfúrico concentrado para formar sulfato de isopropil posteriormente, hidrolizado con agua para formar alcohol isopropílico.

Fuera de Estados Unidos de América el viejo proceso de hidratación indirecta para el alcohol isopropílico se da por el camino del proceso de hidratación indirecta desarrollado por Vebachemie Ag, Deutsche Texaco Ag y Tocuyama soda Co.,Ltd. Una corriente de propileno (98% de propileno) y agua se hacen reaccionar en presencia de un catalizador como es el ácido fosfórico en bentonita para formar el alcohol isopropílico en un paso. Este proceso elimina el uso del ácido sulfúrico, que puede causar problemas de contaminación del aire y altos costos de mantenimiento por corrosión.

ACETONA

La manera más sencilla de producir acetona es por medio de la conversión del metil-metacrilato y es convertida en una resina acrílica para fundición en placas, moldeados varios, recubrimientos de superficies y otros productos.

Un gran volumen de acetona se obtiene como producto de la conversión de cúmeno a fenol y acetona.

La acetona, es producida del alcohol isopropílico por deshidrogenación. La reacción toma lugar en la fase vapor alrededor de 400 grados centígrados y presión atmosférica en presencia del catalizador óxido de zinc - óxido de circonio, la conversión esta alrededor de 93% del teórico. Este proceso es similar al practicado y licenciado en Exxon.

Algo de acetona se obtiene como producto de la hidroperoxidación de propileno en la manufactura de óxido de propileno.

Cantidades mínimas de acetona se obtienen como producto de varios procesos de oxidación, particularmente del n-butano o la oxidación de la nafta a ácido acético; en algunos casos se recuperan pequeñas cantidades.

El alcohol isopropílico puede ser oxidado a hidroperóxido y entonces se hidroliza a acetona, esta ruta no es recomendada para ser usada en gran escala.

CUMENO

El propileno diluido con propano (como un propileno en grado refinación), y un gran exceso de benceno se hacen reaccionar bajo elevada temperatura y presión en presencia de un catalizador ácido. El ácido fosfórico en alúmina o kieselguhr son usados como catalizadores. Pequeños volúmenes de diisopropil benceno son producidos. La conversión es alrededor de 96% de benceno y 92% de propileno teórico. Las patentes de proceso las tienen UOP, IFT., y Bayer.

La presentación de cumeno, se da en aceites crudos y fluidos de refinación, pero el cumeno comercial es manufacturado por la alquilación de benceno con propileno.

DODECENO

El propileno (usualmente grado refinación) es oligomerizado en una unidad de poligas o dimersol. Los dodecenos son separados por fraccionamiento de los C6, C9, y olefinas ligeras. El ácido fosfórico sólido es un catalizador común en la unidad de poligas. Los dodecenos producidos son una gran mezcla compleja del ramo de las olefinas.

HEPTENOS

Los heptenos se producen por reacción de propileno (usualmente en grado refinación) con butilenos en una unidad de poligas o dimersol. Los heptenos son separados por fraccionamiento de hexanos, octenos y oligomeros de grandes olefinas. El ácido fosfórico sólido es comúnmente usado como catalizador. Los heptenos producidos son una mezcla compleja de algunos heptenos; el proceso dimersol es usado para proveer heptanos con pequeños subproductos.

NONANOS

Los dímeros de propileno y sus oligomeros se fabrican con un proceso con catalizador ácido en proceso de Friedel - Crafts usualmente se usa un propileno grado refinación (67% en peso de propileno sobre 33% en peso de propano) como alimentación. Muchas de las unidades de polimerización catalítica en las refinerías se pueden usar para fabricar nonano y dodeceno con presencia de butanos y heptanos, mientras solo tres productos nonano, dodeceno y heptanos son separados por fraccionamiento, por condiciones de reacción, por rango de monómero y grado de recirculación, en algunos casos por control de la distribución del producto. Estos dímeros y oligomeros son los productos principales.

OXO ALCOHOLES

En el proceso oxo, el propileno se hace reaccionar catalíticamente con monóxido de carbono e hidrógeno a elevada temperatura y presión para formar n - e isobutiraldehído y n - y alcohol isobutílico. Alcohol 2-etil hexílico puede también ser producido directamente de la exonación de propileno o por reacción posterior de n-butiraldehído. Tomando juntos, el n-, e isobutiraldehído, n- y alcohol isobutílico, y alcohol 2-etil hexílico estimado para varios de los hexoquímicos producidos cuando el monómero de propileno se usa como alimentación. Cantidades menores de grandes alcoholes son producidos ocasionalmente y recobrados como subproductos.

El destino de los productos manufacturados en los procesos oxo dependen enteramente de la catálisis y condiciones de reacción utilizadas.

Cantidades considerables de subproductos se producen en todas las reacciones oxo. En muchos países, todo el alcohol isobutílico e isobutiraldehído utilizado para usos químicos y como solventes son probablemente recobrados por el proceso oxo como subproducto con exceso de productos iso-, estos productos pueden usarse como combustible o como alimentación de craking para reciclar el propileno, monóxido de carbono e hidrógeno. Pequeñas cantidades de n-butiraldehído son producidas

Intensionalmente para usarse en algunos usos finales en pequeños volúmenes.

El alcohol n-butílico es producido por la hidrogenación catalítica del n-butiraldehído formado a partir de propileno por el proceso oxo. En una alternativa de proceso (se creó que se usa únicamente por shell), el alcohol n-butílico es producido en un sólo paso por la reacción iniciada de propileno con el proceso oxo.

En el proceso shell, se emplea un catalizador soluble de cobalto-tributil-fosfina, hidrógeno, propileno y monóxido de carbono se hacen reaccionar en un sólo paso a 35 atmósferas y 180 grados centígrados para formar n- e isobutanol en proporción aproximada de 9 a 1.

La conversión en este proceso es de un 80%.

METIL METACRILATO

Mucho del metil metacrilato producido se basa en acetona, ácido clanhídrico y metanol (proceso de acetona y clanhidrina) esta reacción tiene lugar en tres partes del reactor usando como catalizador NaOH. El tiempo de residencia es alrededor de dos horas a dos grados centígrados. El ácido sulfúrico concentrado es usado para neutralizar la mezcla y estabilizar la acetona clanhidrina. Un exceso de ácido sulfúrico concentrado es utilizado para la purificación de la acetona clanhidrina, para formar sulfato de metacrilamida. La reacción en fase líquida ocurre en 2 partes a 130 grados centígrados y a 8 atmósferas. El metanol es adicionado para formar metil metacrilato y liberar sulfato de amonio. La conversión es de 85% de la teórica basada en acetona o HCN.

Mitsubishi gas Chemical Co. ha desarrollado una variación al proceso de acetona clanhidrina la cual no usa ácido sulfúrico, o lo produce como subproducto del bisulfato de amonio. Este proceso está ahora en etapa de planta piloto.

El metil metacrilato también es producido a partir de materiales crudos de C4, como son el isobutileno o alcohol terbutílico. Este es un proceso de oxidación en dos pasos, en el cual la materia prima C4 se oxida a metacroleína y entonces se oxida adicionalmente a ácido metacrílico. El

alcohol terbutílico se puede oxidar con aire a 410 grados centígrados y de 1.7 a 2.6 atmósferas. En la fase vapor oxon una mezcla de catalizadores de óxido de Mo-Fe. La metacroleína resultante es posteriormente oxidada con aire a 304 grados centígrados y de 2 a 2.6 atmósferas. A ácido metacrílico, con una mezcla de catalizador de Mo-P. El ácido metacrílico se esterifica con metanol a 117 grados centígrados en presencia de catalizador. La conversión de productos en alcohol terbutílico y metanol son 83% y 97% respectivamente, basada en patentes otorgadas por Asahi Chemical, Halcon, Air Products, y Rohm GmbH. La planta Mitsubishi puede utilizar isobutileno como alimentación.

Otros procesos a base de olefinas han sido desarrollados para generar la metacroleína / ácido metacrílico. La Basf en Alemania hace hidroformulaciones de etileno a propionaldehído, el cual se hace reaccionar con formaldehído para producir metacroleína. Roehm y Orkem cada uno de ellos desarrollan procesos basados en propileno. El propileno se convierte a ácido isobutírico, el cual se deshidrogena a ácido metacrílico.

Otros procesos a base de olefinas para el metil metacrilato presentan muchas ventajas en algunas partes del mundo; en algunos casos, el proceso de acetona cianhidrina es el resto de la tecnología dominante.

FENOL

Hasta el surgimiento del fenol sintético justamente en la primera guerra mundial el fenol natural era recuperado a partir de carbón bituminoso y corrientes de petróleo, era la única manera de disponer de fenol. Actualmente, el fenol sintético ocupa el 99% de la producción total de fenol.

El proceso disponible para la mayor parte de la producción de fenol en el mundo es la peroxidación de cumeno. En este proceso, el cumeno es oxidado para producir hidroperóxido de cumeno con aire alrededor de 107 grados centígrados a 4.4 atmósferas en un medio alcalino. El producto de oxidación es separado y los fondos, tienen una composición de aproximadamente 85% de hidroperóxido de cumeno, son mezclas con pequeñas cantidades de acetona y ácido sulfúrico que se mantienen alrededor de 77 grados centígrados a presión atmosférica, mientras que el hidroperóxido se divide en fenol y acetona. La conversión de fenol en este proceso para mayor facilidad se considera de 92% del teórico en base al benceno y 94% en base a la entrada de cumeno, algunas plantas viejas son poco eficientes.

En el proceso de oxidación del tolueno, este se oxida a ácido benzóico por medio de aire por arriba de 160 grados centígrados y 4 atmósferas en presencia del catalizador

acetona de cobalto. El ácido benzóico es separado, derretido y mezclado con pequeñas cantidades de magnesio-sostenido con benzoato cúprico, y convertido a fenol por una reacción de descarboxilación oxidativa con aire por arriba de 240 grados centígrados y presión atmosférica. El fenol es recobrado por destilación, la conversión de fenol es por arriba del 88% de la teórica.

En el proceso de clorobenceno el benceno es clorado de 38 a 60 grados centígrados en presencia de catalizador de cloruro férrico, para formar monocloro benceno, de clorobenceno en solución acuosa de hidróxido de sodio, es mezclado con pequeñas cantidades de agentes de anticorrosión, emulsificantes y catalizadores e hidrolizado a 460 grados centígrados y por arriba de 260 atmósferas para formar benzoato de sodio. El benzoato de sodio impuro es hecho reaccionar con ácido clorhídrico y destilado al vacío. La conversión de fenol para este proceso es de 82% del teórico en base al benceno y de 95% en base al clorobenceno.

El proceso Rashing, produce fenol a partir de benceno en dos etapas catalíticas en base vapor. Primero, el benceno es oxoclorado para formar clorobenceno con ácido clorhídrico y aire en presencia de catalizadores de cloruro de hierro y cobre a aproximadamente 200 a 250 grados centígrados y presión atmosférica. La hidrólisis de clorobenceno a 480 grados centígrados sobre una catálisis apropiada produce fenol y ácido clorhídrico. La conversión de fenol en base al proceso Rashing es por encima del 89% del teórico en base a benceno.

Mitsui Petrochemical recientemente (1989) patentó un proceso en el que el benceno es parcialmente hidrogenado para obtener ciclohexano en presencia de agua y catalizador con base de Ruteni. El ciclohexano es removido y hecho reaccionar con agua para formar ciclohexanol u oxigenado para formar ciclohexanona. Los compuestos oxigenados son deshidrogenados por medio del proceso vía fase gaseosa para producir fenol. La reacción entera se lleva a cabo entre 100 a 200 grados centígrados y 142 a 1420 psi. La característica única del proceso Mitsui permite que la utilización del hidrógeno formado durante la deshidrogenación de ciclohexanol/ciclohexanona para efecto de la hidrogenación parcial de benceno. El intermediario ciclohexanol/ciclohexanona puede ser usado para la producción de caprolactama y ácido adípico. La mayoría del fenol originado a partir del lavado caústico de corrientes de petróleo consiste primeramente de cresoles. Sólo una menor cantidad se deriva de operaciones de refinería de carbón bituminoso.

Un proceso basado en deshidrogenación de ciclohexanol (o ciclohexanona) para fenol fue comercializado en el principio de la década de los 60's al querer operar satisfactoriamente.

POLIPROPILENO

Los grandes polímeros estereoregulares son llamados polímeros isotácticos mientras que a los polímeros con estereoregularidad casual se denominan atácticos. En algunos polímeros sintéticos estereoregulares, algunos errores se presentan normalmente en la molécula del polímero. Los errores pueden ser ambos de naturaleza química o de naturaleza estérica.

El proceso de polimerización mayormente utilizado en la práctica comercial es el proceso de ligadura. La polimerización toma lugar en un hidrocarburo líquido utilizado como diluyente (que puede ser hexano o heptano) contenido en un reactor de tanque agitado de 20 a 40 atmósferas. El polipropileno diluido y fresco, y una suspensión de partículas sólidas de catalizador son continuamente introducidas al reactor. La temperatura de polimerización es por debajo del punto de ebullición del polímero para que de esta forma el polímero se forme como partículas suspendidas en hidrocarburo diluido.

Para la producción de copolímeros de mediano impacto, el etileno puede ser alimentado al reactor de polimerización junto con el propileno. Para la producción de bloques de copolímero de alto impacto requiere ser separado, por un segundo sistema de polimerización con etileno o con una mezcla de etileno/propileno, este es

polimerizado sobre el homopolímero preformado que fue recuperado durante la primera etapa.

Otro proceso de polimerización común en operación comercial incluye los procesos de ligadura en el cual el monómero de propileno es usado como diluyente, en un proceso de fase en solución y en otro proceso en fase gas. El uso del propileno como diluyente simplifica la recuperación del polímero ya que éste es fácilmente separado debido a la volatilidad del diluyente. Sin embargo la operación a presiones elevadas es requerida. La operación del proceso en fase solución opera a elevadas temperaturas, suficientes para la disolución del polímero en el disolvente como para su formación. Recobrar el polímero es difícil en este proceso en comparación con el proceso de ligadura. Esto es, sin embargo, debido a la producción de algunas especialidades de grados específicos. El proceso de polimerización en fase gas involucra la polimerización de propileno directamente hasta un sólido en el lecho agitado de polímero. El catalizador utilizado es de una gran actividad y estereoespecificidad por lo que una etapa para la remoción del mismo no es necesaria.

OXIDO DE PROPILENO

El óxido de propileno es producido por dos grandes procesos clorohidrina y peroxidación. En el proceso de clorohidrina, propileno e hipoclorito (cloro y agua) son reaccionados hasta tener clorohidrina de propileno que es tratada con cal apagada (o sosa caústica) hasta formar el óxido.

En operaciones de peroxidación. Emplea ambos, hidroperóxidos y ácido peracético como oxidantes. En la fase líquida reaccionan, un hidroperóxido y produce un isobutano o etil benceno a través de 125-140 grados centígrados y 1.7-33 atmósferas.

Este reacciona con propileno a través de 125 grados centígrados y 24-40 atmósferas, hasta formar óxido de propileno y alcohol terciario butil o fenil-metil carbinol. El último producto es después deshidratado en isobutileno en el caso de butanol terciario y casi siempre para estireno en el caso de fenil-metil carbinol. En el proceso de etil benceno, da óxido de propileno o propileno cercano a 91% y da estireno en etil benceno y es cercano a 87%.

Existen otras posibles rutas para el óxido de propileno. Entre las alternativas existentes se considera un proceso de perácido.

FIBRAS ACRILICAS

FABRICACION DE POLIMERO

La resina de poliacrilonitrilo puede ser producida por tamaño, emulsión, y solución de polimerización, aunque solamente los dos últimos procesos son de interés comercial. El polímero está basado sobre acrilonitrilo (que es usualmente derivado del propileno y amonía). Recientemente, en la práctica actual, el polímero preparado para usos de fibra contienen 85-90% de acrilonitrilo, 7-8% de un acrilato natural (ejemplo acrilato de metilo), y 2-5% de otro comonomero, por ejemplo acetatos de vinil. Los polímeros tienen un peso molecular de 100,000-150,000.

Los polímeros en suspensión, de pequeñas cantidades agregadas de acrilonitrilo son suspendidas en agua. Recientemente la acción de suspensión vigorosa y un aceite estabilizador para impedir la cualescencia de una pequeña cantidad agregada de monómero. La polimerización ocurre en presencia de un catalizador, este es soluble en el monómero. El polímero después es separado, lavado, secado, molido y rediseuelto en un solvente de hilador de fibras.

Estos son algunos de los más importantes derivados del propileno, sin embargo existen otros que en este trabajo no se mencionan.

C A P I T U L O I V
RECALCULO DE UNA TORRE YA EXISTENTE

DESARROLLO

La simulación de la torre de propileno se realizó con el simulador Hysim (Hiprotech's Process Simulator), estructurado para realizar balances de materia y energía de procesos químicos, puede manejar fracciones del petróleo o componentes puros. La utilización de este simulador permite calcular varias situaciones para llegar a establecer las condiciones óptimas de operación de un sistema determinado.

Para acclonar el simulador se seleccionan y aplican diferentes equipos de proceso que dependen de un problema en particular y cada uno de estos equipos de proceso esta organizado como un módulo de cálculo. Tienen asociado además de un modelo matemático, un número dado de corrientes de entrada y de salida, sobre el cual se aplicará dicho modelo, así como varios parámetros fijos que intervienen como constantes de cálculo.

Para nuestro caso de una torre de destilación, el simulador realizó balances de materia y energía simultáneos. En este estudio se utilizó información técnica elaborada en la refinería de Salina Cruz Oaxaca, a partir de un diagrama de flujo de la planta de propileno que se muestra en la pag.64.

Para utilizar el simulador son numerados cada uno de los equipos de proceso, así como las corrientes asignadas a los mismos.

Un parámetro importante al iniciar la implementación de una torre de destilación y sus equipos adicionales, es la selección del método de cálculo del proceso, que para nuestro caso es de Peng-Robinson.

Para utilizar el simulador se cuenta con la ayuda de varios ingenieros de Pemex, para el uso adecuado e interpretación de los resultados que se obtendrán en el presente estudio.

PLANEACION

1. Modelo real. Variación de la fracción de propileno del domo.
 - 1.1. Se efectuaron varias corridas variando la fracción de propileno por el domo, de 0.7 a 0.99.
Se encontró que la máxima pureza para este modelo fue de 99% de propileno.
2. Modelo real. Variación de la carga a la entrada de la torre.
 - 2.1. Se realizaron varias corridas con el modelo anterior bajando la carga de entrada a la torre desde 4000 hasta 500 B/D.
Se observa que la pureza de propileno en los destilados aumenta hasta propileno grado polímero (99.5%), cuando la carga de entrada disminuye hasta 500 B/D.
3. Modelo con dos torres. La carga de la segunda torre son los destilados de la primera torre.

3.1. Se instala otra torre, la cual su carga es el destilado de la primera torre. Se hizo una corrida tratando de ver que pureza de propileno obtenemos en la segunda torre.

Observando que la pureza no aumenta, deduciéndose con esto que el causante de la baja pureza era la cantidad de etano en la carga.

4. Modelo real, con carga sin etano.

4.1. A partir del modelo anterior se realizó una corrida, suponiéndose que en la carga a la torre, la mezcla entra sin etano.

Se observó que se obtiene propileno grado polímero (99.5%).

5. Modelo con dos torres. La segunda torre con carga del fondo de la primera torre.

5.1. Finalmente se llega a una simulación con dos torres, instalándose la segunda torre con carga del fondo de la primera torre. Con esto, se obtuvo en los destilados de la segunda torre, propileno grado polímero.

Esta es una forma de obtener propileno grado polímero.

DESARROLLO DE LA PLANEACION

1. Modelo real. Variación de la fracción de propileno del domo.

Primeramente se realizaron varias simulaciones a partir del modelo instalado con el simulador Hysim conforme al diagrama 1 de la pág. 64.

Se va a estar manteniendo constante la carga de entrada a la torre que es de 4000 B/D y se va a estar variando la fracción del propileno en cada una de las corridas.

La primera corrida que se realizó, es con una fracción de 0.7 de propileno, de hecho se sabe que la corrida la va a realizar el Simulador Hysim, dado que en las torres de propileno en Pemex, se obtiene el propileno grado químico que tiene una fracción de 0.95 de propileno. Lo que se pretende es determinar hasta qué fracción de propileno, se puede llegar a obtener con este modelo.

Como base se tomaron los datos de la torre de propileno de la planta F. C. C. del día 1o de junio al día 30 de junio de 1993. Los valores de la relación de reflujo(B/D) se encuentran entre 23.5 y 60, y la de la presión(kg/cm²) en el domo, entre 20 y 23, en el fondo los valores de la presión se encuentran entre 22.5 y 23.5 kg/cm². Estos valores para la temperatura(°C) en el domo se encuentran entre 50 y 56°C, y en el fondo entre 59 y 64 °C. Cabe mencionar que estos valores no necesariamente tienen que ser los mismos, pues varían con relación a otros meses, en un rango de 10 unidades arriba ó abajo.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En

la tabla de la pág.68 se muestra que la relación de reflujo es 14.14, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 3776 B/D con una fracción de 0.7 de propileno. En la Tabla A.1 que se encuentra en la pág.69 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.73 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.2 que se encuentra de la pág.75 a la 77, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.75, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 45.8 °C También se muestra que se obtienen 3776 B/D de destilados, con una fracción de 0.7 de propileno.

En la Tabla A.2 de la pág.76 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.77, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 63.4 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 224 B/D con una fracción de 0.0008 de propileno.

A partir de los datos de la torre de propileno de la planta F. C. C. del 1o de junio al 30 de junio de 1993, los resultados son aceptables.

La segunda corrida que se efectuó, es con una fracción de 0.8 de propileno a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida estan representados en el diagrama de la pág.65 En la tabla de la pág.68 se muestra que la relación de reflujo es 16.26, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 3281 B/D con una fracción de 0.8 de propileno. En la Tabla A.1 que se encuentra en la pág.69 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.73 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.2 que se encuentra de la pág.78 a la 80, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.78, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 45.1 °C También se muestra que se obtienen 3281 B/D de destilados, con una fracción de 0.8 de propileno.

En la Tabla A.2 de la pág.79 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.80, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 58.2 °C mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 719 B/D con una fracción de 0.0014 de propileno.

La tercera corrida que se realizó es con una fracción de 0.9 de propileno a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.68 se muestra que la relación de reflujo es 18.39, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 2889.5 B/D con una fracción de 0.9 de propileno. En la Tabla A.1 que se encuentra en la pág.70 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.73 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.2 que se encuentra de la pág.81 a la 83, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.81, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 44.5 °C. También se muestra que se obtienen 2889.5 B/D de destilados, con una fracción de 0.9 de propileno.

En la Tabla A.2 de la pág.82 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.83, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 57.4 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 1110.5 B/D con una fracción de 0.0022 de propileno.

La cuarta corrida que se realizó es con una fracción de 0.95 de propileno a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.68 se muestra que la relación de reflujo es 19.45, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 2725 B/D con una fracción de 0.95 de propileno. En la Tabla A.1 que se encuentra en la pág.70 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.73 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.2 que se encuentra de la pág.84 a la 86, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.84, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 44.2 °C. También se muestra que se obtienen 2725 B/D de destilados, con una fracción de 0.95 de propileno.

En la Tabla A.2 de la pág.85 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.86, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 57.2 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 1275 B/D con una fracción de 0.0033 de propileno.

La quinta corrida que se realizó es con una fracción de 0.96 de propileno a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.68 se muestra que la relación de reflujo es 19.66, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 2695 B/D con una fracción de 0.96. En la Tabla A.1 que se muestra en la pág.71 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.74 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.2 que se encuentra de la pág.87 a la 89, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.87, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 44.1 °C. También se muestra que se obtienen 2695 B/D de destilados, con una fracción de 0.96 de propileno.

En la Tabla A.2 de la pág.88 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.89, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 57.2 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 1305 B/D con una fracción de 0.004 de propileno.

La sexta corrida que se realizó es con una fracción de 0.97 de propileno a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.68 se muestra que la relación de

reflujo es 143.23, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 383 B/D con una fracción de 0.97 de propileno. En la Tabla A.1 que se encuentra en la pág.71 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.74 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.2 que se encuentra de la pág.90 a la 92, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.90, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 42 °C. También se muestra que se obtienen 383 B/D de destilados, con una fracción de 0.97 de propileno.

En la Tabla A.2 de la pág.91 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.92, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 50.5 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 3617 B/D con una fracción de 0.63 de propileno.

La séptima corrida que se realizó es con una fracción de 0.98 de propileno, a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.68 se muestra que la relación de reflujo es 93.76, y que la cantidad de destilados

obtenidos es de 584 B/D con una fracción de 0.98 de propileno. En la Tabla A.1 que se encuentra en la pág.72 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.74 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.2 que se encuentra de la pág.93 a la 95, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.93, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 42.8 °C. También se muestra que se obtienen 584 B/D de destilados, con una fracción de 0.98 de propileno.

En la Tabla A.2 de la pág.94 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.95, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 50.7 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 3416 B/D con una fracción de 0.61 de propileno.

La octava corrida que se realizó es con una fracción de 0.99 de propileno a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.68 se muestra que la relación de reflujo es 38.5, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 1404 B/D con una fracción de 0.99 de

propileno. En la Tabla A.1 que se encuentra en la pág.72 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.74 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.2 que se encuentra de la pág. 96 a la 98, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.96, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 43.7 °C. También se muestra que se obtienen 1404 B/D de destilados, con una fracción de 0.99 de propileno.

En la Tabla A.2 de la pág.97 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es 4000 B/D.

A partir de la pág.98, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 51.8 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 2596 B/D con una fracción de 0.48 de propileno.

2. Modelo real. Variación de la carga a la entrada de la torre.

A continuación se realizaron otras corridas con el Simulador Hysim a partir del modelo instalado del diagrama 1 de la pág.64. En el cual ahora en las corridas realizadas lo que se va a estar variando es la carga de entrada a la torre (4000 B/D), y al término de cada corrida se obtendrá la fracción del propileno.

Partiremos de la última corrida que ya se mencionó anteriormente que fue la corrida 8, con una fracción de 0.99 de propileno, a partir de una carga de entrada a la torre de 4000 B/D, y que se pondrá por separado como una corrida 9.

La décima corrida que se realizó es con una carga de entrada a la torre de 3000 B/D, a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.99 se muestra que la relación de reflujo es 41, y que la cantidad de destilados es de 1323 B/D con una fracción de 0.992 de propileno. En la Tabla A.3 que se encuentra en la pág.100 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.102 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.4 que se encuentra de la pág.106 a la 108, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.106, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 43.8 °C. También se muestra que se obtienen 1323 B/D de destilados, con una fracción de 0.992 de propileno.

En la Tabla A.4 de la pág.107 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 3000 B/D.

A partir de la pág.108, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 52.7 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 1677 B/D con una fracción de 0.39 de propileno.

La décima primera corrida que se realizó es con una carga de entrada a la torre de 2000 B/D, a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida estan representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.99 se muestra que la relación de reflujo es 60, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 906 B/D con una fracción de 0.993 de propileno. En la Tabla A.3 que se encuentra en la pág.101 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.102 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.4 que se encuentra de la pág.109 a la 111, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.109, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 43.8 °C. También se muestra que se obtienen 906 B/D de destilados, con una fracción de 0.993 de propileno.

En la Tabla A.4 de la pág.110 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 2000 B/D.

A partir de la pág.111, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 52.9 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 1094 B/D con una fracción de 0.37 de propileno.

La décima segunda corrida que se realizó es con una carga de entrada a la torre de 1000 B/D, a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida estan representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.99, se muestra que la relación de reflujo es 84.6, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 648 B/D con una fracción de 0.994 de propileno. En la Tabla A.3 que se encuentra en la pág.101 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.102 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.4 que se encuentra de la pág.112 a la 114, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.112, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 43.9 °C. También se muestra que se obtienen 648 B/D de destilados, con una fracción de 0.994 de propileno.

En la Tabla A.4 de la pág.113 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 1000 B/D.

A partir de la pág.114, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 57.1 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 352 B/D con una fracción de 0.006 de propileno.

La décima tercera corrida que se realizó es con una carga de entrada a la torre 500 B/D, a partir del modelo instalado.

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.99 se muestra que la relación de reflujo es 171.6, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 321 B/D con una fracción de 0.995 de propileno, por lo que en esta corrida se obtuvo propileno grado polímero.

En la Tabla A.3 que se encuentra en la pág.101 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.102 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.4 que se encuentra de la pág.115 a la 117, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.115, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 43.9 °C. También se muestra que se obtienen 321 B/D de destilados, con una fracción de 0.995 de propileno.

En la Tabla A.4 de la pág.116 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 500 B/D.

A partir de la pág.117, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 56.9 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 179 B/D con una fracción de 0.02 de propileno.

3. Modelo con dos torres. La carga de la segunda torre son los destilados de la primera torre.

Por otra parte si el modelo real que tiene una carga de entrada a la torre de 4000 B/D, y en los destilados una fracción de 0.95 de propileno. Se le instala otra torre con las mismas características que la anterior y con una carga de entrada a la segunda torre (destilados de la primera torre) que es de 2725 B/D.

La décima cuarta corrida que se realizó es con una carga de entrada a la segunda torre de 2725 B/D, a partir del modelo instalado.

Para la primera torre:

Los resultados obtenidos al término de la corrida estan representados en el diagrama de la pág.66. En la tabla de la pág.118 se muestra que la relación de reflujo es 19.45, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 2725 B/D con una fracción de 0.95 de propileno. En la Tabla A.5 que se encuentra en la

pág.119 se muestran los balance de masa y energía, mientras que en la pág.120 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.6 que se encuentra de la pág.121 a la 123, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la primera torre.

En la pág.121 se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 44.2 °C. También se muestra que se obtienen 2725 B/D de destilados, con una fracción de 0.95 de propileno.

En la Tabla A.6 de la pág.122 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.123, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 57.2 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 1275 B/D con una fracción de 0.0033 de propileno.

Para la segunda torre.

Los resultados obtenidos al término de la corrida también están representados en el diagrama de la pág.66. En la tabla de la pág.118 se muestra que la relación de reflujo es 21.5, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 2664 B/D con una fracción de 0.97 de propileno. En la Tabla A.5 que se encuentra en la pág.119 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.120 se presentan las fracciones de cada uno de los

componentes en sus corrientes. En la Tabla A.6 que se encuentran de la pág.124 a la 126, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.124, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 22 kg/cm² y una temperatura de 52 °C. También se muestra que se obtienen 2664 B/D de destilados, con una fracción de 0.97 de propileno.

En la Tabla A.6 de la pág.125 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 2725 B/D.

A partir de la pág.126, se muestra en el fondo de la torre una presión de 22.5 kg/cm² y una temperatura de 61.7 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 60 B/D con una fracción de 0.0005 de propileno.

4. Modelo real, con carga sin etano.

La décima quinta corrida que se realizó es con una carga de entrada a la torre de 4000 B/D, a partir del modelo instalado, suponiéndose que en la carga a la torre, la mezcla entra sin etano.

Los resultados obtenidos al término de la corrida estan representados en el diagrama de la pág.65. En la tabla de la pág.127 se muestra que la relación de reflujo es 25.5, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 2099 B/D con una fracción de 0.995 de propileno. En la Tabla A.7 que se encuentra en la

pág.128 se muestran los balances de masa y energía, En la Tabla A.8 que se encuentra de la pág.129 a la 131, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.129, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 44.3 °C. También se muestran que se obtienen 2099 B/D de destilados, con una fracción de 0.995 de propileno.

En la Tabla A.8 de la pág.130 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 4000 B/D.

A partir de la pág.131, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 53.8 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 1901 B/D.

5. Modelo con dos torres. La segunda torre con carga del fondo de la primera torre.

Posteriormente se realizaron muchas Simulaciones de las cuales algunas corrían y algunas no corrían, y que en esta tesis no se pusieron por ser demasiado voluminosas y que no tienen ninguna validez, excepto sólo para ver si se podía aumentar un poco más la pureza del propileno. Por lo regular no alcanzaban el grado de pureza del propileno grado polímero.

Finalmente se llegó a una Simulación con dos torres, instalándose la segunda torre con carga del fondo de la primera torre.

Para la primera torre:

Los resultados obtenidos al término de la corrida están representados en el diagrama de la pág.67. En la tabla de la pág.132 se muestra que la relación de reflujo es 292, mientras que en el fondo se obtienen 3812.5 B/D con una fracción de 0.65 de propileno. En la Tabla A.9. que se encuentra en la pág.133 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.134 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes. En la Tabla A.10 que se encuentra de la pág.135 a la 137, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la primera torre.

En la pág.135 se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 18.5 kg/cm² y una temperatura de 39.6 °C. También se muestra que se obtienen 187.5 B/D de destilados, con una fracción de 0.94 de propileno.

En la Tabla A.10 de la pág.136, se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 3812.5 B/D.

A partir de la pág.137, se muestra en el fondo de la torre una presión de 20.8 kg/cm² y una temperatura de 52.2 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 3812.5 B/D con una fracción de 0.65 de propileno.

Para la segunda torre:

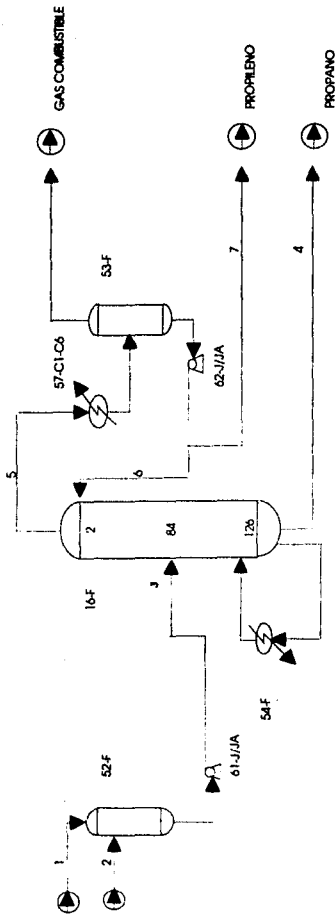
Los resultados obtenidos al término de la corrida también están representados en el diagrama de la pág.67. En la tabla de la pág.132 se muestra que la relación de reflujo es 28, y que la cantidad de destilados obtenidos es de 1962 B/D con una fracción de 0.995 de propileno. En la Tabla A.9 que se encuentran en la pág.133 se muestran los balances de masa y energía, mientras que en la pág.134 se presentan las fracciones de cada uno de los componentes en sus corrientes.. En la Tabla A.10 que se encuentra de la pág.138 a la 140, se muestra el perfil de presiones, temperaturas y flujos de la torre.

En la pág.138, se muestra en el domo de la torre que existe una presión de 20 kg/cm² y una temperatura de 47.8 °C. También se muestra que se obtienen 1962 B/D de destilados, con una fracción de 0.995 de propileno.

En la Tabla A.10 de la pág.139 se muestra en el plato número 84 que la carga de alimentación es de 3812.5 B/D.

A partir de la pág.140, se muestra en el fondo de la torre una presión de 21 kg/cm² y una temperatura de 56.4 °C, mientras que a la salida de la torre por el fondo se obtienen 1850 B/D con una fracción de 0.26 de propileno

DIAGRAMA 1
DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE PROPILENO



COMPONENTE	1	2	3	4	5	6	7
ETANO	0.9	0.04	0.04	0	19.68	18.74	0.94
PROPILENO	203.99	8.87	212.46	10.67	4240.53	4268.72	201.79
PROPANO	99.73	3.64	103.27	93.16	212.45	202.34	10.11
1-BUTENO	0.56	0	0.7	0.7	0	0	0
1-BUTANO	2.54	0	2.62	2.63	0	0	0
N-BUTANO	0.04	0	0.04	0.04	0	0	0
FLUJO TOTAL	307.48	12.55	320.03	107.2	4472.66	4259.8	212.84
PESO MOLECULAR	13180.5	538.82	13719.3	4752.27	188398	179423	8945
BARRIL/D	42.83	42.87	44.33	42.12	42.12	42.12	42.12
PRESION	3846	154	400	1435	2595	52	2835
TEMPERATURA	17.58	17.58	35.45	20.76	20.09	25.6	23.6
	44	36	38.44	68	49.51	44	46

PETROLEOS MEXICANOS
REFINERIA DE SALINA CRUZ OAX.
DIAGRAMA DE PROCESO
PROPANO PROPILENO

DIAGRAMA 2
 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PUERTA DE PROPILENO.

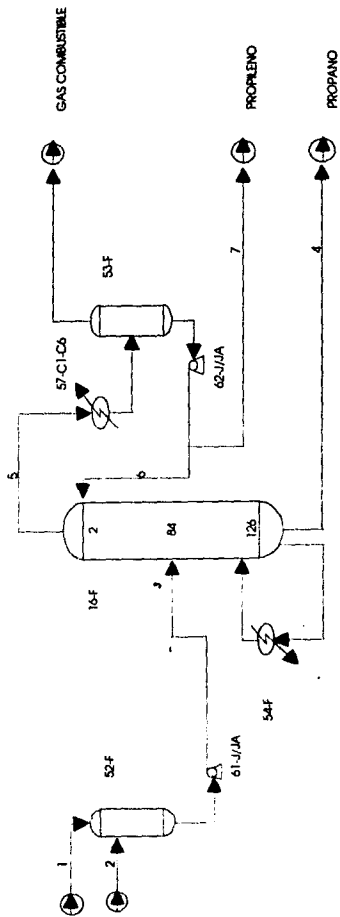


DIAGRAMA 1
 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PURGA DE PROPIANO

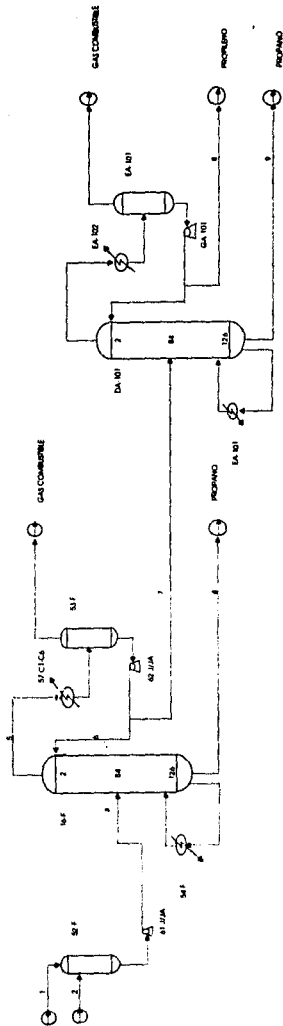
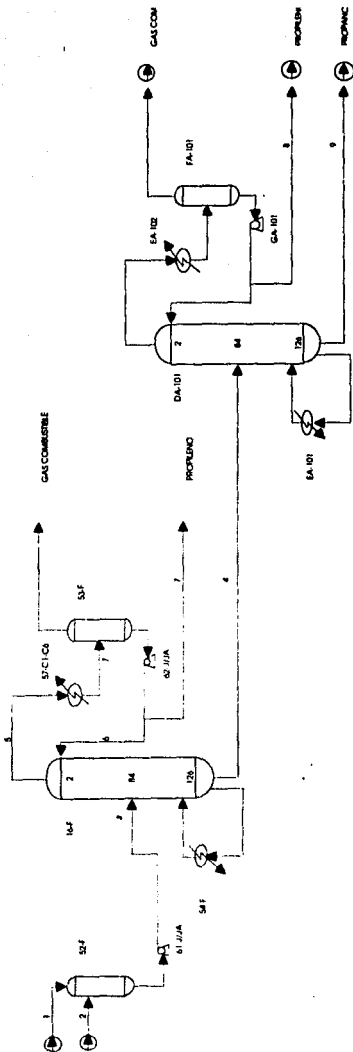


DIAGRAMA 7
 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA TORRE DE PROPIENO



FRACCIONES DE LAS CORRIENTES

CORRIENTE :3 BARRIL/D	FRAC. PROPILENO	RELACION DE REF.	DESTILADOS Kgmol/h	FONDOS Kgmol/h	DESTILADOS BARRIL/D	FONDOS BARRIL/D
4000	0.7	14.14082	308	11	3775.98	224.02
0.29% VOL. ETANO	0.8	16.26589	268	51	3280.86	719.14
	0.9	18.39068	235	84	2889.46	1110.54
	0.95	19.45137	223	97	2724.79	1275.22
	0.96	19.66724	220	99	2694.99	1305.01
	0.97	143.2273	31	288	383.07	3616.93
	0.98	93.76113	48	271	583.98	3416.02
	0.99	38.47598	115.1	204.1	1404.09	2595.91

TABLA A.1

BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO.
CORRIDA 1, TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. -DUTY	REHER. -DUTY
FRACC. VAPOR	0	0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	38	44	44	44	57	0	0
PRECION	35	19	19	19	20	0	0
FLUJO	319	308	308	0	11	0	0
FLUJO MASICO	13679	12981	12981	0	698	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	4000	3776	3776	0	224	0	0
BARRIL/D							
FLUJO DE ENERGIA	-611480	-453815	-453815	0	1247	53853600	54278923
Btu/h							

CONTINUACION DE LA TABLA A.1
BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON EL ANO.
CORRIDA 2, TORRE 16-I

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. -DUTY	REHER. -DUTY
FRACC. VAPOR	0	0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	38	44	44	44	0	0	0
PRECION	35	19	19	19	0	0	0
FLUJO	319	268	268	0	51	0	0
FLUJO MASICO	13679	11279	11279	0	2400	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	4000	3281	3281	0	719	0	0
BARRIL/D							
FLUJO DE ENERGIA	-611480	-474500	-474500	0	146362	53853600	54287211
Btu/h							

CONTINUACION DE LA TABLA A.1
 BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO.
 CORRIDA 3, TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REHER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	38	44	44	57	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	319	235	0	84	0	0
FLUJO MASICO	Kg/h	13679	9931	0	3749	0	0
FLUJO LIQ. VAP	BARREL/D	4000	2889	0	1111	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-611480	-474785	0	291478	53853600	54295500

CONTINUACION DE LA TABLA A.1
 BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO.
 CORRIDA 4, TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REHER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	38	44	44	57	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	319	223	0	97	0	0
FLUJO MASICO	Kg/h	13679	9378	0	4302	0	0
FLUJO LIQ. VAP	BARREL/D	4000	2725	0	1275	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-611480	-528892	0	533095	53853600	54309500

CONTINUACION DE LA TABLA A.1
 BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO.
 CORRIDA 5. TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REFER. - DUTY
FRACC. VAPOR	0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	38	42	42	51	0	0
PRESION	35	19	19	20	0	0
FLUJO	319	220	0	99	0	0
FLUJO MASCOS	13679	9275	0	4804	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	4000	2695	0	1305	0	0
FLUJO DE ENERGIA	-611480	-562999	0	774772	53853600	54323100

CONTINUACION DE LA TABLA A.1
 BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO.
 CORRIDA 6 TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REFER. - DUTY
FRACC. VAPOR	0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	38	42	42	51	0	0
PRESION	35	19	19	20	0	0
FLUJO	319	31	0	288	0	0
FLUJO MASCOS	13679	1309	0	12370	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	4000	383	0	3617	0	0
FLUJO DE ENERGIA	-611480	-84457	0	-38464	53853600	54341700

CONTINUACION DE LA TABLA A.1
 BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO.
 CORRIIDA 7. TORRE 16.f

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REHER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	oC	38	43	43	51	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	319	48	0	271	0	0
FLUJO MASICO	Kg/h	13679	2002	0	11677	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARREL/D	4000	564	0	3416	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-611480	-127391	0	-2580	53853600	54336600

CONTINUACION DE LA TABLA A.1
 BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO.
 CORRIIDA 8. TORRE 16.f

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REHER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	oC	38	44	44	52	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	319	115	0	204	0	0
FLUJO MASICO	Kg/h	13679	4832	0	8847	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARREL/D	4000	1404	0	2586	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-161480	-301777	0	143885	53853600	54318900

FRACCIONES DE LA MEZCLA EN LAS CORRIENTES
 CORRIDA 1: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0031	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.7000	0.0008
PROPANO	0.3227	0.2969	0.7960
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0426
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.1587
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0019

CORRIDA 2: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0035	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.7994	0.0014
PROPANO	0.3227	0.1971	0.9368
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0130
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0483
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0006

CORRIDA 3: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0039	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9002	0.0022
PROPANO	0.3227	0.0959	0.9579
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0084
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0312
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0004

CORRIDA 4: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0042	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9503	0.0033
PROPANO	0.3227	0.0455	0.9620
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0073
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0271
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0003

CORRIDA 5: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0042	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9598	0.0040
PROPANO	0.3227	0.0360	0.9620
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0071
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0265
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0003

CORRIDA 6: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0295	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9700	0.6305
PROPANO	0.3227	0.0005	0.3578
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0024
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0091
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0001

CORRIDA 7: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0193	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9800	0.6082
PROPANO	0.3237	0.0007	0.3795
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0026
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0096
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0001

CORRIDA 8: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0080	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9900	0.4800
PROPANO	0.3237	0.0020	0.5036
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0034
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0128
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0002

TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 1: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	45.8	53395.5			3776.0 L	-56.8
2	18.5	46.1	53542.3	57171.4			
3	18.5	46.3	53675.6	57318.3			
4	18.5	46.5	53801.4	57451.5			
5	18.5	46.7	53922.5	57577.4			
6	18.6	46.9	54039.8	57698.5			
7	18.6	47.1	54153.6	57815.8			
8	18.6	47.3	54263.8	57929.5			
9	18.6	47.4	54370.5	58039.8			
10	18.6	47.6	54473.4	58146.5			
11	18.6	47.8	54572.3	58249.3			
12	18.6	48.0	54667.2	58348.3			
13	18.6	48.1	54758.1	58443.2			
14	18.7	48.3	54844.7	58534.0			
15	18.7	48.4	54927.2	58620.7			
16	18.7	48.6	55005.6	58703.2			
17	18.7	48.7	55079.9	58781.6			
18	18.7	48.8	55150.3	58855.9			
19	18.7	49.0	55216.8	58926.3			
20	18.7	49.1	55279.6	58992.8			
21	18.7	49.2	55338.9	59055.6			
22	18.7	49.3	55394.7	59114.8			
23	18.8	49.4	55447.4	59170.7			
24	18.8	49.5	55497.1	59223.4			
25	18.8	49.6	55544.0	59273.1			
26	18.8	49.7	55588.2	59320.0			
27	18.8	49.7	55630.1	59364.2			
28	18.8	49.8	55669.6	59406.1			
29	18.8	49.9	55707.0	59445.6			
30	18.8	50.0	55742.5	59483.0			
31	18.9	50.0	55776.2	59518.4			
32	18.9	50.1	55808.3	59552.2			
33	18.9	50.1	55838.9	59584.3			
34	18.9	50.2	55868.2	59614.9			
35	18.9	50.2	55896.2	59644.1			
36	18.9	50.3	55923.1	59672.2			
37	18.9	50.3	55949.1	59699.1			
38	18.9	50.4	55974.1	59725.0			
39	19.0	50.4	55998.3	59750.1			
40	19.0	50.5	56021.9	59774.3			
41	19.0	50.5	56044.7	59797.8			
42	19.0	50.6	56067.0	59820.7			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 1: TORRE 16-F

ETAPA	PRESION	TEMP.	FLUJO	FLUJO	ALIM.	SALIDA	DUTY
No.	Kg/cm ²	oC	LIQUIDO	VAPOR	BARRIL/D	BARRIL/D	GJ/h
43	19.0	50.6	56088.8	59843.0			
44	19.0	50.6	56110.2	59864.8			
45	19.0	50.7	56131.0	59886.1			
46	19.0	50.7	56151.5	59907.0			
47	19.0	50.7	56171.6	59927.5			
48	19.1	50.8	56191.4	59947.6			
49	19.1	50.8	56210.9	59967.4			
50	19.1	50.8	56230.1	59986.9			
51	19.1	50.9	56249.1	60006.1			
52	19.1	50.9	56267.9	60025.1			
53	19.1	50.9	56286.5	60043.9			
54	19.1	51.0	56304.8	60062.5			
55	19.1	51.0	56323.1	60080.8			
56	19.2	51.0	56341.1	60099.0			
57	19.2	51.1	56359.0	60117.1			
58	19.2	51.1	56376.7	60135.0			
59	19.2	51.1	56394.3	60152.7			
60	19.2	51.2	56411.7	60170.3			
61	19.2	51.2	56429.0	60187.7			
62	19.2	51.2	56446.1	60204.9			
63	19.2	51.2	56463.1	60222.1			
64	19.2	51.3	56480.0	60239.1			
65	19.3	51.3	56496.7	60255.9			
66	19.3	51.3	56513.5	60272.7			
67	19.3	51.4	56529.7	60289.3			
68	19.3	51.4	56546.1	60305.7			
69	19.3	51.4	56562.3	60322.1			
70	19.3	51.5	56578.4	60338.3			
71	19.3	51.5	56594.4	60354.4			
72	19.3	51.5	56610.3	60370.4			
73	19.4	51.5	56626.1	60386.3			
74	19.4	51.6	56641.8	60402.1			
75	19.4	51.6	56657.5	60417.8			
76	19.4	51.6	56673.0	60433.5			
77	19.4	51.7	56688.5	60449.0			
78	19.4	51.7	56703.7	60464.4			
79	19.4	51.7	56718.8	60479.7			
80	19.4	51.7	56733.5	60494.8			
81	19.5	51.8	56747.5	60509.5			
82	19.5	51.8	56760.1	60523.4			
83	19.5	51.9	56770.1	60536.0			
84	19.5	51.9	61432.9	60546.1	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 1: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	52.2	61589.7	61208.9			
86	19.5	52.5	61739.3	61365.6			
87	19.5	52.7	61881.8	61515.3			
88	19.5	53.0	62016.9	61657.8			
89	19.5	53.2	62144.3	61792.9			
90	19.6	53.4	62263.8	61920.2			
91	19.6	53.6	62375.6	62039.8			
92	19.6	53.8	62479.6	62151.6			
93	19.6	54.0	62576.1	62255.6			
94	19.6	54.2	62665.3	62352.0			
95	19.6	54.3	62747.6	62441.3			
96	19.6	54.4	62823.4	62523.6			
97	19.6	54.6	62893.3	62599.4			
98	19.7	54.7	62957.6	62669.3			
99	19.7	54.8	63016.7	62733.5			
100	19.7	54.9	63071.3	62792.7			
101	19.7	55.0	63121.7	62847.3			
102	19.7	55.1	63168.5	62897.7			
103	19.7	55.1	63211.8	62944.5			
104	19.7	55.2	63252.2	62987.8			
105	19.7	55.3	63290.2	63028.7			
106	19.8	55.3	63325.5	63066.1			
107	19.8	55.4	63358.7	63101.4			
108	19.8	55.4	63390.1	63134.7			
109	19.8	55.5	63419.9	63166.1			
110	19.8	55.5	63448.2	63195.9			
111	19.8	55.6	63475.4	63224.2			
112	19.8	55.6	63501.3	63251.3			
113	19.8	55.7	63526.2	63277.3			
114	19.8	55.7	63550.1	63302.2			
115	19.9	55.8	63572.8	63326.0			
116	19.9	55.8	63594.0	63348.7			
117	19.9	55.8	63613.3	63370.0			
118	19.9	55.9	63629.3	63389.3			
119	19.9	56.0	63640.0	63405.3			
120	19.9	56.1	63641.4	63416.0			
121	19.9	56.2	63626.2	63417.4			
122	19.9	56.4	63582.3	63402.2			
123	20.0	56.8	63489.6	63358.2			
124	20.0	57.5	63319.5	63265.6			
125	20.0	58.6	63041.4	63095.5			
126	20.0	60.5	62648.7	62817.3			
127	20.0	63.4		62424.7			

224.0 L 57.3

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 2: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	45.1	53366.1			3280.9 L	-56.8
2	18.5	45.4	63490.7	56646.9			
3	18.5	45.6	53604.3	56771.6			
4	18.5	45.7	53713.6	56885.2			
5	18.5	45.9	53821.2	56994.5			
6	18.6	46.0	53928.2	57102.1			
7	18.6	46.1	54034.7	57209.0			
8	18.6	46.3	54140.5	57315.5			
9	18.6	46.4	54245.3	57421.3			
10	18.6	46.6	54348.7	57526.2			
11	18.6	46.7	54450.2	57629.6			
12	18.6	46.8	54549.3	57731.0			
13	18.6	47.0	54645.7	57830.2			
14	18.7	47.1	54738.9	57926.6			
15	18.7	47.3	54828.7	58019.8			
16	18.7	47.4	54914.6	58109.5			
17	18.7	47.6	54996.6	58195.5			
18	18.7	47.7	55074.4	58277.5			
19	18.7	47.8	55147.9	58355.3			
20	18.7	48.0	55217.1	58428.8			
21	18.7	48.1	55282.0	58498.0			
22	18.7	48.2	55342.7	58562.9			
23	18.8	48.4	55399.3	58623.6			
24	18.8	48.5	55451.9	58680.2			
25	18.8	48.6	55500.9	58732.8			
26	18.8	48.7	55546.3	58781.7			
27	18.8	48.8	55588.5	58827.2			
28	18.8	49.0	55627.6	58869.3			
29	18.8	49.1	55664.0	58908.5			
30	18.8	49.2	55698.0	58944.9			
31	18.9	49.3	55729.7	58978.9			
32	18.9	49.3	55759.5	59010.6			
33	18.9	49.4	55787.5	59040.4			
34	18.9	49.5	55814.1	59068.4			
35	18.9	49.6	55839.3	59094.9			
36	18.9	49.7	55863.3	59120.1			
37	18.9	49.8	55886.5	59144.2			
38	18.9	49.8	55908.8	59167.3			
39	19.0	49.9	55930.5	59189.7			
40	19.0	50.0	55951.6	59211.3			
41	19.0	50.0	55972.3	59232.5			
42	19.0	50.1	55992.6	59253.2			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 2: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	50.1	56012.7	59273.5			
44	19.0	50.2	56032.6	59293.6			
45	19.0	50.2	56052.3	59313.4			
46	19.0	50.3	56071.9	59333.2			
47	19.0	50.3	56091.5	59352.8			
48	19.1	50.4	56111.0	59372.3			
49	19.1	50.4	56130.5	59391.9			
50	19.1	50.5	56150.1	59411.4			
51	19.1	50.5	56169.6	59430.9			
52	19.1	50.6	56189.3	59450.5			
53	19.1	50.6	56208.9	59470.1			
54	19.1	50.6	56228.6	59489.8			
55	19.1	50.7	56248.4	59509.5			
56	19.2	50.7	56268.2	59529.3			
57	19.2	50.8	56288.1	59549.1			
58	19.2	50.8	56308.0	59568.9			
59	19.2	50.8	56327.9	59588.9			
60	19.2	50.9	56347.8	59608.8			
61	19.2	50.9	56367.7	59628.7			
62	19.2	50.9	56387.5	59648.6			
63	19.2	51.0	56407.2	59668.4			
64	19.2	51.0	56426.8	59688.1			
65	19.3	51.0	56446.4	59707.7			
66	19.3	51.1	56465.9	59727.2			
67	19.3	51.1	56485.4	59746.7			
68	19.3	51.1	56505.0	59766.3			
69	19.3	51.2	56524.7	59785.9			
70	19.3	51.2	56544.5	59805.5			
71	19.3	51.2	56564.4	59825.3			
72	19.3	51.3	56584.5	59845.3			
73	19.4	51.3	56604.8	59865.4			
74	19.4	51.3	56625.3	59885.7			
75	19.4	51.3	56646.1	59906.2			
76	19.4	51.4	56667.2	59927.0			
77	19.4	51.4	56688.5	59948.0			
78	19.4	51.4	56710.2	59969.4			
79	19.4	51.5	56732.0	59991.0			
80	19.4	51.5	56754.0	60012.9			
81	19.5	51.5	56775.6	60034.8			
82	19.5	51.6	56796.3	60056.5			
83	19.5	51.6	56814.7	60077.2			
84	19.5	51.7	61443.5	60095.6	4000.0		

L=LIQUIDO

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 2: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	51.9	61583.4	60724.3			
86	19.5	52.2	61720.5	60864.2			
87	19.5	52.4	61854.5	61001.3			
88	19.5	52.7	61984.9	61135.3			
89	19.5	52.9	62111.1	61265.8			
90	19.6	53.1	62232.6	61392.0			
91	19.6	53.3	62348.8	61513.5			
92	19.6	53.5	62459.4	61629.7			
93	19.6	53.7	62564.2	61740.3			
94	19.6	53.9	62664.0	61845.0			
95	19.6	54.1	62756.7	61944.9			
96	19.6	54.2	62845.2	62037.6			
97	19.6	54.4	62926.8	62126.1			
98	19.7	54.5	63004.0	62207.7			
99	19.7	54.6	63074.0	62284.8			
100	19.7	54.7	63139.1	62354.9			
101	19.7	54.8	63199.5	62420.0			
102	19.7	54.9	63255.6	62480.3			
103	19.7	55.0	63307.7	62536.4			
104	19.7	55.1	63356.2	62588.5			
105	19.7	55.2	63401.4	62637.0			
106	19.8	55.2	63443.6	62682.3			
107	19.8	55.3	63483.2	62724.5			
108	19.8	55.4	63520.4	62764.1			
109	19.8	55.4	63555.5	62801.3			
110	19.8	55.5	63588.7	62836.4			
111	19.8	55.5	63620.1	62869.5			
112	19.8	55.6	63650.1	62901.0			
113	19.8	55.6	63678.7	62930.9			
114	19.8	55.7	63706.1	62959.6			
115	19.9	55.7	63732.3	62986.9			
116	19.9	55.8	63757.5	63013.2			
117	19.9	55.8	63781.6	63038.4			
118	19.9	55.8	63804.3	63062.4			
119	19.9	55.9	63825.3	63085.2			
120	19.9	55.9	63843.7	63106.2			
121	19.9	56.0	63857.7	63124.6			
122	19.9	56.1	63864.0	63138.5			
123	20.0	56.2	63856.7	63144.9			
124	20.0	56.4	63825.2	63137.6			
125	20.0	56.7	63751.4	63106.1			
126	20.0	57.3	63607.5	63032.3			
127	20.0	58.2		62888.3	719.1 L	57.0	

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 3: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	44.5	53139.2			2889.5 L	-56.8
2	18.5	44.7	53216.2	56028.6			
3	18.5	44.9	53282.1	56105.7			
4	18.5	45.0	53343.5	56171.6			
5	18.5	45.0	53403.5	56233.0			
6	18.6	45.1	53463.4	56293.0			
7	18.6	45.2	53523.7	56352.8			
8	18.6	45.3	53584.8	56413.2			
9	18.6	45.4	53646.7	56474.3			
10	18.6	45.5	53709.5	56536.2			
11	18.6	45.5	53773.3	56599.0			
12	18.6	45.6	53837.9	56662.7			
13	18.6	45.7	53903.4	56727.3			
14	18.7	45.8	53969.7	56792.8			
15	18.7	45.9	54036.8	56859.1			
16	18.7	46.0	54104.7	56926.3			
17	18.7	46.1	54173.4	56994.2			
18	18.7	46.2	54242.7	57062.8			
19	18.7	46.3	54312.6	57132.1			
20	18.7	46.4	54383.0	57202.0			
21	18.7	46.5	54453.9	57272.5			
22	18.7	46.6	54525.3	57343.4			
23	18.8	46.7	54596.9	57414.7			
24	18.8	46.8	54668.8	57486.4			
25	18.8	46.9	54740.8	57558.2			
26	18.8	47.0	54812.8	57630.2			
27	18.8	47.1	54884.8	57702.3			
28	18.8	47.3	54956.6	57774.2			
29	18.8	47.4	55028.1	57846.0			
30	18.8	47.5	55099.3	57917.6			
31	18.9	47.6	55170.0	57988.7			
32	18.9	47.7	55240.1	58059.4			
33	18.9	47.8	55309.5	58129.5			
34	18.9	47.9	55378.2	58199.0			
35	18.9	48.0	55445.0	58267.6			
36	18.9	48.1	55512.9	58335.5			
37	18.9	48.3	55578.8	58402.3			
38	18.9	48.4	55643.5	58468.2			
39	19.0	48.5	55707.2	58533.0			
40	19.0	48.6	55769.6	58596.6			
41	19.0	48.7	55830.8	58659.1			
42	19.0	48.8	55890.7	58720.2			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 3: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SAUIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	48.9	55949.2	58780.1			
44	19.0	49.0	56006.3	58838.6			
45	19.0	49.1	56062.1	58895.8			
46	19.0	49.2	56116.4	58951.6			
47	19.0	49.3	56169.4	59005.9			
48	19.1	49.4	56220.9	59058.8			
49	19.1	49.4	56271.0	59110.4			
50	19.1	49.5	56319.7	59160.5			
51	19.1	49.6	56367.0	59209.2			
52	19.1	49.7	56413.0	59256.5			
53	19.1	49.8	56457.6	59302.5			
54	19.1	49.8	56500.9	59347.1			
55	19.1	49.9	56542.9	59390.4			
56	19.2	50.0	56583.7	59432.4			
57	19.2	50.1	56623.3	59473.2			
58	19.2	50.1	56661.7	59512.7			
59	19.2	50.2	56699.0	59551.2			
60	19.2	50.2	56735.2	59588.5			
61	19.2	50.3	56770.4	59624.7			
62	19.2	50.4	56804.6	59659.9			
63	19.2	50.4	56837.9	59694.1			
64	19.2	50.5	56870.1	59727.3			
65	19.3	50.5	56901.5	59759.6			
66	19.3	50.6	56932.1	59791.0			
67	19.3	50.6	56961.8	59821.5			
68	19.3	50.7	56990.7	59851.2			
69	19.3	50.7	57018.8	59880.1			
70	19.3	50.8	57046.2	59908.2			
71	19.3	50.8	57072.8	59935.6			
72	19.3	50.9	57098.8	59962.3			
73	19.4	50.9	57124.2	59988.3			
74	19.4	50.9	57149.0	60013.7			
75	19.4	51.0	57173.3	60038.5			
76	19.4	51.0	57197.1	60062.8			
77	19.4	51.1	57220.4	60086.6			
78	19.4	51.1	57243.1	60109.9			
79	19.4	51.1	57265.3	60132.6			
80	19.4	51.2	57286.6	60154.7			
81	19.5	51.2	57306.9	60176.1			
82	19.5	51.3	57325.4	60196.3			
83	19.5	51.3	57340.8	60214.8			
84	19.5	51.4	61986.5	60230.3	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 3: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	51.6	62130.6	60876.0			
86	19.5	51.9	62272.1	61020.1			
87	19.5	52.1	62410.7	61161.6			
88	19.5	52.3	62546.0	61300.2			
89	19.5	52.6	62677.4	61435.5			
90	19.6	52.8	62804.3	61566.8			
91	19.6	53.0	62926.3	61693.7			
92	19.6	53.2	63043.0	61815.8			
93	19.6	53.4	63154.2	61932.5			
94	19.6	53.6	63259.6	62043.6			
95	19.6	53.8	63359.1	62149.0			
96	19.6	54.0	63452.8	62248.6			
97	19.6	54.1	63540.7	62342.3			
98	19.7	54.3	63623.0	62430.2			
99	19.7	54.4	63699.9	62512.5			
100	19.7	54.5	63771.7	62589.4			
101	19.7	54.7	63838.5	62661.1			
102	19.7	54.8	63900.9	62728.0			
103	19.7	54.9	63958.9	62790.3			
104	19.7	55.0	64013.1	62848.4			
105	19.7	55.0	64063.7	62902.6			
106	19.8	55.1	64110.9	62953.1			
107	19.8	55.2	64155.2	63000.4			
108	19.8	55.3	64196.8	63044.7			
109	19.8	55.3	64235.9	63086.2			
110	19.8	55.4	64272.8	63125.3			
111	19.8	55.5	64307.7	63162.2			
112	19.8	55.5	64340.8	63197.2			
113	19.8	55.6	64372.4	63230.3			
114	19.8	55.6	64402.5	63261.9			
115	19.9	55.7	64431.3	63291.9			
116	19.9	55.7	64458.8	63320.7			
117	19.9	55.8	64485.2	63348.3			
118	19.9	55.8	64510.3	63374.7			
119	19.9	55.8	64533.9	63399.8			
120	19.9	55.9	64555.5	63423.4			
121	19.9	55.9	64574.0	63445.0			
122	19.9	56.0	64587.3	63463.4			
123	20.0	56.1	64591.6	63476.8			
124	20.0	56.2	64579.6	63481.0			
125	20.0	56.4	64538.8	63469.1			
126	20.0	56.8	64447.7	63428.3			
127	20.0	57.4		63337.1			

L=LIQUIDO

1110.5 L 57.3

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 4: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	44.2	53000.8			2724.8 L	-56.8
2	18.5	44.4	53055.3	55725.6			
3	18.5	44.5	53098.3	55780.1			
4	18.5	44.6	53136.4	55823.1			
5	18.5	44.7	53172.7	55861.2			
6	18.6	44.7	53208.6	55897.5			
7	18.6	44.8	53244.5	55933.3			
8	18.6	44.8	53280.8	55969.3			
9	18.6	44.9	53317.7	56005.6			
10	18.6	44.9	53355.1	56042.5			
11	18.6	45.0	53393.2	56079.9			
12	18.6	45.1	53431.9	56118.0			
13	18.6	45.1	53471.3	56156.7			
14	18.7	45.2	53511.3	56196.1			
15	18.7	45.2	53552.1	56236.1			
16	18.7	45.3	53593.6	56276.9			
17	18.7	45.3	53635.7	56318.3			
18	18.7	45.4	53678.7	56360.5			
19	18.7	45.5	53722.3	56403.4			
20	18.7	45.5	53766.7	56447.1			
21	18.7	45.6	53811.9	56491.5			
22	18.7	45.7	53857.8	56536.7			
23	18.8	45.7	53904.6	56582.6			
24	18.8	45.8	53952.1	56629.4			
25	18.8	45.9	54000.4	56676.9			
26	18.8	45.9	54049.4	56725.1			
27	18.8	46.0	54099.3	56774.2			
28	18.8	46.1	54149.9	56824.1			
29	18.8	46.1	54201.3	56874.7			
30	18.8	46.2	54253.5	56926.1			
31	18.9	46.3	54306.5	56978.3			
32	18.9	46.4	54360.1	57031.2			
33	18.9	46.5	54414.6	57084.9			
34	18.9	46.5	54469.7	57139.4			
35	18.9	46.6	54525.5	57194.5			
36	18.9	46.7	54582.0	57250.3			
37	18.9	46.8	54639.2	57306.8			
38	18.9	46.9	54696.9	57363.9			
39	18.9	47.0	54755.2	57421.7			
40	18.9	47.0	54814.1	57480.0			
41	18.9	47.1	54873.4	57538.9			
42	18.9	47.2	54933.2	57598.2			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 4: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	18.9	47.3	54993.5	57658.0			
44	18.9	47.4	55054.0	57718.2			
45	18.9	47.5	55114.9	57778.8			
46	18.9	47.6	55176.1	57839.7			
47	18.9	47.7	55237.4	57900.9			
48	19.1	47.8	55298.9	57962.2			
49	19.1	47.9	55360.5	58023.7			
50	19.1	48.0	55422.2	58085.3			
51	19.1	48.1	55483.8	58147.0			
52	19.1	48.2	55545.3	58208.6			
53	19.1	48.3	55606.7	58270.1			
54	19.1	48.4	55667.9	58331.5			
55	19.1	48.5	55728.8	58392.7			
56	19.2	48.6	55789.5	58453.6			
57	19.2	48.7	55849.7	58514.2			
58	19.2	48.8	55909.5	58574.5			
59	19.2	48.9	55968.8	58634.3			
60	19.2	49.0	56027.6	58693.6			
61	19.2	49.1	56085.8	58752.4			
62	19.2	49.2	56143.3	58810.6			
63	19.2	49.3	56200.2	58868.1			
64	19.2	49.4	56256.3	58925.0			
65	19.3	49.4	56311.6	58981.1			
66	19.3	49.5	56366.2	59036.4			
67	19.3	49.6	56419.8	59091.0			
68	19.3	49.7	56472.6	59144.6			
69	19.3	49.8	56524.4	59197.4			
70	19.3	49.9	56575.3	59249.2			
71	19.3	49.9	56625.2	59300.1			
72	19.3	50.0	56674.1	59350.0			
73	19.4	50.1	56722.0	59398.9			
74	19.4	50.2	56768.9	59446.8			
75	19.4	50.3	56814.8	59493.7			
76	19.4	50.3	56859.7	59539.6			
77	19.4	50.4	56903.5	59584.4			
78	19.4	50.5	56946.4	59628.3			
79	19.4	50.5	56988.1	59671.1			
80	19.4	50.6	57028.5	59712.8			
81	19.5	50.7	57067.3	59753.3			
82	19.5	50.7	57103.8	59792.1			
83	19.5	50.8	57136.6	59828.6			
84	19.5	50.9	61773.1	59861.4	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 4: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	51.1	61912.5	60497.9			
86	19.5	51.3	62052.2	60637.3			
87	19.5	51.6	62191.9	60777.0			
88	19.5	51.8	62331.1	60916.7			
89	19.5	52.0	62469.2	61055.9			
90	19.6	52.3	62605.5	61194.0			
91	19.6	52.5	62739.2	61330.3			
92	19.6	52.7	62869.6	61463.9			
93	19.6	52.9	62996.3	61594.4			
94	19.6	53.1	63118.6	61721.1			
95	19.6	53.4	63236.0	61843.3			
96	19.6	53.5	63348.3	61960.8			
97	19.6	53.7	63455.1	62073.1			
98	19.7	53.9	63556.4	62179.9			
99	19.7	54.1	63652.0	62281.2			
100	19.7	54.2	63742.1	62376.8			
101	19.7	54.4	63826.6	62466.8			
102	19.7	54.5	63905.7	62551.3			
103	19.7	54.6	63979.8	62630.5			
104	19.7	54.7	64048.9	62704.6			
105	19.7	54.9	64113.5	62773.7			
106	19.8	55.0	64173.7	62838.3			
107	19.8	55.0	64230.0	62898.5			
108	19.8	55.1	64282.6	62954.8			
109	19.8	55.2	64331.7	63007.3			
110	19.8	55.3	64377.8	63056.5			
111	19.8	55.4	64421.0	63102.6			
112	19.8	55.4	64461.7	63145.8			
113	19.8	55.5	64500.1	63186.5			
114	19.8	55.5	64536.3	63224.9			
115	19.9	55.6	64570.7	63261.1			
116	19.9	55.7	64603.2	63295.5			
117	19.9	55.7	64634.1	63328.0			
118	19.9	55.8	64663.3	63358.9			
119	19.9	55.8	64690.8	63388.1			
120	19.9	55.9	64716.0	63415.5			
121	19.9	55.9	64738.1	63440.8			
122	19.9	56.0	64755.4	63462.9			
123	20.0	56.1	64764.6	63480.2			
124	20.0	56.2	64759.4	63489.4			
125	20.0	56.4	64728.6	63484.2			
126	20.0	56.7	64652.9	63453.4			
127	20.0	57.2		63377.7	1275.2 L	57.3	

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 5: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	44.1	53003.0			2695.0 L	-56.8
2	18.5	44.3	53055.6	55698.0			
3	18.5	44.5	53096.7	55750.6			
4	18.5	44.6	53132.9	55791.7			
5	18.5	44.6	53167.2	55827.8			
6	18.6	44.7	53200.9	55862.1			
7	18.6	44.7	53234.8	55895.9			
8	18.6	44.8	53269.0	55929.8			
9	18.6	44.8	53303.7	55964.0			
10	18.6	44.8	53338.9	55998.7			
11	18.6	44.8	53374.8	56033.9			
12	18.6	45.0	53411.2	56069.8			
13	18.6	45.0	53448.3	56106.2			
14	18.7	45.1	53486.1	56143.3			
15	18.7	45.1	53524.5	56181.1			
16	18.7	45.2	53563.6	56219.5			
17	18.7	45.2	53603.4	56258.6			
18	18.7	45.3	53644.0	56298.4			
19	18.7	45.3	53685.2	56338.9			
20	18.7	45.4	53727.3	56380.2			
21	18.7	45.4	53770.1	56422.3			
22	18.7	45.5	53813.6	56465.1			
23	18.8	45.5	53858.0	56508.6			
24	18.8	45.6	53903.2	56553.0			
25	18.8	45.7	53949.2	56598.2			
26	18.8	45.7	53996.1	56644.2			
27	18.8	45.8	54043.8	56691.1			
28	18.8	45.8	54092.4	56738.8			
29	18.8	45.9	54141.8	56787.4			
30	18.8	46.0	54192.2	56836.8			
31	18.9	46.0	54243.4	56887.2			
32	18.9	46.1	54295.5	56938.4			
33	18.9	46.2	54348.5	56990.5			
34	18.9	46.2	54402.4	57043.5			
35	18.9	46.3	54457.2	57097.4			
36	18.9	46.4	54512.9	57152.2			
37	18.9	46.5	54569.4	57207.9			
38	18.9	46.5	54626.9	57264.4			
39	19.0	46.6	54685.2	57321.9			
40	19.0	46.7	54744.3	57380.2			
41	19.0	46.8	54804.2	57439.3			
42	19.0	46.8	54865.0	57499.2			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 5: TORRE 16-F

ETAPA	PRESION	TEMP.	FLUJO	FLUJO	ALIM.	SAIDA	DUTY
No.	Kg/cm ²	oC	LIQUIDO	VAPOR	BARRIL/D	BARRIL/D	GJ/h
43	19.0	46.9	54926.5	57560.0			
44	19.0	47.0	54988.7	57621.4			
45	19.0	47.1	55051.5	57683.6			
46	19.0	47.2	55115.0	57746.5			
47	19.0	47.3	55179.1	57810.0			
48	19.1	47.4	55243.7	57874.1			
49	19.1	47.4	55308.8	57938.7			
50	19.1	47.5	55374.2	58003.8			
51	19.1	47.6	55439.9	58069.2			
52	19.1	47.7	55505.9	58134.9			
53	19.1	47.8	55572.0	58200.9			
54	19.1	47.9	55638.1	58266.9			
55	19.1	48.0	55704.2	58333.1			
56	19.2	48.1	55770.1	58399.2			
57	19.2	48.2	55835.9	58465.1			
58	19.2	48.3	55901.2	58530.8			
59	19.2	48.4	55966.2	58596.2			
60	19.2	48.5	56030.5	58661.1			
61	19.2	48.6	56094.3	58725.5			
62	19.2	48.7	56157.3	58789.3			
63	19.2	48.8	56219.4	58852.3			
64	19.2	48.9	56280.6	58914.4			
65	19.3	49.0	56340.7	58975.6			
66	19.3	49.1	56399.8	59035.7			
67	19.3	49.2	56457.6	59094.7			
68	19.3	49.2	56514.2	59152.6			
69	19.3	49.3	56569.4	59209.1			
70	19.3	49.4	56623.4	59264.4			
71	19.3	49.5	56675.9	59318.3			
72	19.3	49.6	56727.0	59370.9			
73	19.4	49.7	56776.7	59422.0			
74	19.4	49.8	56824.9	59471.7			
75	19.4	49.9	56871.7	59519.9			
76	19.4	50.0	56917.1	59566.7			
77	19.4	50.0	56960.9	59612.0			
78	19.4	50.1	57003.3	59655.9			
79	19.4	50.2	57044.2	59698.3			
80	19.4	50.3	57083.3	59739.1			
81	19.5	50.4	57120.4	59778.3			
82	19.5	50.4	57154.7	59815.3			
83	19.5	50.5	57184.8	59849.7			
84	19.5	50.6	61821.7	59879.8	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 5: TORRE 16-F

ETAPA	PRESION	TEMP.	FLUJO	FLUJO	ALIM.	SALIDA	DUTY
No.	Kg/cm2	oC	LIQUIDO	VAPOR	BARRIL/D	BARRIL/D	GJ/h
85	19.5	50.8	61958.5	60516.7			
86	19.5	51.1	62095.0	60653.5			
87	19.5	51.3	62231.0	60790.0			
88	19.5	51.5	62366.0	60926.0			
89	19.5	51.8	62499.4	61061.0			
90	19.6	52.0	62630.6	61194.4			
91	19.6	52.2	62759.0	61325.6			
92	19.6	52.4	62883.9	61454.0			
93	19.6	52.7	63005.0	61578.9			
94	19.6	52.9	63121.7	61700.0			
95	19.6	53.1	63233.7	61816.7			
96	19.6	53.3	63340.7	61928.7			
97	19.6	53.5	63442.6	62035.7			
98	19.7	53.7	63539.1	62137.6			
99	19.7	53.9	63630.4	62234.1			
100	19.7	54.0	63716.4	62325.4			
101	19.7	54.2	63797.2	62411.4			
102	19.7	54.3	63873.1	62492.2			
103	19.7	54.5	63944.2	62568.1			
104	19.7	54.6	64010.7	62639.2			
105	19.7	54.7	64072.9	62705.7			
106	19.8	54.8	64131.1	62767.9			
107	19.8	54.9	64185.5	62826.0			
108	19.8	55.0	64236.4	62880.5			
109	19.8	55.1	64284.2	62931.4			
110	19.8	55.2	64329.0	62979.2			
111	19.8	55.3	64371.2	63024.0			
112	19.8	55.4	64410.9	63066.2			
113	19.8	55.4	64448.5	63105.9			
114	19.8	55.5	64484.0	63143.5			
115	19.9	55.6	64517.7	63179.0			
116	19.9	55.6	64549.7	63212.7			
117	19.9	55.7	64580.2	63244.7			
118	19.9	55.7	64609.0	63275.2			
119	19.9	55.8	64636.1	63304.0			
120	19.9	55.8	64661.1	63331.1			
121	19.9	55.9	64683.1	63356.1			
122	19.9	56.0	64700.5	63378.1			
123	20.0	56.0	64709.9	63395.4			
124	20.0	56.2	64705.5	63404.9			
125	20.0	56.4	64676.4	63400.5			
126	20.0	56.7	64603.7	63371.4			
127	20.0	57.2		63298.7			
						1305.0 L	57.2

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 6: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	42.0	54865.5			383.1 L	-56.8
2	18.5	43.2	55016.2	55248.5			
3	18.5	43.8	55098.2	55399.2			
4	18.5	44.1	55144.8	55481.3			
5	18.5	44.3	55174.1	55527.8			
6	18.6	44.4	55195.4	55557.2			
7	18.6	44.4	55213.0	55578.5			
8	18.6	44.5	55228.8	55596.0			
9	18.6	44.5	55243.9	55611.9			
10	18.6	44.5	55258.7	55627.0			
11	18.6	44.6	55273.3	55641.8			
12	18.6	44.6	55287.9	55656.4			
13	18.6	44.6	55302.5	55671.0			
14	18.7	44.6	55317.2	55685.6			
15	18.7	44.7	55331.8	55700.2			
16	18.7	44.7	55346.6	55714.9			
17	18.7	44.7	55361.3	55729.6			
18	18.7	44.8	55376.1	55744.4			
19	18.7	44.8	55391.0	55759.2			
20	18.7	44.8	55406.0	55774.1			
21	18.7	44.8	55421.0	55789.0			
22	18.7	44.9	55436.0	55804.0			
23	18.8	44.9	55451.2	55819.1			
24	18.8	44.9	55466.4	55834.3			
25	18.8	45.0	55481.7	55849.5			
26	18.8	45.0	55497.2	55864.8			
27	18.8	45.0	55512.7	55880.2			
28	18.8	45.1	55528.3	55895.7			
29	18.8	45.1	55544.0	55911.3			
30	18.8	45.1	55559.8	55927.0			
31	18.9	45.1	55575.8	55942.9			
32	18.9	45.2	55591.9	55958.8			
33	18.9	45.2	55608.1	55974.9			
34	18.9	45.2	55624.5	55991.2			
35	18.9	45.3	55641.0	56007.6			
36	18.9	45.3	55657.8	56024.1			
37	18.9	45.3	55674.7	56040.8			
38	18.9	45.4	55691.8	56057.7			
39	19.0	45.4	55709.1	56074.8			
40	19.0	45.4	55726.6	56092.2			
41	19.0	45.5	55744.4	56109.7			
42	19.0	45.5	55762.5	56127.5			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 6: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.5	55780.8	56145.5			
44	19.0	45.5	55799.4	56163.8			
45	19.0	45.6	55818.3	56182.5			
46	19.0	45.6	55837.6	56201.4			
47	19.0	45.6	55857.2	56220.7			
48	19.1	45.7	55877.3	56240.3			
49	19.1	45.7	55897.7	56260.3			
50	19.1	45.7	55918.6	56280.8			
51	19.1	45.8	55939.9	56301.6			
52	19.1	45.8	55961.8	56323.0			
53	19.1	45.8	55984.2	56344.8			
54	19.1	45.9	56007.2	56367.3			
55	19.1	45.9	56030.8	56390.2			
56	19.2	46.0	56055.1	56413.9			
57	19.2	46.0	56080.1	56438.1			
58	19.2	46.0	56105.8	56463.1			
59	19.2	46.1	56132.4	56488.9			
60	19.2	46.1	56159.9	56515.5			
61	19.2	46.1	56188.3	56543.0			
62	19.2	46.2	56217.7	56571.4			
63	19.2	46.2	56248.2	56600.8			
64	19.2	46.3	56279.9	56631.3			
65	19.3	46.3	56312.7	56662.9			
66	19.3	46.4	56347.0	56695.8			
67	19.3	46.4	56382.6	56730.0			
68	19.3	46.5	56419.7	56765.7			
69	19.3	46.5	56458.5	56802.8			
70	19.3	46.5	56499.0	56841.6			
71	19.3	46.6	56541.3	56882.1			
72	19.3	46.7	56585.7	56924.4			
73	19.4	46.7	56632.1	56968.7			
74	19.4	46.8	56680.8	57015.2			
75	19.4	46.8	56731.8	57063.8			
76	19.4	46.9	56785.4	57114.9			
77	19.4	47.0	56841.7	57168.5			
78	19.4	47.0	56900.9	57224.8			
79	19.4	47.1	56963.0	57283.9			
80	19.4	47.2	57028.0	57346.0			
81	19.5	47.3	57095.9	57411.1			
82	19.5	47.3	57165.9	57479.0			
83	19.5	47.4	57236.2	57549.0			
84	19.5	47.6	61735.6	57619.3	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 6: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	47.6	61754.0	58118.6			
86	19.5	47.6	61771.9	58137.1			
87	19.5	47.7	61789.7	58155.0			
88	19.5	47.7	61807.4	58172.7			
89	19.5	47.7	61825.2	58190.5			
90	19.6	47.8	61843.1	58208.2			
91	19.6	47.8	61861.2	58226.2			
92	19.6	47.8	61879.5	58244.3			
93	19.6	47.8	61898.1	58262.6			
94	19.6	47.9	61917.0	58281.2			
95	19.6	47.9	61936.3	58300.1			
96	19.6	47.9	61955.9	58319.3			
97	19.6	48.0	61976.0	58339.0			
98	19.7	48.0	61996.6	58359.0			
99	19.7	48.0	62017.7	58379.6			
100	19.7	48.1	62039.5	58400.8			
101	19.7	48.1	62062.1	58422.6			
102	19.7	48.1	62085.4	58445.1			
103	19.7	48.2	62109.7	58468.5			
104	19.7	48.2	62135.0	58492.8			
105	19.7	48.2	62161.5	58518.1			
106	19.8	48.3	62189.2	58544.5			
107	19.8	48.3	62218.5	58572.3			
108	19.8	48.4	62249.3	58601.5			
109	19.8	48.4	62282.1	58632.4			
110	19.8	48.4	62317.0	58665.2			
111	19.8	48.5	62354.3	58700.1			
112	19.8	48.5	62394.5	58737.4			
113	19.8	48.6	62437.7	58777.5			
114	19.8	48.6	62484.6	58820.8			
115	19.9	48.7	62535.6	58867.7			
116	19.9	48.8	62591.3	58918.7			
117	19.9	48.8	62652.2	58974.4			
118	19.9	48.9	62718.9	59035.2			
119	19.9	49.0	62792.0	59101.9			
120	19.9	49.1	62872.1	59175.1			
121	19.9	49.2	62959.5	59255.1			
122	19.9	49.3	63054.5	59342.6			
123	20.0	49.4	63156.3	59437.6			
124	20.0	49.6	63262.6	59539.4			
125	20.0	49.8	63367.1	59645.7			
126	20.0	50.1	63450.6	59750.1			
127	20.0	50.5		59833.7		3616.9 L	57.3

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 7: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	42.8	54754.6			584.0 L	-56.8
2	18.5	43.6	54862.2	55338.6			
3	18.5	44.0	54921.3	55446.2			
4	18.5	44.2	54956.6	55505.3			
5	18.5	44.3	54980.7	55540.6			
6	18.6	44.4	54999.5	55564.7			
7	18.6	44.4	55015.9	55583.5			
8	18.6	44.5	55031.3	55599.9			
9	18.6	44.5	55046.2	55615.3			
10	18.6	44.5	55060.9	55630.2			
11	18.6	44.6	55075.6	55644.9			
12	18.6	44.6	55090.2	55659.5			
13	18.6	44.6	55104.9	55674.2			
14	18.7	44.6	55119.6	55688.8			
15	18.7	44.7	55134.3	55703.5			
16	18.7	44.7	55149.1	55718.3			
17	18.7	44.7	55164.0	55733.1			
18	18.7	44.8	55178.9	55748.0			
19	18.7	44.8	55193.9	55762.9			
20	18.7	44.8	55209.0	55777.9			
21	18.7	44.9	55224.1	55792.9			
22	18.7	44.9	55239.3	55808.1			
23	18.8	44.9	55254.6	55823.3			
24	18.8	44.9	55270.0	55838.6			
25	18.8	45.0	55285.5	55854.0			
26	18.8	45.0	55301.1	55869.5			
27	18.8	45.0	55316.8	55885.1			
28	18.8	45.1	55332.6	55900.8			
29	18.8	45.1	55348.5	55916.6			
30	18.8	45.1	55364.6	55932.5			
31	18.9	45.1	55380.8	55948.5			
32	18.9	45.2	55397.1	55964.8			
33	18.9	45.2	55413.6	55981.1			
34	18.9	45.2	55430.3	55997.6			
35	18.9	45.3	55447.1	56014.2			
36	18.9	45.3	55464.1	56031.1			
37	18.9	45.3	55481.4	56048.1			
38	18.9	45.4	55498.8	56065.4			
39	19.0	45.4	55516.5	56082.8			
40	19.0	45.4	55534.4	56100.5			
41	19.0	45.5	55552.6	56118.4			
42	19.0	45.5	55571.0	56136.6			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 7: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.5	55589.8	56155.0			
44	19.0	45.6	55608.8	56173.7			
45	19.0	45.6	55628.2	56192.8			
46	19.0	45.6	55647.9	56212.2			
47	19.0	45.7	55668.1	56231.9			
48	19.1	45.7	55688.6	56252.0			
49	19.1	45.7	55709.5	56272.6			
50	19.1	45.8	55731.0	56293.5			
51	19.1	45.8	55752.9	56314.9			
52	19.1	45.8	55775.3	56336.9			
53	19.1	45.9	55798.3	56359.3			
54	19.1	45.9	55821.9	56382.3			
55	19.1	45.9	55846.1	56405.9			
56	19.2	46.0	55871.0	56430.1			
57	19.2	46.0	55896.7	56455.0			
58	19.2	46.0	55923.1	56480.7			
59	19.2	46.1	55950.3	56507.1			
60	19.2	46.1	55978.5	56534.3			
61	19.2	46.2	56007.5	56562.5			
62	19.2	46.2	56037.6	56591.5			
63	19.2	46.2	56068.8	56621.6			
64	19.2	46.3	56101.1	56652.8			
65	19.3	46.3	56134.6	56685.1			
66	19.3	46.4	56169.4	56718.6			
67	19.3	46.4	56205.6	56753.4			
68	19.3	46.5	56243.3	56789.6			
69	19.3	46.5	56282.6	56827.3			
70	19.3	46.6	56323.6	56866.6			
71	19.3	46.6	56366.3	56907.5			
72	19.3	46.7	56411.0	56950.3			
73	19.4	46.7	56457.6	56995.0			
74	19.4	46.8	56506.5	57041.6			
75	19.4	46.9	56557.6	57090.5			
76	19.4	46.9	56611.1	57141.6			
77	19.4	47.0	56667.2	57195.1			
78	19.4	47.1	56725.9	57251.1			
79	19.4	47.1	56787.4	57309.9			
80	19.4	47.2	56851.7	57371.4			
81	19.5	47.3	56918.5	57435.6			
82	19.5	47.4	56987.2	57502.5			
83	19.5	47.5	57055.9	57571.1			
84	19.5	47.6	61555.5	57639.8	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 7: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	47.6	61574.0	58139.5			
86	19.5	47.7	61592.0	58158.0			
87	19.5	47.7	61609.9	58176.0			
88	19.5	47.7	61627.8	58193.9			
89	19.5	47.8	61645.8	58211.8			
90	19.6	47.8	61664.0	58229.8			
91	19.6	47.8	61682.4	58248.0			
92	19.6	47.8	61701.1	58266.4			
93	19.6	47.9	61720.1	58285.1			
94	19.6	47.9	61739.4	58304.0			
95	19.6	47.9	61759.1	58323.4			
96	19.6	48.0	61779.3	58343.1			
97	19.6	48.0	61800.0	58363.3			
98	19.7	48.0	61821.2	58384.0			
99	19.7	48.1	61843.1	58405.2			
100	19.7	48.1	61865.7	58427.1			
101	19.7	48.1	61889.1	58449.7			
102	19.7	48.2	61913.5	58473.1			
103	19.7	48.2	61938.8	58497.5			
104	19.7	48.2	61965.4	58522.8			
105	19.7	48.3	61993.2	58549.4			
106	19.8	48.3	62022.6	58577.2			
107	19.8	48.4	62053.6	58606.6			
108	19.8	48.4	62086.5	58637.6			
109	19.8	48.4	62121.6	58670.5			
110	19.8	48.5	62159.0	58705.6			
111	19.8	48.5	62199.7	58743.0			
112	19.8	48.6	62242.4	58783.2			
113	19.8	48.7	62289.0	58826.4			
114	19.8	48.7	62339.5	58873.0			
115	19.9	48.8	62394.3	58923.5			
116	19.9	48.8	62453.9	58978.3			
117	19.9	48.9	62518.9	59037.9			
118	19.9	49.0	62589.9	59102.9			
119	19.9	49.1	62667.5	59173.9			
120	19.9	49.2	62752.4	59251.5			
121	19.9	49.3	62845.0	59336.4			
122	19.9	49.4	62945.4	59428.9			
123	20.0	49.6	63053.0	59529.4			
124	20.0	49.7	63164.6	59636.9			
125	20.0	49.9	63272.7	59748.6			
126	20.0	50.2	63358.7	59856.7			
127	20.0	50.7		59942.7		3416.0 L	67.3

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 8: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	43.7	4428.2			1404.1 L	-56.8
2	18.5	44.0	4433.5	4543.3			
3	18.5	44.2	4436.6	4548.6			
4	18.5	44.3	4438.6	4551.7			
5	18.5	44.4	4440.1	4553.7			
6	18.6	44.4	4441.5	4555.2			
7	18.6	44.4	4442.7	4556.6			
8	18.6	44.5	4443.9	4557.8			
9	18.6	44.5	4445.1	4559.0			
10	18.6	44.5	4446.3	4560.2			
11	18.6	44.6	4447.4	4561.3			
12	18.6	44.6	4448.6	4562.5			
13	18.6	44.6	4449.8	4563.7			
14	18.7	44.7	4450.9	4564.9			
15	18.7	44.7	4452.1	4566.0			
16	18.7	44.7	4453.3	4567.2			
17	18.7	44.8	4454.5	4568.4			
18	18.7	44.8	4455.7	4569.6			
19	18.7	44.8	4456.9	4570.8			
20	18.7	44.8	4458.1	4572.0			
21	18.7	44.9	4459.3	4573.2			
22	18.7	44.9	4460.5	4574.4			
23	18.8	44.9	4461.7	4575.6			
24	18.8	45.0	4462.9	4576.8			
25	18.8	45.0	4464.1	4578.0			
26	18.8	45.0	4465.3	4579.2			
27	18.8	45.1	4466.5	4580.4			
28	18.8	45.1	4467.8	4581.6			
29	18.8	45.1	4469.0	4582.9			
30	18.8	45.2	4470.3	4584.1			
31	18.9	45.2	4471.5	4585.3			
32	18.9	45.2	4472.8	4586.6			
33	18.9	45.2	4474.0	4587.9			
34	18.9	45.3	4475.3	4589.1			
35	18.9	45.3	4476.6	4590.4			
36	18.9	45.3	4477.8	4591.7			
37	18.9	45.4	4479.1	4592.9			
38	18.9	45.4	4480.4	4594.2			
39	19.0	45.4	4481.7	4595.5			
40	19.0	45.5	4483.1	4596.8			
41	19.0	45.5	4484.4	4598.1			
42	19.0	45.5	4485.7	4599.5			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 8: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.6	4487.1	4600.8			
44	19.0	45.6	4488.4	4602.1			
45	19.0	45.7	4489.8	4603.5			
46	19.0	45.7	4491.2	4604.9			
47	19.0	45.7	4492.5	4606.2			
48	19.1	45.8	4493.9	4607.6			
49	19.1	45.8	4495.4	4609.0			
50	19.1	45.8	4496.8	4610.4			
51	19.1	45.9	4498.2	4611.9			
52	19.1	45.9	4499.7	4613.3			
53	19.1	45.9	4501.2	4614.8			
54	19.1	46.0	4502.6	4616.2			
55	19.1	46.0	4504.1	4617.7			
56	19.2	46.1	4505.7	4619.2			
57	19.2	46.1	4507.2	4620.8			
58	19.2	46.2	4508.8	4622.3			
59	19.2	46.2	4510.4	4623.9			
60	19.2	46.2	4512.0	4625.4			
61	19.2	46.3	4513.6	4627.0			
62	19.2	46.3	4515.2	4628.7			
63	19.2	46.4	4516.9	4630.3			
64	19.2	46.4	4518.6	4632.0			
65	19.3	46.5	4520.3	4633.7			
66	19.3	46.5	4522.0	4635.4			
67	19.3	46.6	4523.8	4637.1			
68	19.3	46.6	4525.6	4638.9			
69	19.3	46.7	4527.4	4640.7			
70	19.3	46.7	4529.3	4642.5			
71	19.3	46.8	4531.2	4644.4			
72	19.3	46.8	4533.1	4646.2			
73	19.4	46.9	4535.0	4648.2			
74	19.4	47.0	4537.0	4650.1			
75	19.4	47.0	4539.0	4652.1			
76	19.4	47.1	4541.1	4654.1			
77	19.4	47.2	4543.1	4656.1			
78	19.4	47.2	4545.2	4658.2			
79	19.4	47.3	4547.4	4660.3			
80	19.4	47.4	4549.5	4662.5			
81	19.5	47.4	4551.6	4664.6			
82	19.5	47.5	4553.5	4666.7			
83	19.5	47.6	4555.0	4668.6			
84	19.5	47.7	4914.7	4670.1	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.2

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO

CORRIDA 8: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY G-J/h
85	19.5	47.8	4916.2	4710.6			
86	19.5	47.8	4917.6	4712.1			
87	19.5	47.8	4919.0	4713.5			
88	19.5	47.9	4920.4	4714.9			
89	19.5	47.9	4921.8	4716.4			
90	19.6	47.9	4923.3	4717.8			
91	19.6	48.0	4924.7	4719.2			
92	19.6	48.0	4926.1	4720.6			
93	19.6	48.0	4927.6	4722.1			
94	19.6	48.1	4929.1	4723.5			
95	19.6	48.1	4930.6	4725.0			
96	19.6	48.1	4932.1	4726.5			
97	19.6	48.2	4933.6	4728.0			
98	19.7	48.2	4935.2	4729.6			
99	19.7	48.3	4936.8	4731.1			
100	19.7	48.3	4938.4	4732.7			
101	19.7	48.3	4940.1	4734.3			
102	19.7	48.4	4941.8	4736.0			
103	19.7	48.4	4943.5	4737.7			
104	19.7	48.5	4945.3	4739.4			
105	19.7	48.5	4947.1	4741.2			
106	19.8	48.6	4949.0	4743.0			
107	19.8	48.6	4950.9	4744.9			
108	19.8	48.7	4952.9	4746.8			
109	19.8	48.8	4955.0	4748.8			
110	19.8	48.8	4957.1	4750.9			
111	19.8	48.9	4959.3	4753.0			
112	19.8	49.0	4961.6	4755.2			
113	19.8	49.0	4964.0	4757.5			
114	19.8	49.1	4966.5	4759.9			
115	19.9	49.2	4969.0	4762.4			
116	19.9	49.3	4971.7	4765.0			
117	19.9	49.4	4974.5	4767.6			
118	19.9	49.6	4977.4	4770.4			
119	19.9	49.7	4980.3	4773.3			
120	19.9	49.8	4983.4	4776.3			
121	19.9	50.0	4986.4	4779.3			
122	19.9	50.2	4989.4	4782.4			
123	20.0	50.4	4991.9	4785.3			
124	20.0	50.6	4993.4	4787.8			
125	20.0	50.9	4992.4	4789.3			
126	20.0	51.3	4986.3	4788.3			
127	20.0	51.8		4782.2	2595.9 L	57.3	

L=LIQUIDO

ORRIENTE 3 BARRIL/D	FRAC. PROPILENO	RELACION DE REF.	DESTILADOS Kgmol/h	FONDOS Kgmol/h	DESTILADOS BARRIL/D	FONDOS BARRIL/D
4000	0.99	38.47598	115.1	204.1	1404.09	2595.91
3000	0.992	40.89692	108.44	130.92	1322.87	1677.13
2000	0.993	60.1845	74.284	85.2972	906.1	1093.9
1000	0.994	84.59505	53.14	26.66	648.07	351.93
500	0.995	171.663	26.34	13.56	321.31	178.69

0.29 % VOL. ETANO

TABLA A.3

BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO
CORRIDA 9: TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REHER. - DUTY
FRACC. DE VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	oC	38	44	44	52	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	319	115	0	204	0	0
FLUJO MASICO	Kg/h	13679	4832	0	8647	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARREL/D	4000	1404	0	2596	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-611660	-301777	0	143885	53853600	54318900

CONTINUACION DE LA TABLA A.3
BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO.
CORRIDA 10: TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REHER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	oC	38	44	44	53	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	239	108	0	131	0	0
FLUJO MASICO	Kg/h	10260	4555	0	5704	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARREL/D	3000	1323	0	1677	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-456610	-284022	0	15979	53853600	54218900

CONTINUACION DE LA TABLA A.3
BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO
CORRIIDA 11 TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REFER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	38	44	44	53	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/m ² h	160	74	0	85	0	0
FLUJO MASICO	Kg/m	6640	3120	0	3719	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARRIL/D	2000	906	0	1094	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-35740	-106852	0	10425	5385300	54097100

CONTINUACION DE LA TABLA A.3
BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO
CORRIIDA 12 TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REFER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	38	44	44	57	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/m ² h	80	53	0	27	0	0
FLUJO MASICO	Kg/m	3423	2233	0	1187	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARRIL/D	1000	648	0	352	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-152970	-138904	0	91342	5385300	53976400

CONTINUACION DE LA TABLA A.3
BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE CON ETANO
CORRIIDA 13 TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REFER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	38	44	44	57	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/m ² h	41	25	0	14	0	0
FLUJO MASICO	Kg/m	1710	1107	0	450	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARRIL/D	500	321	0	179	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-7645	-6981	0	4597	5385300	53976400

FRACCIONES DE LA MEZCLA EN LAS CORRIENTES
CORRIDA 9: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0080	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9900	0.4800
PROPANO	0.3227	0.0020	0.5036
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0034
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0128
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0002

CORRIDA 10: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0064	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9920	0.3922
PROPANO	0.3227	0.0016	0.5886
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0040
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0150
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0002

CORRIDA 11: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0062	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9930	0.3773
PROPANO	0.3227	0.0008	0.6031
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0041
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0153
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0002

CORRIDA 12: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0044	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9940	0.0061
PROPANO	0.3227	0.0017	0.9625
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0066
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0245
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0003

CORRIDA 13: TORRE 16-F

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4
ETANO	0.0029	0.0044	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9950	0.0202
PROPANO	0.3227	0.0006	0.9489
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0065
I-BUTANO	0.0082	0.0000	0.0241
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0003

TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 9: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	43.7	4428.2			1404.1 L	-56.8
2	18.5	44.0	4433.5	4543.3			
3	18.5	44.2	4436.6	4548.6			
4	18.5	44.3	4438.6	4551.7			
5	18.5	44.4	4440.1	4553.7			
6	18.6	44.4	4441.5	4555.2			
7	18.6	44.4	4442.7	4556.6			
8	18.6	44.5	4443.9	4557.8			
9	18.6	44.5	4445.1	4559.0			
10	18.6	44.5	4446.3	4560.2			
11	18.6	44.6	4447.4	4561.3			
12	18.6	44.6	4448.6	4562.5			
13	18.6	44.6	4449.8	4563.7			
14	18.7	44.7	4450.9	4564.9			
15	18.7	44.7	4452.1	4566.0			
16	18.7	44.7	4453.3	4567.2			
17	18.7	44.8	4454.5	4568.4			
18	18.7	44.8	4455.7	4569.6			
19	18.7	44.8	4456.9	4570.8			
20	18.7	44.8	4458.1	4572.0			
21	18.7	44.9	4459.3	4573.2			
22	18.7	44.9	4460.5	4574.4			
23	18.8	44.9	4461.7	4575.6			
24	18.8	45.0	4462.9	4576.8			
25	18.8	45.0	4464.1	4578.0			
26	18.8	45.0	4465.3	4579.2			
27	18.8	45.1	4466.5	4580.4			
28	18.8	45.1	4467.8	4581.6			
29	18.8	45.1	4469.0	4582.9			
30	18.8	45.2	4470.3	4584.1			
21	18.9	45.2	4471.5	4585.3			
32	18.9	45.2	4472.8	4586.6			
33	18.9	45.2	4474.0	4587.9			
34	18.9	45.3	4475.3	4589.1			
35	18.9	45.3	4476.6	4590.4			
36	18.9	45.3	4477.8	4591.7			
37	18.9	45.4	4479.1	4592.9			
38	18.9	45.4	4480.4	4594.2			
39	19.0	45.4	4481.7	4595.5			
40	19.0	45.5	4483.1	4596.8			
41	19.0	45.5	4484.4	4598.1			
42	19.0	45.5	4485.7	4599.5			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 9: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.6	4487.1	4600.8			
44	19.0	45.6	4488.4	4602.1			
45	19.0	45.7	4489.8	4603.5			
46	19.0	45.7	4491.2	4604.9			
47	19.0	45.7	4492.5	4606.2			
48	19.1	45.8	4493.9	4607.6			
49	19.1	45.8	4495.4	4609.0			
50	19.1	45.8	4496.8	4610.4			
51	19.1	45.9	4498.2	4611.9			
52	19.1	45.9	4499.7	4613.3			
53	19.1	45.9	4501.2	4614.8			
54	19.1	46.0	4502.6	4616.2			
55	19.1	46.0	4504.1	4617.7			
56	19.2	46.1	4505.7	4619.2			
57	19.2	46.1	4507.2	4620.8			
58	19.2	46.2	4508.8	4622.3			
59	19.2	46.2	4510.4	4623.9			
60	19.2	46.2	4512.0	4625.4			
61	19.2	46.3	4513.6	4627.0			
62	19.2	46.3	4515.2	4628.7			
63	19.2	46.4	4516.9	4630.3			
64	19.2	46.4	4518.6	4632.0			
65	19.3	46.5	4520.3	4633.7			
66	19.3	46.5	4522.0	4635.4			
67	19.3	46.6	4523.8	4637.1			
68	19.3	46.6	4525.6	4638.9			
69	19.3	46.7	4527.4	4640.7			
70	19.3	46.7	4529.3	4642.5			
71	19.3	46.8	4531.2	4644.4			
72	19.3	46.8	4533.1	4646.2			
73	19.4	46.9	4535.0	4648.2			
74	19.4	47.0	4537.0	4650.1			
75	19.4	47.0	4539.0	4652.1			
76	19.4	47.1	4541.1	4654.1			
77	19.4	47.2	4543.1	4656.1			
78	19.4	47.2	4545.2	4658.2			
79	19.4	47.3	4547.4	4660.3			
80	19.4	47.4	4549.5	4662.5			
81	19.5	47.4	4551.6	4664.6			
82	19.5	47.5	4553.5	4666.7			
83	19.5	47.6	4555.0	4668.6			
84	19.5	47.7	4914.7	4670.1	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 9: TORRE 16-F

ETAPA	PRESION	TEMP.	FLUJO	FLUJO	ALIM.	SAIDA	DUTY
No.	Kg/cm2	oC	LIQUIDO	VAPOR	BARRIL/D	BARRIL/D	GJ/h
85	19.5	47.8	4916.2	4710.6			
86	19.5	47.8	4917.6	4712.1			
87	19.5	47.8	4919.0	4713.5			
88	19.5	47.9	4920.4	4714.9			
89	19.5	47.9	4921.8	4716.4			
90	19.6	47.9	4923.3	4717.8			
91	19.6	48.0	4924.7	4719.2			
92	19.6	48.0	4926.1	4720.6			
93	19.6	48.0	4927.6	4722.1			
94	19.6	48.1	4929.1	4723.5			
95	19.6	48.1	4930.6	4725.0			
96	19.6	48.1	4932.1	4726.5			
97	19.6	48.2	4933.6	4728.0			
98	19.7	48.2	4935.2	4729.6			
99	19.7	48.3	4936.8	4731.1			
100	19.7	48.3	4938.4	4732.7			
101	19.7	48.3	4940.1	4734.3			
102	19.7	48.4	4941.8	4736.0			
103	19.7	48.4	4943.5	4737.7			
104	19.7	48.5	4945.3	4739.4			
105	19.7	48.5	4947.1	4741.2			
106	19.8	48.6	4949.0	4743.0			
107	19.8	48.6	4950.9	4744.9			
108	19.8	48.7	4952.9	4746.8			
109	19.8	48.8	4955.0	4748.8			
110	19.8	48.8	4957.1	4750.9			
111	19.8	48.9	4959.3	4753.0			
112	19.8	49.0	4961.6	4755.2			
113	19.8	49.0	4964.0	4757.5			
114	19.8	49.1	4966.5	4759.9			
115	19.9	49.2	4969.0	4762.4			
116	19.9	49.3	4971.7	4765.0			
117	19.9	49.4	4974.5	4767.6			
118	19.9	49.6	4977.4	4770.4			
119	19.9	49.7	4980.3	4773.3			
120	19.9	49.8	4983.4	4776.3			
121	19.9	50.0	4986.4	4779.3			
122	19.9	50.2	4989.4	4782.4			
123	20.0	50.4	4991.9	4785.3			
124	20.0	50.6	4993.4	4787.8			
125	20.0	50.9	4992.4	4789.3			
126	20.0	51.3	4986.3	4788.3			
127	20.0	51.8		4782.2	2595.9 L	57.3	

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 10: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	43.8	54101.3			1322.9 L	-56.8
2	18.5	44.1	54148.0	55424.2			
3	18.5	44.2	54177.3	55470.8			
4	18.5	44.3	54198.6	55500.1			
5	18.5	44.4	54216.3	55521.4			
6	18.6	44.4	54232.4	55539.1			
7	18.6	44.4	54247.8	55555.2			
8	18.6	44.5	54262.9	55570.6			
9	18.6	44.5	54277.9	55585.7			
10	18.6	44.5	54292.9	55600.8			
11	18.6	44.6	54308.0	55615.8			
12	18.6	44.6	54323.1	55630.9			
13	18.6	44.6	54338.3	55646.0			
14	18.7	44.7	54353.6	55661.2			
15	18.7	44.7	54369.0	55676.5			
16	18.7	44.7	54384.5	55691.9			
17	18.7	44.8	54400.0	55707.3			
18	18.7	44.8	54415.7	55722.9			
19	18.7	44.8	54431.4	55738.5			
20	18.7	44.8	54447.3	55754.3			
21	18.7	44.9	54463.3	55770.2			
22	18.7	44.9	54479.4	55786.2			
23	18.8	44.9	54495.6	55802.3			
24	18.8	45.0	54512.0	55818.5			
25	18.8	45.0	54528.5	55834.9			
26	18.8	45.0	54545.2	55851.4			
27	18.8	45.1	54562.0	55868.1			
28	18.8	45.1	54579.0	55884.9			
29	18.8	45.1	54596.1	55901.9			
30	18.8	45.1	54613.5	55919.0			
31	18.9	45.2	54631.0	55936.3			
32	18.9	45.2	54648.7	55953.8			
33	18.9	45.2	54666.6	55971.6			
34	18.9	45.3	54684.8	55989.5			
35	18.9	45.3	54703.1	56007.6			
36	18.9	45.3	54721.8	56026.0			
37	18.9	45.4	54740.6	56044.6			
38	18.9	45.4	54759.8	56063.5			
39	19.0	45.4	54779.2	56082.6			
40	19.0	45.5	54798.9	56102.1			
41	19.0	45.5	54818.9	56121.8			
42	19.0	45.5	54839.3	56141.8			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 10: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.6	54860.0	56162.1			
44	19.0	45.6	54881.0	56182.8			
45	19.0	45.6	54902.4	56203.9			
46	19.0	45.7	54924.3	56225.3			
47	19.0	45.7	54946.5	56247.1			
48	19.1	45.7	54969.2	56269.4			
49	19.1	45.8	54992.4	56292.1			
50	19.1	45.8	55016.0	56315.2			
51	19.1	45.8	55040.2	56338.9			
52	19.1	45.9	55064.8	56363.0			
53	19.1	45.9	55090.1	56387.7			
54	19.1	46.0	55115.9	56413.0			
55	19.1	46.0	55142.4	56438.8			
56	19.2	46.0	55169.5	56465.3			
57	19.2	46.1	55197.3	56492.4			
58	19.2	46.1	55225.9	56520.2			
59	19.2	46.2	55255.2	56548.8			
60	19.2	46.2	55285.3	56578.1			
61	19.2	46.2	55316.2	56608.2			
62	19.2	46.3	55348.1	56639.1			
63	19.2	46.3	55380.8	56670.9			
64	19.2	46.4	55414.6	56703.7			
65	19.3	46.4	55449.3	56737.4			
66	19.3	46.5	55485.1	56772.2			
67	19.3	46.5	55522.1	56808.0			
68	19.3	46.6	55560.2	56845.0			
69	19.3	46.6	55599.6	56883.1			
70	19.3	46.7	55640.3	56922.5			
71	19.3	46.7	55682.4	56963.2			
72	19.3	46.8	55725.8	57005.2			
73	19.4	46.8	55770.8	57048.7			
74	19.4	46.9	55817.4	57093.7			
75	19.4	46.9	55865.5	57140.2			
76	19.4	47.0	55915.4	57188.4			
77	19.4	47.1	55967.0	57238.3			
78	19.4	47.1	56020.5	57289.9			
79	19.4	47.2	56075.8	57343.3			
80	19.4	47.3	56132.9	57398.6			
81	19.5	47.3	56191.6	57455.7			
82	19.5	47.4	56251.3	57514.4			
83	19.5	47.5	56310.5	57574.1			
84	19.5	47.6	56373.5	57633.3	3000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 10: TORRE 16-F

ETAPA	PRESION	TEMP.	FLUJO	FLUJO	ALIM.	SALIDA	DUTY
No.	Kg/cm ²	oC	LIQUIDO	VAPOR	BARRIL/D	BARRIL/D	GJ/h
85	19.5	47.6	59715.9	58016.3			
86	19.5	47.7	59738.5	58038.8			
87	19.5	47.7	59761.6	58061.4			
88	19.5	47.8	59785.3	58084.5			
89	19.5	47.8	59809.8	58108.2			
90	19.6	47.8	59835.1	58132.6			
91	19.6	47.9	59861.5	58158.0			
92	19.6	47.9	59888.8	58184.3			
93	19.6	47.9	59917.4	58211.7			
94	19.6	48.0	59947.3	58240.3			
95	19.6	48.0	59978.6	58270.2			
96	19.6	48.1	60011.4	58301.4			
97	19.6	48.1	60045.9	58334.3			
98	19.7	48.2	60082.2	58368.8			
99	19.7	48.2	60120.6	58405.1			
100	19.7	48.3	60161.1	58443.4			
101	19.7	48.3	60204.0	58484.0			
102	19.7	48.4	60249.6	58526.9			
103	19.7	48.4	60297.9	58572.4			
104	19.7	48.5	60349.3	58620.8			
105	19.7	48.6	60404.1	58672.2			
106	19.8	48.6	60462.5	58727.0			
107	19.8	48.7	60524.7	58785.3			
108	19.8	48.8	60591.2	58847.6			
109	19.8	48.9	60662.1	58914.0			
110	19.8	48.9	60737.9	58985.0			
111	19.8	49.0	60818.8	59060.7			
112	19.8	49.1	60905.2	59141.6			
113	19.8	49.3	60997.3	59228.0			
114	19.8	49.4	61095.6	59320.2			
115	19.9	49.5	61200.2	59418.4			
116	19.9	49.6	61311.4	59523.1			
117	19.9	49.8	61429.4	59634.3			
118	19.9	50.0	61554.3	59752.3			
119	19.9	50.1	61686.0	59877.1			
120	19.9	50.3	61824.2	60008.8			
121	19.9	50.5	61968.3	60147.1			
122	19.9	50.7	62116.7	60291.1			
123	20.0	51.0	62266.4	60439.5			
124	20.0	51.3	62411.4	60589.2			
125	20.0	51.6	62540.0	60734.3			
126	20.0	52.1	62630.0	60862.9			
127	20.0	52.7		60952.8		1677.1 L	57.2

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 11: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	43.8	54533.3			906.1 L	-56.8
2	18.5	44.1	54579.1	55439.4			
3	18.5	44.2	54607.9	55485.2			
4	18.5	44.3	54628.8	55514.0			
5	18.5	44.4	54646.2	55534.9			
6	18.6	44.4	54661.9	55552.3			
7	18.6	44.4	54676.9	55568.0			
8	18.6	44.5	54691.6	55583.0			
9	18.6	44.5	54706.2	55597.7			
10	18.6	44.5	54720.7	55612.3			
11	18.6	44.6	54735.3	55626.8			
12	18.6	44.6	54749.9	55641.4			
13	18.6	44.6	54764.5	55656.0			
14	18.7	44.7	54779.2	55670.6			
15	18.7	44.7	54794.0	55685.3			
16	18.7	44.7	54808.8	55700.1			
17	18.7	44.7	54823.6	55714.9			
18	18.7	44.8	54838.6	55729.7			
19	18.7	44.8	54853.6	55744.7			
20	18.7	44.8	54868.6	55759.7			
21	18.7	44.9	54883.8	55774.7			
22	18.7	44.9	54899.0	55789.9			
23	18.8	44.9	54914.3	55805.1			
24	18.8	44.9	54929.7	55820.4			
25	18.8	45.0	54945.1	55835.8			
26	18.8	45.0	54960.7	55851.2			
27	18.8	45.0	54976.4	55866.8			
28	18.8	45.1	54992.2	55882.5			
29	18.8	45.1	55008.1	55898.3			
30	18.8	45.1	55024.1	55914.2			
31	18.9	45.2	55040.3	55930.2			
32	18.9	45.2	55056.6	55946.4			
33	18.9	45.2	55073.1	55962.7			
34	18.9	45.2	55089.7	55979.2			
35	18.9	45.3	55106.4	55995.8			
36	18.9	45.3	55123.3	56012.5			
37	18.9	45.3	55140.5	56029.4			
38	18.9	45.4	55157.8	56046.6			
39	19.0	45.4	55175.3	56063.9			
40	19.0	45.4	55193.0	56081.4			
41	19.0	45.5	55210.9	56099.1			
42	19.0	45.5	55229.1	56117.1			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 11: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.5	55247.6	56135.2			
44	19.0	45.6	55266.3	56153.7			
45	19.0	45.6	55285.3	56172.4			
46	19.0	45.6	55304.6	56191.4			
47	19.0	45.7	55324.2	56210.7			
48	19.1	45.7	55344.2	56230.3			
49	19.1	45.7	55364.5	56250.3			
50	19.1	45.8	55385.2	56270.6			
51	19.1	45.8	55406.4	56291.3			
52	19.1	45.8	55427.9	56312.5			
53	19.1	45.9	55449.9	56334.0			
54	19.1	45.9	55472.4	56356.0			
55	19.1	45.9	55495.3	56378.5			
56	19.2	46.0	55518.9	56401.4			
57	19.2	46.0	55543.0	56425.0			
58	19.2	46.0	55567.7	56449.1			
59	19.2	46.1	55593.0	56473.8			
60	19.2	46.1	55619.0	56499.1			
61	19.2	46.2	55645.7	56525.1			
62	19.2	46.2	55673.2	56551.8			
63	19.2	46.2	55701.5	56579.3			
64	19.2	46.3	55730.7	56607.6			
65	19.3	46.3	55760.7	56636.8			
66	19.3	46.4	55791.8	56666.8			
67	19.3	46.4	55823.8	56697.9			
68	19.3	46.4	55856.9	56729.9			
69	19.3	46.5	55891.1	56763.0			
70	19.3	46.5	55926.6	56797.2			
71	19.3	46.6	55963.3	56832.7			
72	19.3	46.6	56001.4	56869.4			
73	19.4	46.7	56040.9	56907.5			
74	19.4	46.7	56081.8	56947.0			
75	19.4	46.8	56124.4	56987.9			
76	19.4	46.8	56168.7	57030.5			
77	19.4	46.9	56214.7	57074.8			
78	19.4	46.9	56262.6	57120.8			
79	19.4	47.0	56312.3	57168.7			
80	19.4	47.1	56364.0	57218.4			
81	19.5	47.1	56417.6	57270.1			
82	19.5	47.2	56472.7	57323.7			
83	19.5	47.3	56528.3	57378.8			
84	19.5	47.4	58791.4	57434.4	2000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 11: TORRE 16-F

ETAPA	PRESION	TEMP.	FLUJO	FLUJO	ALIM.	SALIDA	DUTY
No.	Kg/cm2	oC	LIQUIDO	VAPOR	BARRIL/D	BARRIL/D	GJ/h
85	19.5	47.4	58815.5	57697.5			
86	19.5	47.4	58840.1	57721.6			
87	19.5	47.5	58865.4	57746.2			
88	19.5	47.5	58891.6	57771.5			
89	19.5	47.6	58918.6	57797.7			
90	19.6	47.6	58946.8	57824.7			
91	19.6	47.6	58976.2	57852.9			
92	19.6	47.7	59006.8	57882.3			
93	19.6	47.7	59038.8	57912.9			
94	19.6	47.8	59072.4	57944.9			
95	19.6	47.8	59107.6	57978.5			
96	19.6	47.9	59144.6	58013.7			
97	19.6	47.9	59183.6	58050.7			
98	19.7	48.0	59224.8	58089.7			
99	19.7	48.0	59268.3	58130.9			
100	19.7	48.1	59314.2	58174.4			
101	19.7	48.1	59362.9	58220.3			
102	19.7	48.2	59414.6	58269.0			
103	19.7	48.3	59469.4	58320.7			
104	19.7	48.3	59527.7	58375.5			
105	19.7	48.4	59589.6	58433.8			
106	19.8	48.5	59655.6	58495.8			
107	19.8	48.6	59725.8	58561.7			
108	19.8	48.7	59800.6	58631.9			
109	19.8	48.7	59880.2	58706.7			
110	19.8	48.8	59964.9	58786.3			
111	19.8	49.0	60055.1	58871.0			
112	19.8	49.1	60151.1	58961.2			
113	19.8	49.2	60253.0	59057.2			
114	19.8	49.3	60361.2	59159.1			
115	19.9	49.5	60475.8	59267.3			
116	19.9	49.6	60597.0	59381.9			
117	19.9	49.8	60724.9	59503.1			
118	19.9	50.0	60859.4	59631.0			
119	19.9	50.2	61000.3	59765.5			
120	19.9	50.4	61147.1	59906.4			
121	19.9	50.6	61298.9	60053.2			
122	19.9	50.8	61454.0	60205.0			
123	20.0	51.1	61609.1	60360.1			
124	20.0	51.4	61758.0	60515.3			
125	20.0	51.7	61888.7	60664.1			
126	20.0	52.2	61979.1	60794.8			
127	20.0	52.9		60885.2			

1093.9 L 57.1

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 12: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	43.9	4494.6			648.1 L	-56.8
2	18.5	44.2	4498.1	4547.7			
3	18.5	44.3	4500.4	4551.2			
4	18.5	44.3	4502.0	4553.5			
5	18.5	44.4	4503.4	4555.2			
6	18.6	44.4	4504.7	4556.6			
7	18.6	44.5	4506.0	4557.9			
8	18.6	44.5	4507.2	4559.1			
9	18.6	44.5	4508.4	4560.3			
10	18.6	44.5	4509.6	4561.5			
11	18.6	44.6	4510.8	4562.7			
12	18.6	44.6	4512.0	4563.9			
13	18.6	44.6	4513.2	4565.1			
14	18.7	44.7	4514.5	4566.4			
15	18.7	44.7	4515.7	4567.6			
16	18.7	44.7	4516.9	4568.8			
17	18.7	44.8	4518.1	4570.0			
18	18.7	44.8	4519.4	4571.3			
19	18.7	44.8	4520.6	4572.5			
20	18.7	44.9	4521.9	4573.8			
21	18.7	44.9	4523.2	4575.0			
22	18.7	44.9	4524.4	4576.3			
23	18.8	44.9	4525.7	4577.6			
24	18.8	45.0	4527.0	4578.9			
25	18.8	45.0	4528.3	4580.1			
26	18.8	45.0	4529.6	4581.5			
27	18.8	45.1	4531.0	4582.8			
28	18.8	45.1	4532.3	4584.1			
29	18.8	45.1	4533.6	4585.4			
30	18.8	45.2	4535.0	4586.8			
31	18.9	45.2	4536.4	4588.1			
32	18.9	45.2	4537.8	4589.5			
33	18.9	45.3	4539.2	4590.9			
34	18.9	45.3	4540.6	4592.3			
35	18.9	45.3	4542.0	4593.7			
36	18.9	45.4	4543.5	4595.2			
37	18.9	45.4	4545.0	4596.6			
38	18.9	45.4	4546.5	4598.1			
39	19.0	45.5	4548.0	4599.6			
40	19.0	45.5	4549.5	4601.1			
41	19.0	45.5	4551.1	4602.7			
42	19.0	45.6	4552.7	4604.2			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 12: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.6	4554.3	4605.8			
44	19.0	45.7	4556.0	4607.5			
45	19.0	45.7	4557.7	4609.1			
46	19.0	45.7	4559.4	4610.8			
47	19.0	45.8	4561.2	4612.6			
48	19.1	45.8	4563.0	4614.3			
49	19.1	45.9	4564.8	4616.1			
50	19.1	45.9	4566.7	4618.0			
51	19.1	45.9	4568.7	4619.9			
52	19.1	46.0	4570.7	4621.8			
53	19.1	46.0	4572.7	4623.8			
54	19.1	46.1	4574.8	4625.8			
55	19.1	46.1	4577.0	4627.9			
56	19.2	46.2	4579.2	4630.1			
57	19.2	46.2	4581.5	4632.3			
58	19.2	46.3	4583.8	4634.6			
59	19.2	46.3	4586.3	4637.0			
60	19.2	46.4	4588.8	4639.4			
61	19.2	46.5	4591.4	4641.9			
62	19.2	46.5	4594.1	4644.5			
63	19.2	46.6	4596.9	4647.2			
64	19.2	46.7	4599.8	4650.0			
65	19.3	46.7	4602.8	4652.9			
66	19.3	46.8	4605.9	4655.9			
67	19.3	46.9	4609.2	4659.1			
68	19.3	47.0	4612.7	4662.4			
69	19.3	47.0	4616.2	4665.8			
70	19.3	47.1	4619.9	4669.3			
71	19.3	47.2	4623.7	4673.0			
72	19.3	47.3	4627.7	4676.9			
73	19.4	47.4	4631.7	4680.8			
74	19.4	47.5	4635.9	4684.9			
75	19.4	47.6	4640.3	4689.1			
76	19.4	47.8	4644.7	4693.4			
77	19.4	47.9	4649.2	4697.8			
78	19.4	48.0	4653.8	4702.3			
79	19.4	48.2	4658.5	4706.9			
80	19.4	48.3	4663.2	4711.6			
81	19.5	48.5	4668.0	4716.3			
82	19.5	48.6	4672.6	4721.1			
83	19.5	48.8	4677.2	4725.8			
84	19.5	49.0	4772.5	4730.3	1000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 12: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	49.2	4777.9	4745.8			
86	19.5	49.4	4783.2	4751.3			
87	19.5	49.6	4788.3	4756.6			
88	19.5	49.9	4793.1	4761.6			
89	19.5	50.1	4797.5	4766.4			
90	19.6	50.4	4801.5	4770.8			
91	19.6	50.6	4805.1	4774.8			
92	19.6	50.9	4808.2	4778.4			
93	19.6	51.2	4810.8	4781.5			
94	19.6	51.4	4813.0	4784.2			
95	19.6	51.7	4814.8	4786.3			
96	19.6	52.0	4816.1	4788.1			
97	19.6	52.3	4817.1	4789.4			
98	19.7	52.5	4817.8	4790.5			
99	19.7	52.8	4818.3	4791.2			
100	19.7	53.0	4818.7	4791.7			
101	19.7	53.3	4818.9	4792.0			
102	19.7	53.5	4819.1	4792.2			
103	19.7	53.7	4819.2	4792.4			
104	19.7	53.9	4819.5	4792.6			
105	19.7	54.1	4819.8	4792.8			
106	19.8	54.3	4820.1	4793.1			
107	19.8	54.5	4820.4	4793.4			
108	19.8	54.6	4820.9	4793.8			
109	19.8	54.7	4821.4	4794.3			
110	19.8	54.9	4822.0	4794.8			
111	19.8	55.0	4822.6	4795.3			
112	19.8	55.1	4823.3	4796.0			
113	19.8	55.2	4824.1	4796.7			
114	19.8	55.3	4825.0	4797.5			
115	19.9	55.4	4825.9	4798.3			
116	19.9	55.5	4826.8	4799.2			
117	19.9	55.5	4827.8	4800.2			
118	19.9	55.6	4828.8	4801.2			
119	19.9	55.7	4829.7	4802.1			
120	19.9	55.7	4830.5	4803.1			
121	19.9	55.8	4831.0	4803.8			
122	19.9	55.9	4831.0	4804.4			
123	20.0	56.0	4830.0	4804.4			
124	20.0	56.1	4827.2	4803.4			
125	20.0	56.3	4821.2	4800.6			
126	20.0	56.6	4809.4	4794.5			
127	20.0	57.1		4782.7	351.9 L	56.9	

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 13: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	43.9	55157.1			321.3 L	-56.8
2	18.5	44.2	55194.1	55478.4			
3	18.5	44.3	55218.9	55515.4			
4	18.5	44.3	55238.1	55540.2			
5	18.5	44.4	55254.7	55559.4			
6	18.6	44.4	55270.1	55576.0			
7	18.6	44.4	55285.0	55591.4			
8	18.6	44.5	55299.6	55606.3			
9	18.6	44.5	55314.2	55621.0			
10	18.6	44.5	55328.8	55635.5			
11	18.6	44.6	55343.4	55650.1			
12	18.6	44.6	55358.0	55664.7			
13	18.6	44.6	55372.6	55679.3			
14	18.7	44.7	55387.3	55693.9			
15	18.7	44.7	55402.1	55708.6			
16	18.7	44.7	55416.9	55723.4			
17	18.7	44.7	55431.7	55738.2			
18	18.7	44.8	55446.6	55753.0			
19	18.7	44.8	55461.6	55768.0			
20	18.7	44.8	55476.7	55782.9			
21	18.7	44.9	55491.8	55798.0			
22	18.7	44.9	55507.0	55813.1			
23	18.8	44.9	55522.3	55828.3			
24	18.8	45.0	55537.7	55843.6			
25	18.8	45.0	55553.1	55859.0			
26	18.8	45.0	55568.7	55874.5			
27	18.8	45.0	55584.4	55890.0			
28	18.8	45.1	55600.2	55905.7			
29	18.8	45.1	55616.1	55921.5			
30	18.8	45.1	55632.2	55937.4			
31	18.9	45.2	55648.3	55953.5			
32	18.9	45.2	55664.7	55969.7			
33	18.9	45.2	55681.2	55986.0			
34	18.9	45.3	55697.9	56002.5			
35	18.9	45.3	55714.7	56019.2			
36	18.9	45.3	55731.8	56036.0			
37	18.9	45.3	55749.0	56053.1			
38	18.9	45.4	55766.5	56070.3			
39	19.0	45.4	55784.2	56087.8			
40	19.0	45.4	55802.2	56105.5			
41	19.0	45.5	55820.5	56123.5			
42	19.0	45.5	55839.0	56141.8			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 13: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.5	55857.9	56160.3			
44	19.0	45.6	55877.1	56179.2			
45	19.0	45.6	55896.6	56198.4			
46	19.0	45.6	55916.5	56217.9			
47	19.0	45.7	55936.9	56237.9			
48	19.1	45.7	55957.7	56258.2			
49	19.1	45.7	55978.9	56279.0			
50	19.1	45.8	56000.7	56300.3			
51	19.1	45.8	56023.0	56322.0			
52	19.1	45.8	56045.9	56344.3			
53	19.1	45.9	56069.4	56367.2			
54	19.1	45.9	56093.6	56390.8			
55	19.1	46.0	56118.5	56414.9			
56	19.2	46.0	56144.2	56439.8			
57	19.2	46.0	56170.6	56465.5			
58	19.2	46.1	56198.0	56491.9			
59	19.2	46.1	56226.3	56519.3			
60	19.2	46.2	56255.6	56547.6			
61	19.2	46.2	56285.9	56576.9			
62	19.2	46.2	56317.4	56607.2			
63	19.2	46.3	56350.2	56638.8			
64	19.2	46.3	56384.3	56671.5			
65	19.3	46.4	56419.7	56705.6			
66	19.3	46.4	56456.7	56741.1			
67	19.3	46.5	56495.4	56778.1			
68	19.3	46.5	56535.7	56816.7			
69	19.3	46.6	56577.9	56857.0			
70	19.3	46.6	56622.1	56899.2			
71	19.3	46.7	56668.4	56943.4			
72	19.3	45.8	56716.9	56989.7			
73	19.4	45.8	56767.9	57038.2			
74	19.4	46.9	56821.4	57089.2			
75	19.4	47.0	56877.7	57142.7			
76	19.4	47.0	56936.9	57199.0			
77	19.4	47.1	56999.2	57258.2			
78	19.4	47.2	57064.7	57320.6			
79	19.4	47.3	57133.8	57386.0			
80	19.4	47.4	57206.5	57455.1			
81	19.5	47.5	57283.0	57527.8			
82	19.5	47.6	57363.3	57604.3			
83	19.5	47.7	57447.5	57684.7			
84	19.5	47.8	58091.0	57768.8	500.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.4

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE CON ETANO.

CORRIDA 13: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	47.9	58179.0	57912.3			
86	19.5	48.1	58272.1	58000.3			
87	19.5	48.2	58370.6	58093.4			
88	19.5	48.3	58474.6	58191.9			
89	19.5	48.5	58584.5	58296.0			
90	19.6	48.6	58700.4	58405.8			
91	19.6	48.8	58822.5	58521.8			
92	19.6	49.0	58950.7	58643.8			
93	19.6	49.2	59085.1	58772.0			
94	19.6	49.4	59225.7	58906.4			
95	19.6	49.6	59372.1	59047.0			
96	19.6	49.8	59524.3	59193.4			
97	19.6	50.1	59681.5	59345.6			
98	19.7	50.3	59843.8	59502.8			
99	19.7	50.6	60010.2	59665.1			
100	19.7	50.8	60180.2	59831.6			
101	19.7	51.1	60352.9	60001.6			
102	19.7	51.4	60527.3	60174.2			
103	19.7	51.7	60702.0	60348.6			
104	19.7	52.0	60876.0	60523.3			
105	19.7	52.2	61048.0	60697.3			
106	19.8	52.5	61216.8	60869.3			
107	19.8	52.8	61381.2	61038.1			
108	19.8	53.1	61540.1	61202.5			
109	19.8	53.3	61692.7	61361.4			
110	19.8	53.6	61838.1	61514.0			
111	19.8	53.8	61975.9	61659.4			
112	19.8	54.0	62105.6	61797.2			
113	19.8	54.2	62227.0	61926.9			
114	19.8	54.4	62340.1	62048.3			
115	19.9	54.6	62445.0	62161.4			
116	19.9	54.7	62541.9	62266.3			
117	19.9	54.9	62631.1	62363.2			
118	19.9	55.0	62712.9	62452.4			
119	19.9	55.2	62787.5	62534.2			
120	19.9	55.3	62854.9	62608.8			
121	19.9	55.4	62914.6	62676.2			
122	19.9	55.5	62965.5	62735.9			
123	20.0	55.7	63004.8	62786.8			
124	20.0	55.8	63027.4	62826.1			
125	20.0	56.0	63023.3	62848.7			
126	20.0	56.4	62975.6	62796.9		178.7 L	56.9
127	20.0	56.9					

L=LIQUIDO

CORRIENTE 3 BARRIL/D	FRAC. PROPILENO 0.95	RELACION DE REF. 19.45137	DESTILADOS Kgmol/h 222.6	FONDOS Kgmol/h 96.5	DESTILADOS BARRIL/D 2724.79	FONDOS BARRIL/D 1275.22
-------------------------	-------------------------	------------------------------	--------------------------------	---------------------------	-----------------------------------	-------------------------------

0.29% VOL. ETANO

CORRIENTE 3 BARRIL/D	FRAC. PROPILENO 0.97	RELACION DE REF. 21.561	DESTILADOS Kgmol/h 218	FONDOS Kgmol/h 4.6	DESTILADOS BARRIL/D 2664.49	FONDOS BARRIL/D 60.29
-------------------------	-------------------------	----------------------------	------------------------------	--------------------------	-----------------------------------	-----------------------------

TABLA A.5

BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE DOS TORRES CON ETANO.
CORRIDA 14. TORRE 16.F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REHER. - DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	36	44	44	57	0	0
PRESION	Kg/cm2	36	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	319	223	0	97	0	0
FLUJO MASICO	kg/h	13679	9378	0	4302	0	0
FLUJO LIQ. VAP	BARRIL/D	4000	2725	0	1275	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-611480	-528872	0	333095	53853600	54309300

CORRIDA 14. TORRE 16.G

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 8	GAS-COMB.	CORRIENTE 9	CONDG-DUTY	REHERG-DUTY
FRACC. VAPOR		0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	52	52	62	0	0
PRESION	Kg/cm2	22	22	23	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	218	0	5	0	0
FLUJO MASICO	kg/h	9175	0	202	0	0
FLUJO LIQ. VAP	BARRIL/D	2664	0	60	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-319836	0	19337	53852900	54079100

FRACCIONES DE LA MEZCLA EN LAS CORRIENTES
 CORRIIDA 14, TORRE 16-F, TORRE 16-G

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4	CORRIENTE 8	CORRIENTE 9
ETANO	0.0029	0.0042	0.0000	0.0042	0.0000
PROPENO	0.6639	0.9503	0.0033	0.9703	0.0005
PROPANO	0.3227	0.0455	0.9620	0.0285	0.9995
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0073	0.0000	0.0000
1-BUTANO	0.0092	0.0000	0.0271	0.0000	0.0000
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000

TABLA A.6

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 14: TORRE 16-F

ETAPA	PRESION	TEMP.	FLUJO	FLUJO	ALIM.	SALIDA	DUTY
No.	Kg/cm2	oC	LIQUIDO	VAPOR	BARRIL/D	BARRIL/D	GJ/h
1	18.5	44.2	53000.8			2724.8 L	-56.8
2	18.5	44.4	53055.3	55725.6			
3	18.5	44.5	53098.3	55780.1			
4	18.5	44.6	53136.4	55823.1			
5	18.5	44.7	53172.7	55861.2			
6	18.6	44.7	53208.6	55897.5			
7	18.6	44.8	53244.5	55933.3			
8	18.6	44.8	53280.8	55969.3			
9	18.6	44.9	53317.7	56005.6			
10	18.6	44.9	53355.1	56042.5			
11	18.6	45.0	53393.2	56079.9			
12	18.6	45.1	53431.9	56118.0			
13	18.6	45.1	53471.3	56156.7			
14	18.7	45.2	53511.3	56196.1			
15	18.7	45.2	53552.1	56236.1			
16	18.7	45.3	53593.6	56276.9			
17	18.7	45.3	53635.7	56318.3			
18	18.7	45.4	53678.7	56360.5			
19	18.7	45.5	53722.3	56403.4			
20	18.7	45.5	53766.7	56447.1			
21	18.7	45.6	53811.9	56491.5			
22	18.7	45.7	53857.8	56536.7			
23	18.8	45.7	53904.6	56582.6			
24	18.8	45.8	53952.1	56629.4			
25	18.8	45.9	54000.4	56676.9			
26	18.8	45.9	54049.4	56725.1			
27	18.8	46.0	54099.3	56774.2			
28	18.8	46.1	54149.9	56824.1			
29	18.8	46.1	54201.3	56874.7			
30	18.8	46.2	54253.5	56926.1			
31	18.9	46.3	54306.5	56978.3			
32	18.9	46.4	54360.1	57031.2			
33	18.9	46.5	54414.6	57084.9			
34	18.9	46.5	54469.7	57139.4			
35	18.9	46.6	54525.5	57194.5			
36	18.9	46.7	54582.0	57250.3			
37	18.9	46.8	54639.2	57306.8			
38	18.9	46.9	54696.9	57363.9			
39	19.0	47.0	54755.2	57421.7			
40	19.0	47.0	54814.1	57480.0			
41	19.0	47.1	54873.4	57538.9			
42	19.0	47.2	54933.2	57598.2			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.6

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 14: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	47.3	54993.5	57658.0			
44	19.0	47.4	55054.0	57718.2			
45	19.0	47.5	55114.9	57778.8			
46	19.0	47.6	55176.1	57839.7			
47	19.0	47.7	55237.4	57900.9			
48	19.1	47.8	55298.9	57962.2			
49	19.1	47.9	55360.5	58023.7			
50	19.1	48.0	55422.2	58085.3			
51	19.1	48.1	55483.8	58147.0			
52	19.1	48.2	55545.3	58208.6			
53	19.1	48.3	55606.7	58270.1			
54	19.1	48.4	55667.9	58331.5			
55	19.1	48.5	55728.8	58392.7			
56	19.2	48.6	55789.5	58453.6			
57	19.2	48.7	55849.7	58514.2			
58	19.2	48.8	55909.5	58574.5			
59	19.2	48.9	55968.8	58634.3			
60	19.2	49.0	56027.6	58693.6			
61	19.2	49.1	56085.8	58752.4			
62	19.2	49.2	56143.3	58810.6			
63	19.2	49.3	56200.2	58868.1			
64	19.2	49.4	56256.3	58925.0			
65	19.3	49.4	56311.6	58981.1			
66	19.3	49.5	56366.2	59036.4			
67	19.3	49.6	56419.8	59091.0			
68	19.3	49.7	56472.6	59144.6			
69	19.3	49.8	56524.4	59197.4			
70	19.3	49.9	56575.3	59249.2			
71	19.3	49.9	56625.2	59300.1			
72	19.3	50.0	56674.1	59350.0			
73	19.4	50.1	56722.0	59398.9			
74	19.4	50.2	56768.9	59446.8			
75	19.4	50.3	56814.8	59493.7			
76	19.4	50.3	56859.7	59539.6			
77	19.4	50.4	56903.5	59584.4			
78	19.4	50.5	56946.4	59628.3			
79	19.4	50.5	56988.1	59671.1			
80	19.4	50.6	57028.5	59712.8			
81	19.5	50.7	57067.3	59753.3			
82	19.5	50.7	57103.8	59792.1			
83	19.5	50.8	57136.6	59828.6			
84	19.5	50.9	61773.1	59861.4	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.6

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 14: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	51.1	61912.5	60497.9			
86	19.5	51.3	62052.2	60637.3			
87	19.5	51.6	62191.9	60777.0			
88	19.5	51.8	62331.1	60916.7			
89	19.5	52.0	62469.2	61055.9			
90	19.6	52.3	62605.5	61194.0			
91	19.6	52.5	62739.2	61330.3			
92	19.6	52.7	62869.6	61463.9			
93	19.6	52.9	62996.3	61594.4			
94	19.6	53.1	63118.6	61721.1			
95	19.6	53.4	63236.0	61843.3			
96	19.6	53.5	63348.3	61960.8			
97	19.6	53.7	63455.1	62073.1			
98	19.7	53.9	63556.4	62179.9			
99	19.7	54.1	63652.0	62281.2			
100	19.7	54.2	63742.1	62376.8			
101	19.7	54.4	63826.6	62466.8			
102	19.7	54.5	63905.7	62551.3			
103	19.7	54.6	63979.8	62630.5			
104	19.7	54.7	64048.9	62704.6			
105	19.7	54.9	64113.5	62773.7			
106	19.8	55.0	64173.7	62838.3			
107	19.8	55.0	64230.0	62898.5			
108	19.8	55.1	64282.6	62954.8			
109	19.8	55.2	64331.7	63007.3			
110	19.8	55.3	64377.8	63056.5			
111	19.8	55.4	64421.0	63102.6			
112	19.8	55.4	64461.7	63145.8			
113	19.8	55.5	64500.1	63186.5			
114	19.8	55.5	64536.3	63224.9			
115	19.9	55.6	64570.7	63261.1			
116	19.9	55.7	64603.2	63295.5			
117	19.9	55.7	64634.1	63328.0			
118	19.9	55.8	64663.3	63358.9			
119	19.9	55.8	64690.8	63388.1			
120	19.9	55.9	64716.0	63415.5			
121	19.9	55.9	64738.1	63440.8			
122	19.9	56.0	64755.4	63462.9			
123	20.0	56.1	64764.6	63480.2			
124	20.0	56.2	64759.4	63489.4			
125	20.0	56.4	64728.6	63484.2			
126	20.0	56.7	64652.9	63453.4			
127	20.0	57.2		63377.7			

1275.2 L 57.3

L=LIQUIDO

TABLA A.6

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 14: TORRE 16-G

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D 2664.5 L	DUTY GJ/h -56.8
1	22.0	52.0	57449.1				
2	22.0	52.2	57491.6	60113.6			
3	22.0	52.3	57521.0	60156.1			
4	22.0	52.4	57544.2	60185.5			
5	22.0	52.4	57564.6	60208.7			
6	22.0	52.4	57583.8	60229.1			
7	22.0	52.5	57602.7	60248.3			
8	22.0	52.5	57621.5	60267.2			
9	22.0	52.5	57640.5	60286.0			
10	22.0	52.5	57659.7	60304.9			
11	22.0	52.5	57679.3	60324.2			
12	22.0	52.6	57699.2	60343.8			
13	22.0	52.6	57719.4	60363.7			
14	22.1	52.6	57740.0	60383.9			
15	22.1	52.6	57761.1	60404.5			
16	22.1	52.7	57782.5	60425.5			
17	22.1	52.7	57804.3	60447.0			
18	22.1	52.7	57826.5	60468.8			
19	22.1	52.7	57849.1	60491.0			
20	22.1	52.7	57872.2	60513.6			
21	22.1	52.8	57895.7	60536.7			
22	22.1	52.8	57919.6	60560.2			
23	22.1	52.8	57944.0	60584.1			
24	22.1	52.9	57968.9	60608.5			
25	22.1	52.9	57994.3	60633.4			
26	22.1	52.9	58020.1	60658.8			
27	22.1	52.9	58046.5	60684.6			
28	22.1	53.0	58073.3	60711.0			
29	22.1	53.0	58100.7	60737.8			
30	22.1	53.0	58128.6	60765.2			
31	22.1	53.1	58157.0	60793.1			
32	22.1	53.1	58186.0	60821.5			
33	22.1	53.1	58215.5	60850.5			
34	22.1	53.1	58245.6	60880.0			
35	22.1	53.2	58276.3	60910.1			
36	22.1	53.2	58307.5	60940.7			
37	22.1	53.3	58339.4	60972.0			
38	22.1	53.3	58371.9	61003.9			
39	22.1	53.3	58405.0	61036.4			
40	22.2	53.4	58438.7	61069.5			
41	22.2	53.4	58473.1	61103.2			
42	22.2	53.4	58508.2	61137.6			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.6

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 14: TORRE 16-G

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	22.2	53.5	58543.9	61172.7			
44	22.2	53.5	58580.3	61208.4			
45	22.2	53.6	58617.5	61244.8			
46	22.2	53.6	58655.4	61282.0			
47	22.2	53.6	58694.0	61319.9			
48	22.2	53.7	58733.4	61358.5			
49	22.2	53.7	58773.5	61397.9			
50	22.2	53.8	58814.4	61438.0			
51	22.2	53.8	58856.1	61478.9			
52	22.2	53.9	58898.5	61520.6			
53	22.2	53.9	58941.8	61563.0			
54	22.2	54.0	58986.0	61606.3			
55	22.2	54.0	59031.1	61650.5			
56	22.2	54.1	59077.1	61695.6			
57	22.2	54.1	59124.2	61741.6			
58	22.2	54.2	59172.2	61788.7			
59	22.2	54.3	59221.2	61836.6			
60	22.2	54.3	62333.5	61885.7			
61	22.2	54.4	62450.6	62273.2			
62	22.2	54.6	62573.7	62390.3			
63	22.2	54.7	62703.5	62513.4			
64	22.2	54.9	62840.2	62643.2			
65	22.2	55.1	62984.3	62779.9			
66	22.3	55.3	63136.0	62924.0			
67	22.3	55.4	63295.2	63075.7			
68	22.3	55.6	63462.1	63234.9			
69	22.3	55.9	63635.9	63401.8			
70	22.3	56.1	63817.6	63575.6			
71	22.3	56.3	64005.3	63757.3			
72	22.3	56.6	64199.3	63945.0			
73	22.3	56.8	64398.8	64139.0			
74	22.3	57.0	64603.1	64338.6			
75	22.3	57.3	64811.1	64542.8			
76	22.3	57.6	65021.5	64750.8			
77	22.3	57.8	65233.1	64961.2			
78	22.3	58.1	65444.4	65172.8			
79	22.3	58.3	65654.0	65384.1			
80	22.3	58.6	65860.5	65593.8			
81	22.3	58.8	66062.2	65800.2			
82	22.3	59.0	66258.0	66001.9			
83	22.3	59.2	66446.7	66197.8			
84	22.3	59.4	66627.1	66386.4	2724.8		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.6

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 14: TORRE 16-G

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	22.3	59.6	66798.4	66566.8			
86	22.3	59.8	66960.1	66738.1			
87	22.3	60.0	67111.6	66899.8			
88	22.3	60.1	67252.7	67051.3			
89	22.3	60.3	67383.3	67192.4			
90	22.3	60.4	67503.7	67323.0			
91	22.3	60.5	67613.9	67443.4			
92	22.4	60.6	67714.5	67553.6			
93	22.4	60.7	67805.9	67654.2			
94	22.4	60.8	67888.5	67745.6			
95	22.4	60.9	67963.1	67828.3			
96	22.4	61.0	68030.2	67902.8			
97	22.4	61.0	68090.6	67970.0			
98	22.4	61.1	68144.7	68030.3			
99	22.4	61.1	68193.3	68084.4			
100	22.4	61.2	68237.0	68133.1			
101	22.4	61.2	68276.3	68176.7			
102	22.4	61.3	68311.7	68216.0			
103	22.4	61.3	68343.6	68251.4			
104	22.4	61.4	68372.5	68283.4			
105	22.4	61.4	68398.8	68312.3			
106	22.4	61.4	68422.7	68338.5			
107	22.4	61.4	68444.6	68362.4			
108	22.4	61.5	68464.6	68384.3			
109	22.4	61.5	68483.1	68404.3			
110	22.4	61.5	68500.2	68422.8			
111	22.4	61.5	68516.1	68439.9			
112	22.4	61.5	68531.0	68455.8			
113	22.4	61.5	68544.8	68470.7			
114	22.4	61.5	68558.0	68484.5			
115	22.4	61.6	68570.4	68497.7			
116	22.4	61.6	68582.2	68510.1			
117	22.4	61.6	68593.5	68521.9			
118	22.5	61.6	68604.2	68533.2			
119	22.5	61.6	68614.5	68543.9			
120	22.5	61.6	68624.4	68554.2			
121	22.5	61.7	68634.0	68564.1			
122	22.5	61.7	68643.3	68573.7			
123	22.5	61.7	68652.4	68583.1			
124	22.5	61.7	68661.2	68592.1			
125	22.5	61.7	68669.9	68601.0			
126	22.5	61.7	68678.4	68609.6			
127	22.5	61.7		68618.1			
					60.3 L	57.9	

L=LIQUIDO

SIN ETANO

CORRIENTE 3
BARRIL/D
4000

FRAC. PROPILENO

0.995

RELACION DE REF.

25.45016

DESTILADOS

Kg/mol/h

172

FONDOS

Kg/mol/h

147.1281

DESTILADOS

BARRIL/D

2099

FONDOS

BARRIL/D

1901

TABLA A.7

BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE UNA TORRE SIN ETANO.
CORRIDA 15. TORRE 16.F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND. - DUTY	REHER. - DUTY
FRACC. VAPOUR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA		38	44	44	54	0	0
PRECION	oC	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/cm ²	319	172	0	147	0	0
FLUJO MASICO	Kgms/h	13692	7243	0	6450	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	Kg/h	4000	2099	0	1901	0	0
FLUJO DE ENERGIA	BARRIL/D	-617434	-444171	0	267616	53853600	54322100
	Btu/h						

TABLA A.8

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE SIN ETANO.

CORRIDA 15: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	44.3	53420.7			2099.0 L	-56.8
2	18.5	44.3	53436.5	55519.8			
3	18.5	44.4	53452.4	55535.6			
4	18.5	44.4	53468.5	55551.5			
5	18.5	44.4	53484.6	55567.5			
6	18.6	44.5	53500.8	55583.6			
7	18.6	44.5	53517.1	55599.8			
8	18.6	44.5	53533.6	55616.2			
9	18.6	44.6	53550.1	55632.6			
10	18.6	44.6	53566.8	55649.2			
11	18.6	44.6	53583.6	55665.9			
12	18.6	44.6	53600.6	55682.7			
13	18.6	44.7	53617.7	55699.6			
14	18.7	44.7	53634.9	55716.7			
15	18.7	44.7	53652.3	55733.9			
16	18.7	44.8	53669.8	55751.3			
17	18.7	44.8	53687.5	55768.9			
18	18.7	44.8	53705.4	55786.5			
19	18.7	44.9	53723.4	55804.4			
20	18.7	44.9	53741.6	55822.4			
21	18.7	44.9	53760.0	55840.7			
22	18.7	45.0	53778.6	55859.1			
23	18.8	45.0	53797.4	55877.6			
24	18.8	45.0	53816.4	55896.4			
25	18.8	45.1	53835.6	55915.4			
26	18.8	45.1	53855.0	55934.6			
27	18.8	45.1	53874.7	55954.1			
28	18.8	45.2	53894.6	55973.7			
29	18.8	45.2	53914.7	55993.6			
30	18.8	45.2	53935.2	56013.8			
31	18.9	45.3	53955.8	56034.2			
32	18.9	45.3	53976.8	56054.9			
33	18.9	45.3	53998.0	56075.8			
34	18.9	45.4	54019.6	56097.1			
35	18.9	45.4	54041.4	56118.6			
36	18.9	45.4	54063.6	56140.5			
37	18.9	45.5	54086.1	56162.6			
38	18.9	45.5	54109.0	56185.2			
39	19.0	45.6	54132.2	56208.0			
40	19.0	45.6	54155.8	56231.2			
41	19.0	45.6	54179.8	56254.8			
42	19.0	45.7	54204.2	56278.8			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.8

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE SIN ETANO.

CORRIDA 15: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.0	45.7	54229.0	56303.2			
44	19.0	45.7	54254.2	56328.0			
45	19.0	45.8	54279.9	56353.2			
46	19.0	45.8	54306.1	56378.9			
47	19.0	45.9	54332.7	56405.1			
48	19.1	45.9	54359.8	56431.7			
49	19.1	45.9	54387.5	56458.9			
50	19.1	46.0	54415.7	56486.5			
51	19.1	46.0	54444.5	56514.8			
52	19.1	46.1	54473.9	56543.5			
53	19.1	46.1	54503.8	56572.9			
54	19.1	46.1	54534.4	56602.9			
55	19.1	46.2	54565.7	56633.4			
56	19.2	46.2	54597.6	56664.7			
57	19.2	46.3	54630.2	56696.6			
58	19.2	46.3	54663.5	56729.2			
59	19.2	46.4	54697.6	56762.5			
60	19.2	46.4	54732.5	56796.6			
61	19.2	46.5	54768.1	56831.5			
62	19.2	46.5	54804.6	56867.1			
63	19.2	46.6	54841.9	56903.6			
64	19.2	46.6	54880.2	56941.0			
65	19.3	46.7	54919.3	56979.2			
66	19.3	46.7	54959.4	57018.3			
67	19.3	46.8	55000.4	57058.4			
68	19.3	46.8	55042.5	57099.5			
69	19.3	46.9	55085.5	57141.5			
70	19.3	46.9	55129.7	57184.6			
71	19.3	47.0	55174.9	57228.7			
72	19.3	47.1	55221.3	57273.9			
73	19.4	47.1	55268.7	57320.3			
74	19.4	47.2	55317.4	57367.8			
75	19.4	47.2	55367.2	57416.4			
76	19.4	47.3	55418.3	57466.3			
77	19.4	47.4	55470.5	57517.3			
78	19.4	47.5	55524.0	57569.6			
79	19.4	47.5	55578.7	57623.1			
80	19.4	47.6	55634.3	57677.7			
81	19.5	47.7	55690.6	57733.3			
82	19.5	47.8	55746.7	57789.6			
83	19.5	47.8	55800.6	57845.7			
84	19.5	47.9	60316.5	57899.6	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.8

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE UNA TORRE SIN ETANO.

CORRIDA 15: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. °C	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	19.5	48.0	60340.4	58415.6			
86	19.5	48.0	60365.1	58439.4			
87	19.5	48.1	60390.7	58464.1			
88	19.5	48.1	60417.4	58489.8			
89	19.5	48.1	60445.1	58516.4			
90	19.6	48.2	60474.1	58544.2			
91	19.6	48.2	60504.5	58573.2			
92	19.6	48.3	60536.2	58603.5			
93	19.6	48.3	60569.6	58635.3			
94	19.6	48.3	60604.7	58668.6			
95	19.6	48.4	60641.6	58703.7			
96	19.6	48.4	60680.6	58740.6			
97	19.6	48.5	60721.8	58779.6			
98	19.7	48.6	60765.3	58820.8			
99	19.7	48.6	60811.5	58864.4			
100	19.7	48.7	60860.4	58910.5			
101	19.7	48.7	60912.4	58959.5			
102	19.7	48.8	60967.6	59011.4			
103	19.7	48.9	61026.3	59066.7			
104	19.7	49.0	61088.8	59125.4			
105	19.7	49.0	61155.2	59187.8			
106	19.8	49.1	61226.0	59254.3			
107	19.8	49.2	61301.2	59325.0			
108	19.8	49.3	61381.2	59400.2			
109	19.8	49.4	61466.2	59480.2			
110	19.8	49.5	61556.5	59565.2			
111	19.8	49.7	61652.2	59655.5			
112	19.8	49.8	61753.0	59751.3			
113	19.8	49.9	61861.3	59852.8			
114	19.8	50.1	61974.8	59960.3			
115	19.9	50.2	62094.6	60073.8			
116	19.9	50.4	62220.4	60193.6			
117	19.9	50.6	62352.3	60319.5			
118	19.9	50.8	62490.0	60451.4			
119	19.9	51.0	62633.0	60589.0			
120	19.9	51.2	62780.6	60732.0			
121	19.9	51.5	62931.6	60879.6			
122	19.9	51.7	63084.0	61030.7			
123	20.0	52.0	63234.1	61183.1			
124	20.0	52.3	63375.0	61333.1			
125	20.0	52.7	63494.5	61474.1			
126	20.0	53.2	63570.3	61593.5			
127	20.0	53.8		61669.3			

L=LIQUIDO

1901.0 L 57.3

CORRIENTE 3 BARRIL/D	FRAC. PROPILENO 0.65	RELACION DE REF. 292.3244	DESTILADOS Kgmol/h 15.3344	FONDOS Kgmol/h 303.8276	DESTILADOS BARRIL/D 187.5	FONDOS BARRIL/D 3812.5
-------------------------	-------------------------	------------------------------	----------------------------------	-------------------------------	---------------------------------	------------------------------

0.29% VOL. ETANO

CORRIENTE 3 BARRIL/D	FRAC. PROPILENO 0.995	RELACION DE REF. 28.23446	DESTILADOS Kgmol/h 160.8766	FONDOS Kgmol/h 142.951	DESTILADOS BARRIL/D 1962.42	FONDOS BARRIL/D 1850.07
-------------------------	--------------------------	------------------------------	-----------------------------------	------------------------------	-----------------------------------	-------------------------------

TABLA A.9

BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE DOS TORRES CON ETANO
CORRIDA 16: TORRE 16-F

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	GAS-COMB.	CORRIENTE 4	COND.-DUTY	REHER.-DUTY
FRACC. VAPOR		0	0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	38	40	40	52	0	0
PRESION	Kg/cm2	35	19	19	20	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	319	15	0	304	0	0
FLUJO MASICO	Kg/h	13079	634	0	13045	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARREL/D	4000	188	0	3812	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-611480	-42542	0	947	53863600	54423200

CORRIDA 16: TORRE 16-G

VARIABLE	CORRIENTE	CORRIENTE 8	GAS-COMB.	CORRIENTE 9	CONDIG-DUTY	REHERG-DUTY
FRACC. VAPOR		0	1	0	2	2
TEMPERATURA	°C	48	48	56	0	0
PRESION	Kg/cm2	20	20	21	0	0
FLUJO	Kg/mol/h	161	0	143	0	0
FLUJO MASICO	Kg/h	6771	0	6274	0	0
FLUJO LIQ. VAP.	BARREL/D	1942	0	1850	0	0
FLUJO DE ENERGIA	Btu/h	-344000	0	323907	53862900	53843000

FRACCIONES DE LA MEZCLA EN LAS CORRIENTES
 CORRIDA 16: TORRE 16-F, TORRE 16-G

COMPONENTES	CORRIENTE 3	CORRIENTE 7	CORRIENTE 4	CORRIENTE 8	CORRIENTE 9
ETANO	0.0029	0.0604	0.0000	0.0000	0.0000
PROPILENO	0.6639	0.9393	0.6500	0.9950	0.2617
PROPANO	0.3277	0.0004	0.3390	0.0050	0.7148
1-BUTENO	0.0022	0.0000	0.0023	0.0000	0.0049
1-BUTANO	0.0062	0.0000	0.0066	0.0000	0.0183
N-BUTANO	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002

TABLA A.10

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 16: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	18.5	39.6	54815.6			187.5 L	-56.8
2	18.5	42.1	55077.5	55003.1			
3	18.5	43.3	55231.3	55265.1			
4	18.6	43.9	55318.9	55418.9			
5	18.6	44.2	55372.1	55506.4			
6	18.6	44.4	55408.6	55559.6			
7	18.6	44.5	55437.3	55596.1			
8	18.6	44.6	55462.5	55624.9			
9	18.6	44.6	55485.9	55650.0			
10	18.7	44.7	55508.6	55673.4			
11	18.7	44.7	55531.0	55696.1			
12	18.7	44.8	55553.2	55718.5			
13	18.7	44.8	55575.5	55740.8			
14	18.7	44.8	55597.7	55763.0			
15	18.8	44.9	55620.0	55785.2			
16	18.8	44.9	55642.3	55807.5			
17	18.8	45.0	55664.7	55829.9			
18	18.8	45.0	55687.2	55852.2			
19	18.8	45.1	55709.7	55874.7			
20	18.8	45.1	55732.3	55897.2			
21	18.9	45.2	55754.9	55919.8			
22	18.9	45.2	55777.6	55942.4			
23	18.9	45.2	55800.4	55965.1			
24	18.9	45.3	55823.3	55988.0			
25	18.9	45.3	55846.3	56010.8			
26	19.0	45.4	55869.4	56033.8			
27	19.0	45.4	55892.6	56056.9			
28	19.0	45.5	55915.9	56080.1			
29	19.0	45.5	55939.3	56103.4			
30	19.0	45.6	55962.8	56126.8			
31	19.0	45.6	55986.5	56150.3			
32	19.1	45.6	56010.3	56174.0			
33	19.1	45.7	56034.2	56197.8			
34	19.1	45.7	56058.3	56221.7			
35	19.1	45.8	56082.6	56245.8			
36	19.1	45.8	56107.1	56270.1			
37	19.2	45.9	56131.7	56294.6			
38	19.2	45.9	56156.6	56319.2			
39	19.2	46.0	56181.6	56344.1			
40	19.2	46.0	56206.9	56369.2			
41	19.2	46.0	56232.5	56394.5			
42	19.2	46.1	56258.3	56420.0			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.10

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 16: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm ²	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
43	19.3	46.1	56284.4	56445.8			
44	19.3	46.2	56310.9	56472.0			
45	19.3	46.2	56337.6	56498.4			
46	19.3	46.3	56364.7	56525.1			
47	19.3	46.3	56392.2	56552.2			
48	19.4	46.4	56420.0	56579.7			
49	19.4	46.4	56448.3	56607.5			
50	19.4	46.5	56477.1	56635.8			
51	19.4	46.5	56506.3	56664.6			
52	19.4	46.6	56536.1	56693.8			
53	19.4	46.6	56566.4	56723.6			
54	19.5	46.7	56597.4	56754.0			
55	19.5	46.7	56629.0	56784.9			
56	19.5	46.8	56661.2	56816.5			
57	19.5	46.8	56694.3	56848.8			
58	19.5	46.9	56728.1	56881.8			
59	19.6	46.9	56762.8	56915.6			
60	19.6	47.0	56798.3	56950.3			
61	19.6	47.0	56834.9	56985.9			
62	19.6	47.1	56872.5	57022.4			
63	19.6	47.1	56911.3	57060.0			
64	19.6	47.2	56951.2	57098.8			
65	19.7	47.2	56992.4	57138.7			
66	19.7	47.3	57035.1	57180.0			
67	19.7	47.4	57079.2	57222.6			
68	19.7	47.4	57124.8	57266.7			
69	19.7	47.5	57172.2	57312.4			
70	19.8	47.6	57221.4	57359.7			
71	19.8	47.6	57272.5	57408.9			
72	19.8	47.7	57325.7	57460.1			
73	19.8	47.8	57381.2	57513.3			
74	19.8	47.8	57439.0	57568.7			
75	19.9	47.9	57499.3	57626.5			
76	19.9	48.0	57562.4	57686.8			
77	19.9	48.1	57628.3	57749.9			
78	19.9	48.1	57697.2	57815.8			
79	19.9	48.2	57769.3	57884.7			
80	19.9	48.3	57844.6	57956.8			
81	20.0	48.4	57922.9	58032.1			
82	20.0	48.5	58003.7	58110.4			
83	20.0	48.6	58085.0	58191.2			
84	20.0	48.8	62654.8	58272.5	4000.0		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.10

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 16: TORRE 16-F

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	20.0	48.8	62682.9	58842.3			
86	20.1	48.9	62710.5	58870.4			
87	20.1	48.9	62737.8	58898.0			
88	20.1	48.9	62765.2	58925.4			
89	20.1	49.0	62792.6	58952.7			
90	20.1	49.0	62820.2	58980.1			
91	20.1	49.1	62848.0	59007.7			
92	20.2	49.1	62875.9	59035.5			
93	20.2	49.2	62904.1	59063.4			
94	20.2	49.2	62932.6	59091.6			
95	20.2	49.3	62961.4	59120.1			
96	20.2	49.3	62990.5	59148.9			
97	20.3	49.3	63020.1	59178.0			
98	20.3	49.4	63050.1	59207.6			
99	20.3	49.4	63080.6	59237.6			
100	20.3	49.5	63111.8	59268.2			
101	20.3	49.5	63143.6	59299.3			
102	20.3	49.6	63176.1	59331.1			
103	20.4	49.6	63209.6	59363.7			
104	20.4	49.7	63244.0	59397.1			
105	20.4	49.7	63279.6	59431.5			
106	20.4	49.8	63316.4	59467.1			
107	20.4	49.8	63354.7	59503.9			
108	20.5	49.9	63394.6	59542.2			
109	20.5	49.9	63436.4	59582.1			
110	20.5	50.0	63480.3	59623.9			
111	20.5	50.0	63526.6	59667.8			
112	20.5	50.1	63575.6	59714.1			
113	20.5	50.2	63627.8	59763.2			
114	20.6	50.2	63683.4	59815.3			
115	20.6	50.3	63743.0	59870.9			
116	20.6	50.4	63807.0	59930.5			
117	20.6	50.5	63876.0	59994.5			
118	20.6	50.6	63950.6	60063.5			
119	20.7	50.6	64031.4	60138.1			
120	20.7	50.7	64119.2	60219.0			
121	20.7	50.9	64214.4	60306.7			
122	20.7	51.0	64317.2	60401.9			
123	20.7	51.1	64427.2	60504.8			
124	20.7	51.3	64541.9	60614.8			
125	20.8	51.5	64654.0	60729.4			
126	20.8	51.7	64746.9	60841.6			
127	20.8	52.2		60934.4	3812.5 L	57.4	

L=LIQUIDO

TABLA A.10

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 16: TORRE 16-G

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
1	20.0	47.8	55407.7			1962.4 L	-56.8
2	20.0	47.9	55419.8	57370.2			
3	20.0	47.9	55432.0	57382.2			
4	20.0	47.9	55444.3	57394.4			
5	20.0	47.9	55456.7	57406.9			
6	20.0	47.9	55469.2	57419.1			
7	20.0	48.0	55481.8	57431.6			
8	20.1	48.0	55494.5	57444.2			
9	20.1	48.0	55507.4	57456.9			
10	20.1	48.0	55520.4	57469.8			
11	20.1	48.0	55533.5	57482.8			
12	20.1	48.1	55546.8	57495.9			
13	20.1	48.1	55560.2	57509.2			
14	20.1	48.1	55573.7	57522.6			
15	20.1	48.1	55587.4	57536.1			
16	20.1	48.1	55601.3	57549.9			
17	20.1	48.2	55615.4	57563.7			
18	20.1	48.2	55629.6	57577.8			
19	20.1	48.2	55644.0	57592.0			
20	20.2	48.2	55658.6	57606.4			
21	20.2	48.3	55673.4	57621.0			
22	20.2	48.3	55688.4	57635.8			
23	20.2	48.3	55703.6	57650.8			
24	20.2	48.3	55719.0	57666.0			
25	20.2	48.3	55734.6	57681.4			
26	20.2	48.4	55750.5	57697.1			
27	20.2	48.4	55766.7	57712.9			
28	20.2	48.4	55783.0	57729.1			
29	20.2	48.4	55799.7	57745.5			
30	20.2	48.5	55816.6	57762.1			
31	20.2	48.5	55833.8	57779.0			
32	20.2	48.5	55851.4	57796.3			
33	20.3	48.5	55869.2	57813.8			
34	20.3	48.6	55887.3	57831.6			
35	20.3	48.6	55905.8	57849.7			
36	20.2	48.6	55924.6	57868.2			
37	20.3	48.6	55943.8	57887.0			
38	20.3	48.7	55963.4	57906.2			
39	20.3	48.7	55983.3	57925.8			
40	20.3	48.7	56003.7	57945.7			
41	20.3	48.7	56024.5	57966.1			
42	20.3	48.8	56045.7	57986.9			

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.10

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

CORRIDA 16: TORRE 16-G

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY G/J/h
43	20.3	48.8	56067.3	58008.1			
44	20.3	48.8	56089.5	58029.8			
45	20.3	48.9	56112.1	58051.9			
46	20.4	48.9	56135.2	58074.5			
47	20.4	48.9	56158.9	58097.7			
48	20.4	48.9	56183.1	58121.3			
49	20.4	49.0	56207.9	58145.5			
50	20.4	49.0	56233.3	58170.3			
51	20.4	49.0	56259.3	58195.7			
52	20.4	49.1	56285.9	58221.7			
53	20.4	49.1	56313.2	58248.3			
54	20.4	49.1	56341.1	58275.6			
55	20.4	49.2	56369.8	58303.5			
56	20.4	49.2	56399.2	58332.2			
57	20.4	49.2	56429.4	58361.6			
58	20.5	49.3	56460.4	58391.8			
59	20.5	49.3	56492.2	58422.8			
60	20.5	49.3	56524.9	58454.6			
61	20.5	49.4	56558.4	58487.3			
62	20.5	49.4	56592.9	58520.8			
63	20.5	49.5	56628.3	58555.3			
64	20.5	49.5	56664.6	58590.7			
65	20.5	49.6	56702.0	58627.1			
66	20.5	49.6	56740.5	58664.5			
67	20.5	49.6	56780.0	58702.9			
68	20.5	49.7	56820.6	58742.4			
69	20.5	49.7	56862.4	58783.0			
70	20.5	49.8	56905.3	58824.8			
71	20.6	49.8	56949.5	58867.7			
72	20.6	49.9	56994.9	58911.9			
73	20.6	49.9	57041.6	58957.3			
74	20.6	50.0	57089.6	59004.0			
75	20.6	50.0	57138.9	59052.0			
76	20.6	50.1	57189.6	59101.3			
77	20.6	50.2	57241.6	59152.0			
78	20.6	50.2	57295.0	59204.0			
79	20.6	50.3	57349.7	59257.4			
80	20.6	50.4	57405.6	59312.2			
81	20.6	50.4	57462.2	59368.0			
82	20.6	50.5	57518.7	59424.6			
83	20.7	50.6	57573.0	59481.1			
84	20.7	50.7	61388.7	59535.5	3812.5		

L=LIQUIDO

CONTINUACION DE LA TABLA A.10

PERFIL DE PRESIONES, TEMPERATURAS Y FLUJOS DE DOS TORRES CON ETANO.

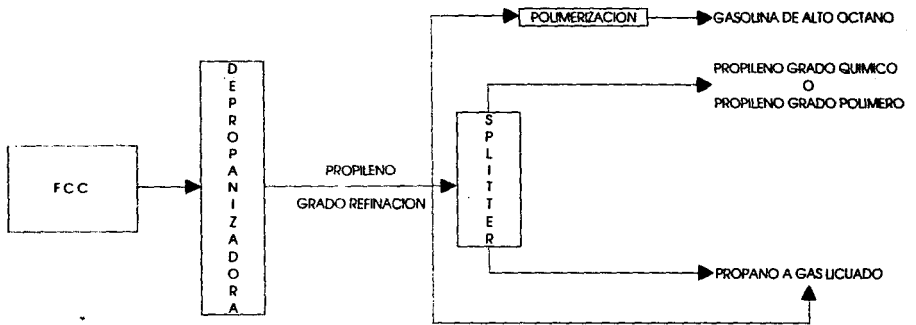
CORRIDA 16: TORRE 16-G

ETAPA No.	PRESION Kg/cm2	TEMP. oC	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR	ALIM. BARRIL/D	SALIDA BARRIL/D	DUTY GJ/h
85	20.7	50.7	61409.3	59538.6			
86	20.7	50.7	61430.9	59559.2			
87	20.7	50.8	61453.5	59580.8			
88	20.7	50.8	61477.2	59603.4			
89	20.7	50.8	61502.2	59627.2			
90	20.7	50.9	61528.5	59652.1			
91	20.7	50.9	61556.3	59678.5			
92	20.7	50.9	61585.7	59706.3			
93	20.7	51.0	61616.9	59735.7			
94	20.7	51.0	61649.9	59766.8			
95	20.7	51.1	61685.0	59799.8			
96	20.8	51.1	61722.4	59835.0			
97	20.8	51.1	61762.1	59872.3			
98	20.8	51.2	61804.6	59912.1			
99	20.8	51.3	61849.8	59954.5			
100	20.8	51.3	61898.1	59999.7			
101	20.8	51.4	61949.8	60048.1			
102	20.8	51.4	62004.9	60099.7			
103	20.8	51.5	62064.0	60154.9			
104	20.8	51.6	62127.1	60213.9			
105	20.8	51.7	62194.7	60277.0			
106	20.8	51.7	62266.8	60344.6			
107	20.8	51.8	62344.0	60416.7			
108	20.8	51.9	62426.2	60493.9			
109	20.9	52.0	62513.7	60576.1			
110	20.9	52.2	62606.3	60663.7			
111	20.9	52.3	62705.0	60756.3			
112	20.9	52.4	62810.0	60855.0			
113	20.9	52.5	62921.2	60960.0			
114	20.9	52.7	63038.4	61071.1			
115	20.9	52.9	63161.5	61188.3			
116	20.9	53.0	63290.3	61311.4			
117	20.9	53.2	63424.6	61440.2			
118	20.9	53.4	63564.2	61574.6			
119	20.9	53.6	63708.5	61714.1			
120	20.9	53.8	63856.5	61858.4			
121	21.0	54.1	64007.0	62006.5			
122	21.0	54.3	64157.5	62156.9			
123	21.0	54.6	64304.1	62307.4			
124	21.0	54.9	64439.9	62454.0			
125	21.0	55.2	64552.5	62589.8			
126	21.0	55.7	64620.5	62702.4			
127	21.0	56.4		62770.4			
					1850.1 L	56.8	

L=LIQUIDO

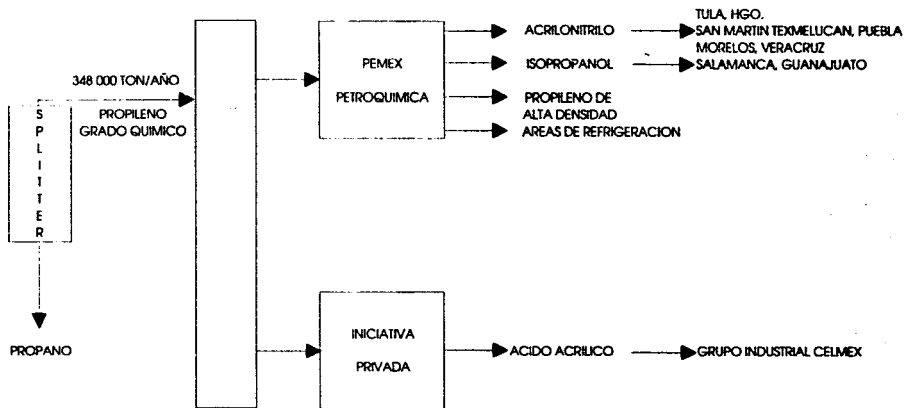
C A P I T U L O V
ASPECTOS DE COMERCIALIZACION

BALANCE DE PROPILENO GRADO REFINACION

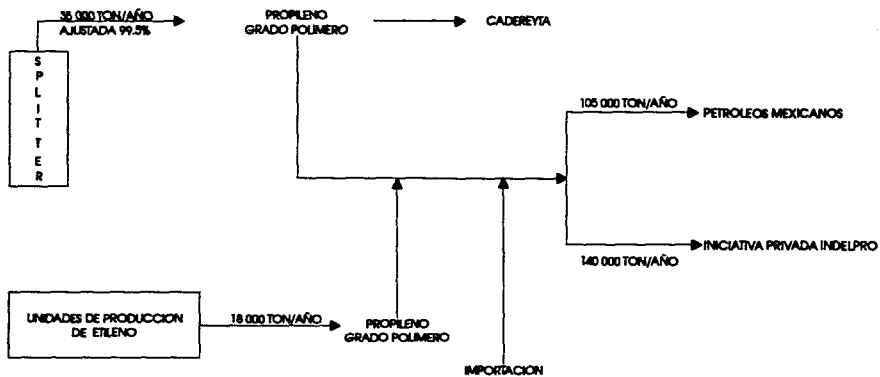


48 100 TON/AÑO

BALANCE DE PROPILENO GRADO QUIMICO

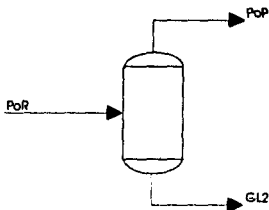
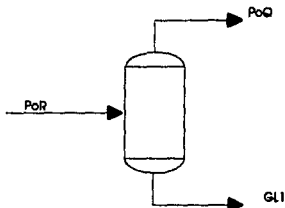


BALANCE DE PROPILENO GRADO POLIMERO



BALANCE ECONOMICO DE LA OPERACION

SE CONSIDERA CONSTANTE PARA AMBOS CASOS LOS COSTOS TOTALES DE OPERACION



VALOR DE LOS PRODUCTOS.

$$VPRoQ = (VPoQ) (PoQ) + (VGL) (GL1)$$

$$VGL1 = VGL2 = VGL$$

$$VPRoP = (VPoP) (PoP) + (VGL) (GL2)$$

$$GANANCIA = VPRoP - VPRoQ$$

VPoQ = Valor de propileno grado químico, en la refinería de Salina Cruz precio productor

VPoP = Valor de propileno grado polímero, en la refinería de Salina Cruz precio productor

VGL = Valor de gas licuado, en la refinería de Salina Cruz precio productor

PoR = Propileno grado refinación

PoQ = Propileno grado químico

PoP = Propileno grado polímero

GL1 = Producción de gas licuado a partir de la obtención de propileno grado químico

GL2 = Producción de gas licuado a partir de la obtención de propileno grado polímero

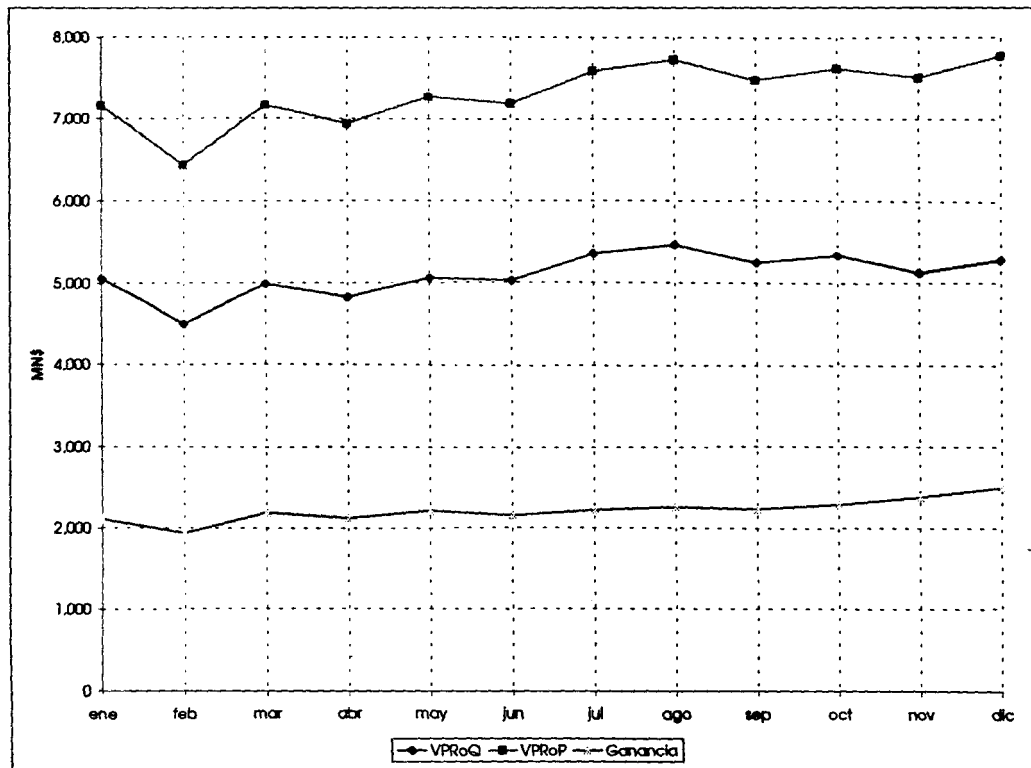
VPRoQ = Valor de los productos, cuando la planta esta operando para propileno grado químico

VPRoP = Valor de los productos, cuando la planta esta operando para propileno grado polímero

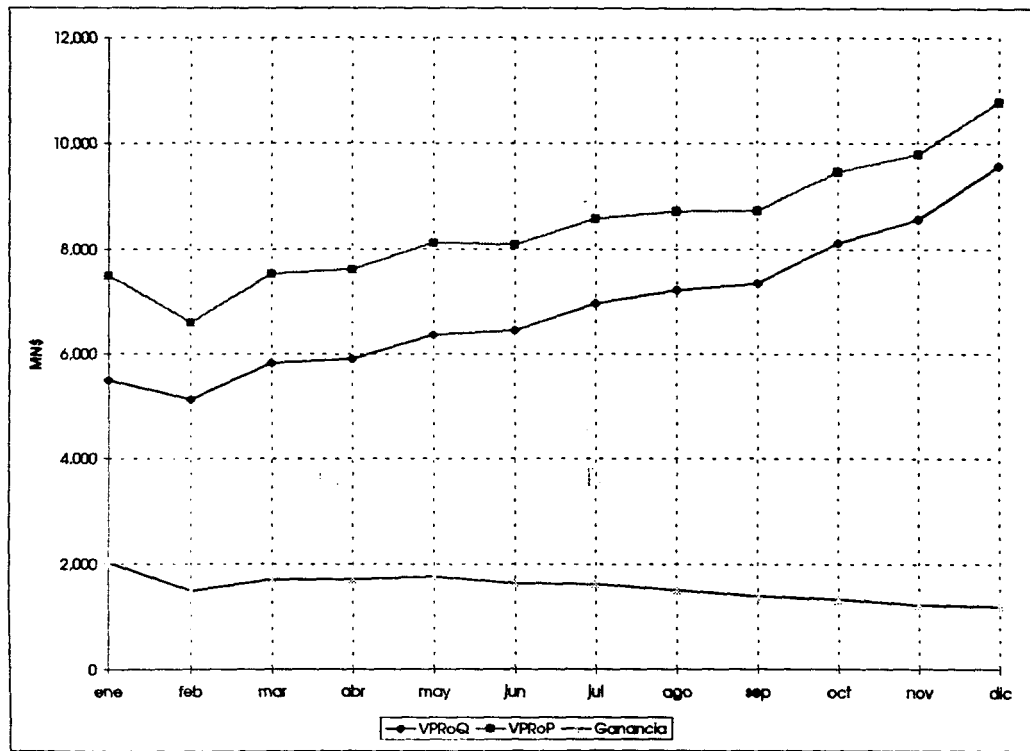
BALANCE ECONOMICO MENSUAL

	VPoQ	VPoP	VGL	PoR	PoQ	PoP	GL1	GL2	VPRoQ	VPRoP	SANANCIA
	NP/Ton	NP/Ton	NP/Ton	Ton/D	Ton/D	Ton/D	Ton/D	Ton/D	NP/D	NP/D	NP/D
E-93	585.81	1063.49	290.60	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	163197	230962	67765
F-93	568.35	1045.11	303.76	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	160646	229843	69198
M-93	562.80	1040.06	317.79	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	160879	231181	70303
A-93	560.45	1037.65	320.73	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	160659	231226	70567
M-93	564.43	1042.41	335.65	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	163140	234412	71272
J-93	576.75	1056.94	350.56	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	167505	239296	71791
J-93	594.32	1074.45	365.47	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	173056	244699	71643
A-93	595.57	1074.10	395.09	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	176478	249318	72839
S-93	580.25	1057.57	411.46	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	174751	249028	74277
O-93	559.96	1023.10	428.73	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	171996	245759	73762
N-93	546.80	1032.87	445.00	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	170747	250029	79283
D-93	535.16	1019.95	464.18	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	170149	250812	80663
E-94	556.14	952.23	482.36	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	176818	241901	65083
F-94	573.43	899.91	501.46	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	182750	235815	53065
M-94	586.69	923.12	520.55	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	187770	242870	55100
A-94	617.53	967.75	540.55	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	196860	253795	56935
M-94	645.15	996.39	560.55	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	205222	261939	56717
J-94	688.06	1040.03	560.55	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	214920	269532	54612
J-94	736.01	1091.79	549.55	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	224591	276800	52210
A-94	784.70	1141.78	523.40	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	232823	281367	48544
S-94	833.83	1191.65	530.72	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	244702	291201	46499
O-94	906.96	1265.44	536.47	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	261839	304949	43110
N-94	993.41	1353.84	575.55	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	285519	326506	40987
D-94	1076.48	1438.93	615.43	332.00	226.00	174.00	106.00	158.00	308520	347612	39092

Balance Económico mensual , 1993



Balance Económico mensual , 1994



PROPILENO GRADO REFINACION EX TNK FOB USGC

SPOT CTS/LB

Precio Dic. 24, 1992: 10.00-10.50

Variación de los Datos para 1993

Ene. 7	10.00-10.50	Ago. 12	10.00-10.50
Feb. 4	10.25-10.75	Sep. 2	9.75-10.25
Abr. 8	10.50-11.00	Sep. 23	9.00-9.50
Abr. 15	10.75-11.25	Sep. 30	9.00-9.25
Abr. 29	11.25-11.50	Oct. 14	8.00-8.50
May. 13	11.00-11.50	Nov. 4	8.00-8.75
Jun. 10	11.25-11.50	Nov. 11	8.25-8.75
Jul. 8	11.00-11.50	Nov. 18	8.00-8.50
Jul. 22	11.00-11.25	Dic. 9	7.50-8.00
Jul. 29	10.25-10.75		

PROMEDIOS

	Bajos	Altos	Promedio		Bajos	Altos	Promedio
Ene.	10.00	10.50	10.25	Sep.	9.45	9.90	9.68
Feb.	10.25	10.75	10.50	Oct.	8.25	8.69	8.47
Mar.	10.25	10.75	10.50	Nov.	8.06	8.63	8.34
Abr.	10.70	11.15	10.93	Dic.	7.63	8.13	7.88
May.	11.06	11.50	11.28	1991	14.65	15.31	14.98
Jun.	11.19	11.50	11.34	1992	10.93	11.37	11.15
Jul.	10.90	11.30	11.10	1993	9.85	10.31	10.08
Ago.	10.06	10.56	10.31				

PROPILENO GRADO REFINACION EX TNK CONTRATO

USGC CTS/LB FD

Precio Dic. 24, 1992: 10.75-10.75

Variación de los Datos para 1993

Ene. 7	10.50-10.50	Oct. 7	10.25-10.25
Abr. 8	10.75-10.75	Nov. 4	10.00-10.00
Jun. 3	11.00-11.00	Dic. 9	8.25-8.75
Sep. 2	10.50-10.50		

PROMEDIOS

	Bajos	Altos	Promedio		Bajos	Altos	Promedio
Jun.	10.50	10.50	10.50	Sep.	10.50	10.50	10.50
Feb.	10.50	10.50	10.50	Oct.	10.25	10.25	10.25
Mar.	10.50	10.50	10.50	Nov.	10.00	10.00	10.00
Abr.	10.70	10.70	10.70	Dic.	8.69	9.06	8.88
May.	10.75	10.75	10.75	1991	13.28	13.43	13.36
Jun.	11.00	11.00	11.00	1992	11.13	11.48	11.30
Jul.	11.00	11.00	11.00	1993	10.47	10.50	10.48
Ago.	11.00	11.00	11.00				

PROPILENO GRADO QUIMICO FOB USGC

SPOT CTS/LB

Precio Dic. 24, 1992: 11.25-11.75

Variación de los Datos para 1993

Ene. 7	11.00-11.50	Sep. 23	9.50-10.50
Ene. 14	11.00-11.25	Oct. 7	9.50-10.00
Abr. 29	11.25-11.50	Oct. 14	8.50-9.00
Jun. 10	11.50-11.75	Oct. 21	8.00-9.00
Jul. 29	11.25-11.75	Oct. 28	8.50-9.00
Ago. 12	11.00-11.50	Dic. 9	8.25-8.50
Sep. 2	10.75-11.25		

PROMEDIOS

	Bajos	Altos	Promedio		Bajos	Altos	Promedio
Ene.	11.00	11.31	11.16	Sep.	10.25	10.95	10.60
Feb.	11.00	11.25	11.13	Oct.	8.63	9.25	8.94
Mar.	11.00	11.25	11.13	Nov.	8.50	9.00	8.75
Abr.	11.05	11.30	11.18	Dic.	8.31	8.63	8.47
May.	11.25	11.50	11.38	1991	16.10	16.69	16.40
Jun.	11.44	11.69	11.56	1992	12.53	12.97	12.75
Jul.	11.45	11.75	11.60	1993	10.44	10.63	10.63
Ago.	11.06	11.56	11.31				

PROPILENO GRADO QUIMICO CONTRATO

USGC CTS/LB FD

Precio Dic. 1992: 12.50-12.50

Variación de los Datos para 1993

Ene. 7	12.25-12.25	Oct. 7	12.00-12.00
Abr. 8	12.50-12.50	Nov. 4	11.75-11.75
Jun. 3	12.75-12.75	Dic. 2	11.50-11.50
Sep. 2	12.25-12.25		

PROMEDIOS

	Bajos	Altos	Promedio		Bajos	Altos	Promedio
Ene.	12.25	12.25	12.25	Sep.	12.25	12.25	12.25
Feb.	12.25	12.25	12.25	Oct.	12.00	12.00	12.00
Mar.	12.25	12.25	12.25	Nov.	11.75	11.75	11.75
Abr.	12.45	12.45	12.45	Dic.	11.50	11.50	11.50
May.	12.50	12.50	12.50	1991	17.29	17.29	17.29
Jun.	12.75	12.75	12.75	1992	13.46	13.47	13.46
Jul.	12.75	12.75	12.75	1993	12.30	12.30	12.30
Ago.	12.75	12.75	12.75				

PROPILENO GRADO POLIMERO FOB USGC

SPOT CTS/LB

Precio Dic. 24, 1992: 12.25-12.75

Variación de los Datos para 1993

Ene. 7	12.00-12.50	Jul. 29	12.00-12.75
Ene. 14	11.00-12.00	Sep. 2	11.00-12.00
Feb. 11	11.50-12.50	Sep. 9	11.00-11.50
Abr. 15	12.00-12.50	Sep. 23	10.75-11.25
May. 20	12.50-12.75	Sep. 30	10.00-11.00
Jun. 3	12.50-13.00	Oct. 7	10.00-10.50
Jul. 1	12.50-13.25	Nov. 4	9.50-10.00
Jul. 8	12.25-12.75	Dic. 2	9.00-9.50

PROMEDIOS

	Bajos	Altos	Promedio		Bajos	Altos	Promedio
Ene.	11.25	12.13	11.69	Sep.	10.75	11.45	11.10
Feb.	11.38	12.38	11.88	Oct.	10.00	10.50	10.25
Mar.	11.50	12.50	12.00	Nov.	9.50	10.00	9.75
Abr.	11.80	12.50	12.15	Dic.	9.00	9.50	9.25
May.	12.25	12.63	12.44	1991	17.11	17.97	17.54
Jun.	12.50	13.00	12.75	1992	13.91	14.55	14.23
Jul.	12.25	12.85	12.55	1993	11.21	11.87	11.54
Ago.	12.00	12.75	12.38				

PROPILENO GRADO POLIMERO USGC CONTRATO

CTS/LB FD

Precio Dic. 24, 1992: 14.00-14.00

Variación de los Datos para 1993

Ene. 7	13.75-13.75	Oct. 7	13.50-13.50
Abr. 8	14.00-14.00	Nov. 9	13.25-13.25
Jun. 3	14.25-14.25	Dic. 2	13.00-13.00
Sep. 2	13.75-13.75		

PROMEDIOS

	Bajos	Altos	Promedio		Bajos	Altos	Promedio
Ene.	13.75	13.75	13.75	Sep.	13.75	13.75	13.75
Feb.	13.75	13.75	13.75	Oct.	13.50	13.50	13.50
Mar.	13.75	13.75	13.75	Nov.	13.25	13.25	13.25
Abr.	13.95	13.95	13.95	Dic.	13.00	13.00	13.00
May.	14.00	14.00	14.00	1991	18.98	18.99	18.98
Jun.	14.25	14.25	14.25	1992	14.96	14.97	14.96
Jul.	14.25	14.25	14.25	1993	13.80	13.80	13.80
Ago.	14.25	14.25	14.25				

ASPECTOS DE COMERCIALIZACION

Primeramente hablaremos de la producción de propileno en sus tres grados de pureza que son: propileno grado refinación, propileno grado químico y propileno grado polímero. De la misma manera trataremos su consumo, y posteriormente se hace un balance general de propileno, y por último se menciona el mercado de propileno.

PRODUCCION DE PROPILENO:

La producción de propileno en sus diversos grados de pureza para el año de 1993 en Petróleos Mexicanos fue de la siguiente manera:

PROPILENO GRADO REFINACION:

El propileno grado refinación es aquella corriente que tiene una pureza de 50-70% de propileno y el resto es propano. Se obtiene en los reactores catalíticos fluidizados de las plantas F.C.C. y después

de la separación de corrientes de gasolina, gases, etc. Es obtenida en el domo de las torres desbutanizadoras.

Esta corriente es usada como cargas a plantas de polimerización o alquilación, o a torres splitter para separar el propileno del propano.

En la Refinería de Cd. Madero va de carga a alquilación, mientras que en la Refinería de Minatitlán va de carga a polimerización y a la splitter. En el resto de las refinerías esta corriente va de carga a torres splitter.

En caso de problemas operacionales que rebasen la capacidad de almacenamiento ésta corriente se integra al gas licuado.

La producción total de propileno grado refinación en Pemex-Refinación fue en 1993 de 493 900 Ton/Año.

El contenido de propileno en la corriente de propileno grado refinación es considerado el

potencial del propileno de Pemex-Refinación para la producción de propileno grado químico o polímero.

Por su parte Pemex-Petroquímica no produce el propileno grado refinación.

PROPILENO GRADO QUIMICO:

En Pemex-Refinación el propileno grado químico es producido por el domo de las splitter cuya carga es propileno grado refinación.

Este propileno no tiene un uso específico en Pemex-Refinación, sino que es producido para ser usado en plantas de Pemex-Petroquímica o en Industrias petroquímicas de la Iniciativa privada.

Por su parte Pemex-Petroquímica produce propileno grado químico en sus plantas de etileno y a futuro en plantas de deshidrogenación de propano.

El propileno producido en Pemex-Petroquímica es consumido por esta misma subsidiaria o puede ser enviado a la industria petroquímica privada.

La producción total de propileno grado químico en Petróleos Mexicanos fue para 1993 de 348 000 Ton/Año. De este total Pemex-Refinación contribuyo con 328 000 Ton/Año.

La producción de Pemex-Refinación fue distribuida de la siguiente manera. La Refinería de Cadereyta produjo 60 000 Ton/Año, la Refinería de Minatitlán produjo 28 000 Ton/Año, la Refinería de Salamanca produjo 90 000 Ton/Año, la Refinería de Salina Cruz produjo 80 000 Ton/Año y por su parte la Refinería de Tula Hgo., produjo 70 000 Ton/Año.

La Refinería de Cd. Madero no cuenta con splitter debido a que todo el propileno grado refinación va de carga a plantas de alquilación.

Por su parte Pemex-Petroquímica produjo en 1993 la cantidad de 20 000 Ton/Año, producción que se concentró en el area del sureste del país, en los centros petroquímicos de Cangrejera-Pajaritos.

PROPILENO GRADO POLIMERO:

El propileno grado polímero es aquella corriente producida en el domo de las torres splitter ajustada a una pureza mayor a 99.5% de propileno.

En Pemex-Refinación se han efectuado ajustes a algunas splitter principalmente en la Refinería de Cadereyta con resultados parciales.

La producción en esta Refinería fue para 1993 de 35 000 Ton/Año de propileno grado polímero. En el resto de las refinerías no se produjo propileno grado polímero.

Por su parte Pemex-Petroquímica en el área Cangrejera/Morelos y usando como fuente las unidades de producción de etileno produjo 18 000 Ton/Año en 1993.

Debido a lo anterior la producción total de Petróleos Mexicanos fue de 53 000 Ton/Año en 1993.

CONSUMO DE PROPILENO

El consumo de propileno en México para el año de 1993 fue para sus diversos grados de la siguiente manera:

PROPILENO GRADO REFINACION:

El propileno grado refinación obtenido en el domo de la torre debutanizadora de las plantas F.C.C.de Pemex-Refinación fue manejado de la siguiente manera:

En el sistema total de refinerías se desviaron 48 100 Ton/Año al sistema de gas licuado L P G .

En la Refinería de Cd. Madero se enviaron 52 077 Ton/Año como carga a la planta de polimerización, para la producción de gasolina de alto octano.

En las refinerías de Cadereyta, Minatitlán, Salamanca, Salina Cruz y Tula Hgo. 434 200 Ton/Año de propileno grado refinación se manejaron como carga a las unidades splitter para la obtención de propileno grado químico y polímero.

PROPILENO GRADO QUIMICO:

El Propileno grado químico producido por Pemex-Refinación y Pemex Petroquímica Secundaria es consumido por Pemex-Petroquímica Secundaria y por la Petroquímica Privada.

Pemex-Petroquímica Secundaria consumió en sus diversas plantas las siguientes cantidades:

Plantas de Acrilonitrilo: 195 000 Ton/Año distribuidas en las plantas de los complejos petroquímicos de Tula Hgo., San Martín Texmelucan Puebla y Morelos, Veracruz.

La planta de cumeno consumió 20 000 Ton/Año. La planta de isopropanol de Pemex-Petroquímica situada en el área de la Refinería de Salamanca

Guajuato consumió 15 000 Ton/Año, es de notar que la pureza del propileno grado químico usado como carga fué de 97.5%.

Las unidades de polietileno de alta densidad consumieron 3 000 Ton/Año; mientras que 7 000 Ton/Año de propileno grado químico fueron consumidas en áreas de refrigeración en varios centros petroquímicos.

Por su parte la iniciativa privada solo consumió 10 000 Ton/Año de propileno grado químico, las cuales fueron utilizadas como carga para la unidad de elaboración de ácido acrílico. Esta planta pertenece al grupo industrial Celmex.

PROPILENO GRADO POLIMERO:

El propileno grado polímero cuya concentración de propileno es de 99.5% como mínimo fue consumido tanto por Petróleos Mexicanos como por la iniciativa privada. Pemex consumió 105 000 Ton/Año mientras que la Industria Petroquímica Privada Indelpro consumió 140 000 Ton/Año.

BALANCE GENERAL DE PROPILENO

PROPILENO GRADO REFINACION:

La producción de propileno grado refinación es de 493 900 Ton/Año de las cuáles 445 800 Ton/Año de propileno grado refinación se manejaron como carga a las unidades splitter para la obtención del propileno grado químico y polímero. El propileno grado refinación restante se desvió a gas licuado L P G. Esta cantidad fué de 48 100 Ton/Año.

También se mencionó como caso especial la Refinería de Cd. Madero donde se enviaron 52 000 Ton/Año de propileno grado refinación como carga a la planta de polimerización para la producción de gasolina de alto octano.

Si las 493 900 Ton/Año hubiesen sido de propileno de 65% de pureza esto representaría 300 000 Ton/Año de propileno puro.

Todo este propileno puro debió haberse ido a la producción de propileno grado químico o polímero, o de carga a las unidades de polimerización. El haberse manejado a gas licuado L P G 48 100 Ton/Año indica que 30 000 Ton/Año de propileno puro se fueron como energéticos, esta acción propicia que se degradara el precio del propileno.

PROPILENO GRADO QUIMICO:

La producción total de propileno grado químico para el año de 1993 fue de 348 000 Ton/Año de las cuales Pemex Petroquímica produjo 20 000 Ton/Año.

El propileno grado químico producido por Pemex-Refinación y Pemex-Petroquímica Secundaria es consumido por Pemex-Petroquímica Secundaria y por la Petroquímica privada.

La producción de Pemex-Refinación fue distribuida de la siguiente manera: La zona norte que corresponde a la Refinería de Cadereyta produjo 60 000 Ton/Año, la zona sur que corresponde a la Refinería de Salina Cruz produjo 80 000 Ton/Año y la zona centro que corresponde a las refinerías de Tula y

Salamanca produjeron respectivamente 70 000 Ton/Año y 90 000 Ton/Año. Para la zona oriente que corresponde a la Refinería de Minatitlán produjo 28 000 Ton/Año.

Así Pemex-Petroquímica Secundaria consumió en sus diversas plantas las siguientes cantidades:

Planta de acrilnitrilo 195 000 Ton/Año distribuidas en las plantas de los complejos Petroquímicos de Tula Hgo, con 65 000 Ton/Año, San Martín Texmelucan Puebla, con 65 000 Ton/Año, y Morelos con 65 000 Ton/Año.

La planta de cumeno consumió 65 000 Ton/Año en Cangrejera.

La planta de isopropanol de Pemex-Petroquímica situada en la Refinería de Salamanca Guanajuato consumió 15 000 Ton/Año.

Las unidades de polietileno de alta densidad consumieron 3 000 Ton/Año, mientras que en áreas de

refrigeración en varios Centros Petroquímicos se consumieron 7 000 Ton/Año.

Por su parte la iniciativa privada solo consumió 10 000 Ton/Año de propileno grado químico. Las cuales fueron utilizadas como carga para la unidad de elaboración de ácido acrílico y esta planta pertenece al grupo industrial Celmex.

BALANCES REGIONALES DE PROPILENO GRADO QUIMICO.

En la Zona Norte en la Refinería de Cadereyta no se consume propileno grado químico por lo cual su excedente es igual a la producción y es de 60 000 Ton/Año de propileno grado químico.

En la Zona Sur en la Refinería de Salina Cruz se consumieron 57 000 Ton/Año y se tiene un excedente de 23 000 Ton/Año de propileno grado químico.

En la Zona Centro que corresponde a las refinerías de Tula y Salamanca se consumieron 145 000 Ton/Año

y se tiene un excedente de 15 000 Ton/Año de propileno grado químico.

En la Refinería de Minatitlán lo que se produce es igual a lo que se consume y no existen excedentes.

Por lo cuál el excedente total de Petróleos Mexicanos fue de 98 000 Ton/Año de propileno grado químico.

PROPILENO GRADO POLIMERO:

En la Zona Norte y en la Zona Sur es donde se tienen los mayores excedentes de propileno grado químico y por lo tanto son los lugares más recomendables para producir el propileno grado polímero.

En la Refinería de Cadereyta se han obtenido resultados positivos en la splitter y la producción en esta Refinería fue para 1993 de 35 000 Ton/Año.

Por su parte Pemex-Petroquímica en el área Cangrejera/Morelos y usando como fuentes las unidades de producción de etileno produjo 18 000 Ton/Año en 1993.

Por lo tanto la producción total de Petróleos Mexicanos fue de 53 000 Ton/Año en 1993.

Pemex consumió 105 000 Ton/Año de propileno grado polímero mientras que la Industria Petroquímica Privada Indelpro consumió 140 000 Ton/Año.

Por lo que su consumo total fue de 245 000 Ton/Año y su déficit para el año de 1993 fue de 192 000 Ton/Año.

MERCADO DE PROPILENO

El propileno se intercambia entre empresas Petroleras o Petroquímicas que lo producen y los que lo consumen. Este intercambio se efectúa ya sea en el mercado nacional (México), en el mercado de Norteamérica ó entre los mismos países del mundo que lo producen o consumen.

Para poder analizar este intercambio es necesario conocer algunos conceptos básicos que tienen una aceptación general entre productores,intermediarios y consumidores.

El intercambio de propleno entre un productor y un consumidor puede ser de la siguiente manera:

1. Productor a consumidor
2. Productor - Intermediario - consumidor.

Intercambio productor a consumidor.

Para éste tipo de intercambio, ya sea el productor ó el consumidor ó ambos deben tener un equipo de comercialización en su organización el cual se encargara de efectuar todos los pasos necesarios para que se realice el Intercambio.

Estos pasos son:
En caso del productor:

1. El equipo de comercialización (E.C.) recibirá del equipo de producción la disponibilidad del producto a comercializar.

2. El EC realizará una investigación comercial para detectar los posibles consumidores del producto (Nacionales ó Extranjeros).

3. El EC investigará los precios en el mercado nacional o internacional del producto.

4. El EC investigará la forma del transporte a utilizar, este podría ser por carretera, por tren, por vía de transporte marítimo (ya sea de agua dulce o salada).

5. El EC realizará una investigación del costo de transporte.

6. El EC investigará costos de Aduana, carreteras (puentes, autopistas), costos de tránsitos estatales ó federales, etc.

7. El EC investigará costos de pagos de impuestos a gobiernos (Exportación, Importación, etc.).

8. El EC determinará si los equipos de transporte cumplen con la reglamentación necesaria para el propileno.

Con los datos anteriores el EC estará en posibilidad de iniciar pláticas con el consumidor para establecer las bases del intercambio.

Estas bases pueden ser:

- a) Tipo de intercambio: Esto significa si se efectuara uno ó varios cargamentos ó si se estableciera un contrato para un tiempo determinado de transacción es decir por un mes, años, etc.
- b) El precio de venta del producto.
- c) Calidad del producto
- d) Por cual vía se efectuará (Terrestre ó Marítima)
- e) Pago de supervisores de calidad etc.

Para el caso de que el intercambio de productor y consumidor sea por medio de un intermediario, se tendrían las mismas bases mencionadas anteriormente.

El intermediario puede ser de dos tipos.

1. Agente Comercial (Broker)
2. Empresa Comercial (Trading)

1) Agente Comercial.

El agente comercial es un intermediario cuya función es encontrar un productor y un consumidor para un producto determinado.

El agente comercial ó agencia comercial para un producto determinado cuenta con una lista de productores y consumidores y su función es indagar constantemente con ellos si un productor tiene excesos disponibles y un consumidor requiere en esos momentos el producto. Al coincidir las dos disponibilidades o necesidades el Broker puede:

1. Poner en contacto al productor y consumidor y que ellos se arreglen.
2. Poner en contacto al productor y al consumidor y ayudar a que lleguen a un arreglo.
3. El transporte del producto, su logística, etc. Se encargan el productor ó el consumidor.

Por cualquiera de las dos opciones el broker o intermediario recibirá:

1. Un porcentaje del total de la transacción.
2. Una cantidad determinada entre las 3 partes.

El punto 1 es por lo general aplicable cuando son uno o dos cargamentos. El punto 2 se aplica cuando se concluye una operación por un período de tiempo.

2) Empresa Comercial.

Para el caso de una empresa comercial o trading el procedimiento es similar. La diferencia con el broker es que el trading cuenta con recursos propios, por lo general medios de transporte o instalaciones de almacenamiento; esto le da mayor libertad de acción.

El procedimiento de como actua es el siguiente:

1. De la lista de productores detecta quien tiene en existencia el producto.
2. De la lista de consumidores detecta quién tiene la necesidad del producto.
3. Negocia un precio con el productor para la compra.
4. Negocia un precio con el consumidor para la venta.
5. Por lo general él se encarga de el transporte, permisos, logística, etc.

La diferencia entre precio de venta menos precio de compra menos logística de transporte, le da la ganancia al trading. Estas ganancias son más amplias que las obtenidas por el broker.

COTIZACIONES

La Cotización es el precio de algún producto en un lugar determinado.

Para los precios de los productos petroquímicos y petrolíferos son distintos de un país a otro. Los precios pueden ser distintos en varios lugares de un país si este país es grande como en el caso de los Estados Unidos. Algunos países que están muy cercanos y son relativamente pequeños el precio de un producto puede ser igual en ambos países. Ejemplo de éstos últimos son los países de Europa Occidental.

En general, cuando el precio es el mismo en una parte de un país o en una región que comprende varios países, se dice que se tiene un mercado para ese producto.

En los Estados Unidos se cuenta por lo general con tres mercados para los petroquímicos y petrolíferos, estos son la Costa Norte del Golfo de México, la Costa Atlántica y la Costa del Pacífico; aunque no hay límites generales para estas Zonas y un estudio más perfecto revela una fragmentación de estas Zonas, la cual incluye Zonas que no están en la Costa como el Norte y Sur del país, Zona Centro, etc.

Actualmente en el mundo existen mercados como el del Lejano Oriente, fragmentado en Zonas de Japón, Filipinas, Corea, etc., el mercado Europeo fragmentado en el del Norte (mar del Norte), el del Mediterráneo, el de los países Orientales etc., también existe el Mercado del Medio Oriente, del Caribe, Sudamérica, etc.

México está económicamente relacionado al mercado de la Costa Norte del Golfo de México, de ahí que las Cotizaciones para los productos derivados del petróleo tenga su base en este mercado. Esta Zona está formada casi exclusivamente por el gran movimiento de derivados petrolíferos y petroquímicos del área de Houston, Galveston y Corpus Christy.

COMO SE ORIGINA UNA COTIZACION

. Para el caso del propileno como ejemplo y considerando la Costa Norte del Golfo de México. Se cuenta con alrededor de 50 productores de propileno y otro tanto de consumidores, para un día determinado supongamos que se venden 20 cargamentos de propileno y el precio de venta oscila entre 16.0 cts/lb a 16.75 ct/lb. Para cada uno de los cargamentos entonces se establece que para ese día la cotización del propileno fue de mínimo 16.0 ct/lb y la cotización máxima de 16.75 ct/lb.

Para el día siguiente si no hubo algunos incidentes que afectaran la relación compra venta la base para iniciar las transacciones de ese día serán el promedio de 16.37 ct/lb.

Los incidentes que pueden afectar el precio de intercambio del propileno ó de cualquier otro petrolífero o petroquímico son muy variados y van desde un accidente en una planta procesadora o en alguna instalación de distribución (incidentes directos) o la súbita oferta del producto de algún otro mercado, el cuál ha caído en una inestabilidad. Los

incidentes también pueden ser causados por guerras, políticas, economías de países, etc.

Las Cotizaciones según su origen de pactación pueden ser: Spot, Contrato, Posting, etc.

Las Cotizaciones más comunes son las Spot y Contrato.

La Cotización Spot es una Cotización nacida de la compra-venta de un embarque en específico y por lo general sus asignaciones son los brokers.

Supongamos que una compañía A tiene un cargamento de 5 000 Ton. de un petroquímico y que por medio de un broker logra colocarlo a 16.25 ct/lb. Se dice que se efectuó una operación de compra-venta a un precio Spot de 16.25 ct/lb. Así como esa operación A se efectúan otras operaciones B,C,D, etc., al finalizar un periodo de tiempo de un día, todas las operaciones por embarque pactados forman los límites mínimo y máximo de la cotización Spot.

Por lo general solo se reporta el mínimo y máximo de la Cotización Spot.

Una Cotización Contrato se refiere a la relación compra-venta que se establece por una cantidad determinada y por un tiempo determinado. Estos períodos en que se establece el contrato entre dos empresas puede variar de unas semanas a uno ó dos años ó en los terminos del contrato si se establece que puede ser abierto hasta que alguna de las partes lo de por terminado con un aviso ya sea de 30 ó más días.

Las ventas que se efectúan de esta manera en un mercado determinado para un producto establecen la cotización contrato de ese producto para ese mercado.

Las Cotizaciones Contrato por lo general se establecen de compañía a compañía ó por intermedio de los Trading.

Las Cotizaciones Contrato tienen la característica de que varían poco en un período de tiempo o sea que su curva con relación al tiempo no muestra por lo

general variaciones bruscas y hacen que los mercados sean más estables. Tiene el inconveniente de que su variación ante un incidente sea muy lenta.

Por el contrario la Cotización Spot tiene variaciones muy bruscas, responden inmediatamente a incidentes, y giran alrededor de las Cotizaciones Contrato "jalándolas" hacia ellas en sus variaciones.

C A P I T U L O V I
C O N C L U S I O N E S

CONCLUSIONES

De la planta de propileno de la refinería de Salina Cruz Oaxaca, que es para obtener propileno grado químico con una pureza de 95%, con una carga a la entrada de la torre de 4000 B/D.

Con las simulaciones para obtener el propileno grado polímero se requiere sacrificar la carga hasta una cantidad de 500 B/D. Obteniéndose 321 B/D de propileno grado polímero con una sola torre.

Analizando la concentración del etano, se observa que siempre se vá por el destilado y nunca por el fondo.

De esto concluimos que eliminando el etano podemos obtener mejores resultados.

Existen dos alternativas para eliminar el etano. Una es sacrificando un poco la carga antes de la entrada a la F.C.C. y mandándola a gas combustible.

La otra forma es colocando otra torre como se muestra en el diagrama 4.

Si se instala una segunda torre y en la primera torre se trata de mandar la mayor cantidad de propileno

por el fondo, ya que esta corriente no contiene etano se introduce en la segunda torre y así se obtiene en el destilado de la segunda torre la mayor cantidad de propileno grado polímero.

Para efectuar estas destilaciones se recomienda el uso de un Simulador de procesos como el Hysim, donde se implementa el equipo necesario y corrientes. Utilizando criterios prácticos se pueden modificar los parámetros adecuados que determinan una destilación óptima.

Este Simulador no tiene limitaciones de aplicación debido a que tiene un amplio campo de acción, puesto que permite una gran flexibilidad para variar los parámetros de acuerdo al problema planteado.

Para el caso bajo estudio sólo se variaron las condiciones de alimentación, destilado y fondo.

Simulando las acciones que se llevarían a cabo en la destilación.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. MANUAL DE OPERACION DE LA PLANTA DESINTEGRADORA CATALITICA F: C: C: PETROLEOS MEXICANOS, REFINERIA DE MINATITLAN VERACRUZ.
2. MANUAL DE OPERACION DE LA PLANTA DESINTEGRADORA CATALITICA F. C. C. PETROLEOS MEXICANOS, REFINERIA DE SALINA CRUZ, OAXACA.
3. WATKINS, ROBERT N. PETROLEUM REFINERY DISTILLATION SECON EDITION, GULF PUBLISHING COMPANY, HOUSTON TEXAS U. S. A. 1979.
4. S.R.I. INTERNATIONAL WORLD PETROCHEMICAL PROPYLENE AND DERIVATIVES MEXICO JANUARY 1993
5. POLYPROPYLENE KRESSER, THEODORE O. J. II.
6. KIRK RAYMOND-OTHMER DONALD, ENCICLOPEDIA DE TECNOLOGIA QUIMICA, ED. HISPANOAMERICANA, MEXICO 1961.
7. ANUARIO ESTADISTICO DE PEMEX 1989.
8. MEMORIA DE LABORES 1992 PEMEX, MEXICO D.F. 1993.

9. PERRY, ROBERT., PERRY'S CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK. 6th EDITION. DON GREEN MC GRAW HILL. (1984).

10. GIRAI. JOSE, B., GONZALEZ, S.P. ta IND. QUIMICA IN MEXICO. REDACTA MEXICO D.F. 1978.

11. NORRIS, R., BRIND, A. Jr. CHEMICAL PROCESS INDUSTRIES. EDITION. FOURTH.

12. PLATT'S PETROCHEMICAL PRICE HANDBOOK 1993, PRICES 4th EDITION. COMPILED BY PLATT'S PETROCHEMICAL SERVICES.

13. MANUAL DEL HYSIM HYPROTECH Ltd 1991

14- MANUAL DE OPERACION DE LA PLANTA PRIMARIA DESPUNTADORA, PETROLEOS MEXICANOS, REFINERIA DE SALINA CRUZ OAXACA.

15. CATALOGO DE PRECIOS INTERORGANISMOS, PETROLEOS MEXICANOS. MEXICO (1993).

16. NELSON W.L. REFINACION DEL PETROLEO, EDITORIAL REVERTE S.A. BARCELONA ESPAÑA, 1958.

17. EL PETROLEO
PETRROLEOS MEXICANOS, 1988.

18. GESSNER G. HAWLEY
DICCIONARIO DE QUIMICA Y DE PRODUCTOS
QUIMICOS, EDICIONES OMEGA S.A.

19. MANUAL DE EVALUACION DE PROYECTOS DE LA
INDUSTRIA PETROLERA.
IMP

REVISTAS

20. REVISTA MEXICANA DEL PETROLEO, MEXICO D.F.
MARZO-ABRIL DE 1992.

TESIS

21. ANALISIS TECNICO-ECONOMICO DE LA INDUSTRIA
NACIONAL DE REFINACION.
FRANCISCO FIGUEROA DELGADO
ALFREDO ALEJANDRO MARTINEZ ALCANTARA
JUAN CARLOS NUÑEZ CALDERON, 1990.