

81
2ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUÍMICA

TESIS

" Estrategia para aumento de capacidad y ahorro de energía en una columna despropilenizadora existente. "

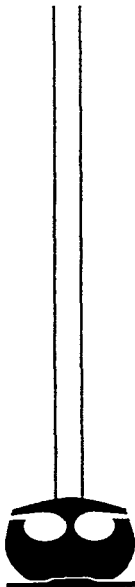
Que para obtener el Título de
INGENIERO QUÍMICO

presenta

RUBÉN ANDRÉS JACINTOS SILVA

México, D.F., Septiembre de 1997.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE	PROF. ALEJANDRO ANAYA DURAND
VOCAL	PROF. CLAUDIO ARMANDO AGUILAR MARTINEZ
SECRETARIO	PROF. JOSÉ AGUSTIN TEXTA MENA
PRIMER SUPLENTE	PROF. MANUEL JESÚS AGUILAR GÓMEZ
SEGUNDO SUPLENTE	PROF. MARIANO PÉREZ CAMACHO

SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA :


INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR



ING. JOSÉ AGUSTIN TEXTA MENA

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR TÉCNICO



ING. JOSÉ ARMANDO PÁEZ HERRERA

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE



RUBÉN ANDRÉS JACINTOS SILVA

**Agradezco profundamente la ayuda recibida
para realizar este trabajo a mis compañeros y
maestros del Instituto Mexicano del Petróleo.**

“ La gratitud es la memoria del corazón ”

A mis padres
Andrés Jacintos L.
Euridmía Silva R.

*“ La adversidad hace que algunos hombres
se desesperen ... y otros se superen. ”*

A mi esposa
Évelia A. Duarte C.

ÍNDICE

Introducción	1
Capítulo I	
Conceptos Hidráulicos de una Torre Fraccionadora	4
Capítulo II	
Desarrollo del Esquema de la Torre Fraccionadora	33
Capítulo III	
Evaluación Económica	46
Capítulo IV	
Análisis de Resultados	52
Capítulo V	
Conclusiones	56
Bibliografía	59
Anexos	62

INTRODUCCIÓN

En los últimos años el problema de la contaminación ambiental en el Valle de México ha venido agravándose, lo cual ha motivado al gobierno del país a tomar nuevas medidas para el control de la situación.

La Refinería de Azeapatzalco por varios años vino operando para la obtención de diferentes productos derivados del fraccionamiento del crudo. Como consecuencia de los procesos efectuados, la refinería tenía emisiones que acentuaban el problema de la contaminación ambiental. Junto con esto, la refinería representaba un constante riesgo de seguridad para la zona urbana que la rodea.

Considerando éstos aspectos, entre otros, PEMEX (Petróleos Mexicanos) decide cerrar la refinería el 18 de marzo de 1991.

Al momento del cierre la refinería fraccionaba una carga diaria de 170,000 barriles de crudo aproximadamente.

Para cubrir la demanda de petrolíferos que se dejó de procesar al cerrar la refinería, PEMEX decidió trasladar algunas de las unidades que integraban la refinería hacia otros centros de trabajo, una de estas unidades fue la Unidad de Desintegración Catalítica Fluida (FCC) y como destino se escogió la Refinería " Hector Lara Sosa" de Cadereyta, Nuevo León.

Aprovechando la situación de que la planta sería trasladada, se decidió renovar su esquema de procesamiento, lo que permitió incrementar la conversión de gasóleo a gasolina 62.6 % vol., propanos-butanos a 30 % vol. y reducir la emisión de SOx a la atmósfera.

Como principales productos de la FCC tenemos : gasolina dulce de alto octanaje, propanos-propilenos, butanos-butilenos, gas seco, combustóleo y aceite ciclico ligero.

En la Refinería de Cadereyta se tiene una torre Fraccionadora de Propano-Propileno, cuya capacidad de diseño es de 4,000 BPD (Barriles por Día), provenientes del domo de la torre Despropanizadora de la unidad FCC No.1 existente. Bajo la mira de aprovechar al máximo las instalaciones existentes, PEMEX plantea utilizar la Fraccionadora de Propano-Propileno para procesar la corriente existente y la nueva corriente de 3,475 BPD de propano-propileno que se obtendrá como resultado del traslado de la Unidad Catalítica No.2.

Adicionalmente se tiene el plan de expansión de capacidad de la planta FCC No.1 de 40,000 a 60,000 BPD y de la FCC No.2 de 25,000 a 30,000 BPD lo que trae como consecuencia un aumento en el rendimiento de la mezcla propano-propileno.

La FCC No.1 tenía una producción de propano-propileno de 4,000 BPD y con la expansión se estima será de 6,000 BPD. La FCC No.2 produce 3,475 BPD y con el acondicionamiento será de 4,170 BPD, con lo que la nueva carga a procesar en la planta fraccionadora de propano-propileno será de 10,170 BPD.

Esta nueva alimentación a la Planta Fraccionadora excede en más del doble la capacidad de la columna fraccionadora existente (Splitter). De no realizarse ningún cambio en la torre existente, ésta seguiría procesando 4.000 BPD y la carga restante sería vendida como propano-propileno, lo cual repercutiría en las utilidades. En el presente trabajo se hará una propuesta para el procesamiento del nuevo volumen de alimentación de la torre fraccionadora (con la misma composición que la de la corriente actual), cuidando todos los aspectos hidráulicos de una torre de destilación, y con un esquema de ahorro de energía que permita reducir los gastos de operación que se tendrían como consecuencia del aumento de capacidad.

En el primer capítulo se presentan conceptos relacionados con la hidráulica de una columna fraccionadora; el segundo capítulo mostrará el desarrollo de proceso de la torre fraccionadora seguido para el acondicionamiento de la planta fraccionadora; en el tercero se hará un breve análisis económico; el cuarto capítulo mostrará los resultados de la evaluación y por último obtendremos unas conclusiones del trabajo.

CAPÍTULO I

CONCEPTOS HIDRÁULICOS DE UNA TORRE FRACCIONADORA

En el presente capítulo se habla de los términos usados en este trabajo, relacionados con la columna de destilación de platos y la adición de una bomba de calor.

1.1.- TIPO DE PLATOS DE LA COLUMNA EXISTENTE

Existe un gran número de tipos de platos que por mucho tiempo se han venido usando (no mencionaremos los platos de alta tecnología que en los últimos años se han desarrollado), sin embargo, hay tres tipos de platos más ampliamente usados en la industria, éstos son: el plato de cachuchas de burbujéo, el plato perforado y el plato de válvulas; en forma resumida hablaremos de sus principales características:

Los platos de válvulas ofrecen un amplio rango de operación, una gran capacidad a un costo comparable al de los platos perforados, y una gran flexibilidad. Si la capacidad adicional de los platos de válvulas sobre los perforados se toma en consideración, los de válvulas son más económicos. En la mayoría de las aplicaciones la carga de vapor es el factor que controla la capacidad y los platos de válvulas tienen una capacidad 10% mayor que los platos perforados.

Para sistemas en los que se manejan muy pequeños flujos de líquido existen variedades de platos válvulados que minimizan el goteo, evitando así la necesidad de emplear platos de cachuchas, que son más costosos y que para este servicio se recomendaban con frecuencia.

Los platos perforados se emplean normalmente si no se requiere un amplio rango de flexibilidad y si se desea obtener un bajo costo en la fabricación del plato. Los platos perforados no deben emplearse para aplicaciones que manejen bajos flujos de vapor.

Los platos de cachucha de burbujéo se ven favorecidos para su empleo en servicios en los cuales las fugas de líquido deben reducirse a un mínimo. Su capacidad es menor que la de los platos perforados o de válvulas y son más costosos. El uso de los platos de cachuchas está restringido a aplicaciones especiales.

Los internos de la torre de destilación existente en la refinería de Cadereyta, son platos válvulados de dos pasos, a continuación se definen las áreas que componen a estos platos.

1.2.- PLATOS DE VÁLVULAS

Éstos son platos perforados con aberturas variables para el flujo del vapor. Las perforaciones están cubiertas con dispositivos móviles los cuales comúnmente son discos circulares, retenidos en su sitio por medio de guías colocadas sobre la superficie del plato ó en la misma válvula, los cuales se elevarán conforme el

flujo de vapor se incremente y cuando el flujo disminuya a un valor determinado de acuerdo al peso y características de la válvula, se asentarán sobre los orificios.

Los platos de válvulas operan con buena eficiencia en un amplio rango de operación ya que a bajas cargas regulan su área abierta en forma proporcional al flujo de vapor manteniendo suficiente caída de presión dinámica en el plato para prevenir el goteo excesivo y la resultante disminución de la eficiencia.

En ocasiones se utilizan válvulas de dos pesos diferentes, colocados en filas alternadas en la dirección del flujo del líquido. Ésto es con el propósito de dar una mejor distribución al flujo de vapor que pasa por el plato y obtener una mayor flexibilidad.

También hay válvulas de otras formas, rectangulares, triangulares, cuadradas, dentadas, etc. retenidas sobre la perforación por diferentes medios como patas, ganchos ó arañas pero teniendo todas un comportamiento similar.

1.3.- ÁREAS DE UN PLATO

Área de la Torre, A_t . Es el área interna total de la sección transversal de la columna. Es igual a la suma de las áreas de burbujéo, superior de bajantes y de sello de bajantes.

Área activa o de burbujéo, A_a . Es el área encerrada por las paredes de la columna, el (los) derramadero (s) de salida y el (los) borde (s) a la entrada del

plato. Es igual al área de la torre menos la suma del área de bajantes y el área de sello de las mismas.

Área libre o neta, A_n . Es el área de la columna disponible para el flujo de vapor, o el área de la torre menos el área de bajantes.

Área de bajantes, A_D . Es la superficie del plato ocupada por los conductos a través de los cuales el líquido desciende hacia el plato inferior. Es el área a la entrada (parte superior) de las bajantes.

Área Inferior o del Fondo de la Bajante, A_{Df} . Es el área existente en el fondo de la bajante.

Área Bajo la Bajante, $A_{t,b}$. Es el área comprendida entre la superficie del plato o el fondo de la charola de sello y el borde inferior del bañe o faldón de la bajante.

Área de Sello de la Bajante, A_{Df} . Es el área bajo el fondo de la bajante, se emplea para mantener un sello en ésta y para distribuir el líquido en el plato.

Área abierta o perforada, A_h . Es el área total abierta al flujo de vapor; es el área de todas las perforaciones sobre el plato. Para platos de válvulas aplica un concepto equivalente, el del área de ranura.

Área de Ranuras, A_s . Se define como el área total de la cortina vertical a través de la cual el vapor pasa, en dirección horizontal, por debajo de la válvula para

entrar en contacto con el líquido fluyendo sobre el plato. En el caso de una válvula con el cuerpo circular, la cortina tendrá la superficie de un cilindro vertical con un diámetro igual al de la válvula y una altura como la distancia de la superficie del plato al borde inferior del disco de la válvula (disco) en su posición de operación. A la superficie del cilindro deberá restarse el área ocupada por las patas y dimples de la válvula.

1.4.- TERMINOS RELACIONADOS CON EL COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN DE PLATOS.

Tipos de Flujo. Existen varias formas en las cuales el líquido puede fluir a través de un plato, a continuación se describen las principales:

Flujo Cruzado (Cross Flow). Se tiene cuando el líquido fluye a través del plato en forma tal que al finalizar su paso cae al plato inferior a través de un canal, la bajante. También se conocen como platos de un paso los que presentan este tipo de flujo. Su larga trayectoria de flujo contribuye a alcanzar una elevada eficiencia en el plato. Es el más empleado ya que su construcción es simple y económica.

Flujo Encontrado (Dual Flow). En este caso, el líquido y el vapor se ponen en contacto sobre la superficie del plato, éste no tiene bajantes y es generalmente perforado o ranurado.

Flujo Radial (Radial Flow). El líquido fluye radialmente de o a una entrada (o salida) localizada en el centro del plato, hacia o de bajantes (o entradas) en los platos adyacentes.

Flujo Inverso (Reverse Flow). En los platos de este tipo el líquido fluye desde la entrada en uno de los lados del plato alrededor de una mampara o baffle colocado en su centro e invierte su dirección en el otro extremo regresando hacia una bajante colocada en el mismo lado por el cual entra el fluido. Estos platos dan más área activa a expensas del área de bajantes, es útil solo para muy bajas relaciones líquido/vapor (L/V). Se recomienda que la altura del baffle central sea al menos el doble de la máxima altura de líquido libre de vapor calculada, para prevenir que se mezclen los líquidos de ambos lados del baffle.

Flujo Dividido (Split Flow). En este caso el líquido que fluye a través del plato se divide en dos o más trayectorias de flujo.

Flujo en Dos Pasos (Double Pass). Este es un plato de flujo dividido con dos trayectorias de flujo en cada uno de los platos. Cada trayectoria o paso maneja la mitad del líquido total. El plato de dos pasos presenta una mayor capacidad de líquido y menor gradiente hidráulica que los platos de un solo paso. Consecuentemente el plato de dos pasos es ventajoso para elevadas relaciones líquido/vapor (L/V) o torres de gran diámetro. Sin embargo, debe señalarse que estos platos son de un 10 a 15% más costosos que los de un paso de iguales dimensiones; además como tiene menor longitud de trayectoria de flujo, la superficie y el tiempo de contacto, y por lo tanto la eficiencia serán menores en los platos de dos pasos que en los de flujo cruzado.

I.4.1.- ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS, TS.

El espaciamiento entre los platos normalmente está determinado por la espuma que puede producir la mezcla a separar y por la necesidad de un fácil acceso para mantenimiento e inspección. Pero además, espaciamientos menores que el recomendable ocasionarán una disminución en la eficiencia, si la velocidad del vapor es mayor que la permisible, a causa del arrastre generado; o bien, la inundación de la columna si la altura del líquido retenido en la bajante es mayor que el espaciamiento.

Los espaciamientos estándar son 8, 10, 12, 14, 16, 18, 20, 22, 24, 30, 36 y 40 pulgadas; siendo los más comunes los que están entre 18 y 36 pulgadas.

En la industria petrolera, los espaciamientos de 18 pulgadas se consideran los mínimos, con menores valores el arrastre y la tendencia al inundamiento se incrementan notoriamente. Por razones de accesibilidad los espaciamientos más comunes son los que se encuentran alrededor de las 24 pulgadas.

Para sistemas espumantes no se recomiendan espaciamientos menores a 18 pulgadas.

Se requerirá un espaciamiento adicional en cualquiera de las siguientes situaciones:

a) Para los platos de transición, como cuando se tiene un cambio en el número de pasos o en el diámetro de la columna.

b) Si la alimentación va a introducirse en esta zona y se encuentra vaporizada ya sea total o parcialmente.

c) Para permitir la colocación de tubería de distribución para alimentaciones líquidas.

El espaciamiento es una de las dimensiones que se proponen al iniciar el diseño, posteriormente deberá chequearse con el nivel del líquido retenido en la bajante y por arrastre.

1.4.2.- CAPACIDAD DE LOS PLATOS

Se entiende por capacidad los flujos de líquido y vapor que es capaz de manejar eficientemente un plato. La capacidad del líquido está determinada por el volumen de las bajantes, por esto es que la retención del líquido en las bajantes no debe exceder del 40-60% de la capacidad de éstas, de otra forma la columna se inundará antes de alcanzar el punto de inundamiento por arrastre.

La capacidad del vapor es función del espaciamiento entre los platos, y de las propiedades tanto del líquido como del vapor. La capacidad del vapor en el punto de inundamiento por arrastre puede determinarse a partir de la correlación de Souders-Brown mediante los parámetros de capacidad y flujos del sistema, para un espaciamiento determinado.

Se acostumbra diseñar las columnas de tal forma que la carga máxima de vapor no exceda del 80-85% de la correspondiente al punto de inundamiento por

arrastre. Esto es, en otras palabras, la capacidad del vapor de diseño debe ser menor al 80-85% de la capacidad en el inundamiento.

1.4.3.- PARÁMETRO DE FLUJOS

Está definido por la expresión $L/V * (D_v/D_l)^{1/2}$

donde:

L= flujo de líquido, lb/h

V= flujo de vapor, lb/h

D_v = densidad del vapor, lb/pe³

D_l = densidad del líquido, lb/pe³

1.4.4.- PARÁMETRO DE CAPACIDAD, K_{SN} .

Se define mediante la expresión:

$$K_{SN} = U_{vi} * (D_v/(D_v/D_l))^{1/2}$$

donde:

U_{vi} = velocidad del vapor basada en área i, pps.

cuando

i= A, área activa

$i = N$, área neta

sin subíndice i , área de la columna.

I.4.5.- VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL VAPOR MÁXIMA PERMISIBLE.

U_{VF} .

También se le denomina velocidad del vapor en el punto de inundamiento. Esta es una velocidad límite sobre la cual la cantidad de líquido arrastrado hacia el plato superior es tal que la columna se inunda y resulta inoperable. Está basada en el área transversal de la columna.

I.4.6.- ESPUMADO.

Las propiedades espumantes del sistema son importantes en la dinámica del plato. La espumabilidad se refiere al grado de expansión del líquido cuando está aireado: la espuma así producida es una función principalmente de las propiedades físicas del sistema, aunque el método y grado de aireación también influyen. La estabilidad de la espuma se refiere al grado en que el espumado disminuye una vez que la aireación ha cesado.

La espumabilidad y estabilidad de la espuma no están necesariamente relacionadas; por ejemplo, un sistema que produce una gran cantidad de espuma pero ésta se descompone rápidamente, tendrá alta espumabilidad y mínima estabilidad de la espuma.

Un cierto grado de espumación es conveniente para tener una gran área interfacial la cual favorecerá el contacto entre las fases. Sin embargo, mucho espumado puede ocasionar arrastre excesivo e inundamiento.

La estabilidad de la espuma debe considerarse en el diseño de la bajante y preferentemente deberá ser baja.

Espumas estables que pasen a la bajante requerirán altos tiempos de residencia (grandes volúmenes de bajantes) para que el líquido y el vapor se separen.

La predicción de la espumabilidad y la estabilidad de la espuma es más difícil de lo que parece ya que simples pruebas de laboratorio no siempre concuerdan con las observaciones a nivel planta industrial.

Por ello es conveniente considerar sistemas espumantes y no espumantes en relación a la dinámica del plato. Dentro de la categoría de los espumantes tenemos a los sistemas con surfactantes, tales como las soluciones acuosas diluidas de alcoholes y cetonas. Sistemas noespumantes son, por ejemplo, los formados por hidrocarburos. El sistema aire-agua tan comúnmente empleado en los experimentos de dinámica de platos es aún menos espumantes que los sistemas de hidrocarburos.

1.4.7.- INUNDACIÓN POR LIMITACIONES DEL SISTEMA.

Existe una velocidad máxima (U_{k1}) a la cual una gota de líquido de un diámetro determinado permanecerá suspendida sin fraccionarse en otras más pequeñas,

cuando el sistema tiene una elevada tensión superficial, tenderá a formar gotas grandes las cuales difícilmente serán arrastradas por el flujo de vapor; sin embargo, cuando la velocidad del vapor alcanza un valor determinado, la gota se romperá dando origen a pequeñas gotitas las cuales son fácilmente arrastradas por el vapor. O sea que cada sistema tendrá una capacidad límite que no puede ser excedida mediante el cambio de diseño del plato o del espaciamiento entre los platos, pues el fenómeno está asociado con la interacción entre el vapor y el rocío del líquido en el espacio existente entre los platos y no está relacionado con las características del plato.

Este tipo de inundamiento no es muy común pues únicamente se presentará con sistemas de elevada tensión superficial, pues generalmente antes de que el vapor alcance la velocidad correspondiente al punto de inundamiento por limitaciones del sistema, ocurrirá el inundamiento por arrastre.

1.4.8.- ARRASTRE.

Existen dos tipos de arrastre:

- 1) Arrastre de líquido por el vapor.

El arrastre de este tipo puede considerarse como el resultado de dos distintos efectos del vapor en su trayectoria ascendente, el acarreo de gotas de líquido por el vapor y el salto de partículas de líquido por la acción dinámica de los chorros de vapor. El primer efecto es función de la velocidad del vapor, de las densidades de los fluidos, del diámetro de la partícula que depende de la tensión superficial del líquido y de la aglomeración de pequeñas partículas

para formar otras de mayor tamaño. El arrastre producido por el salto de partículas de líquido es función de la energía cinética de los chorros de vapor, que depende de la densidad y velocidad del vapor y está relacionado con el espaciamiento entre los platos.

Cuando se presenta este tipo de arrastre, el líquido arrastrado hacia el plato superior reduce la concentración del líquido del plato (con respecto a los materiales más volátiles). El vapor, por su parte, tendrá una menor concentración, la cantidad neta de transferencia de masa es menor y, por lo tanto, la eficiencia disminuye.

Los efectos del arrastre se incrementan, al: a) Disminuir el espaciamiento entre los platos, b) Incrementarse la velocidad superficial del vapor, c) Incrementar la altura del derramadero, d) Incrementarse el flujo del líquido, e) Incrementarse la densidad del vapor, f) Disminuir la tensión superficial del líquido, g) Disminuir la trayectoria de flujo del líquido, h) Incrementar el diámetro de las perforaciones.

2) Arrastre de vapor en el líquido.

Este tipo de arrastre no es tan común como el citado anteriormente, consiste en la oclusión de vapor en el líquido y se presenta cuando la espuma es arrastrada por el líquido por que el vapor del líquido arreado no se separa de éste en la bajante y es arrastrado el plato inferior, o cuando el vapor arrastra la espuma hasta el plato superior.

El vapor conteniendo una mayor proporción de componentes volátiles que el líquido del plato, diluye al líquido con respecto a los componentes más pesados y reduce la eficiencia de la separación.

El arrastre se incrementa cuando aumentan las cargas de vapor o del líquido, cuando se incrementa la viscosidad del líquido, cuando se incrementa la altura del derramadero, cuando se manejan sistemas espumantes y al incrementarse la densidad del vapor.

Es posible reducir la cantidad de vapor arrastrado por el líquido al colocar la última fila de válvulas a una distancia tal del derramadero de salida que haya una menor tendencia a que el vapor sea atrapado por el líquido. Además debe darse suficiente volumen a las bajantes para que el vapor tenga tiempo de separarse del líquido arreado.

1.4.9.- INUNDAMIENTO.

Una columna de destilación se empezará a inundar de líquido en cualquier punto donde los flujos del líquido y/o vapor resulten mayores que la capacidad del equipo. No puede decirse que una columna está inundada por exceso de líquido o por demasiado vapor pues el inundamiento es una combinación de los dos flujos en alguna relación crítica. El inundamiento puede ser causado por una de las siguientes razones:

Si se tiene una elevada caída de presión total de vapor a través del plato, la retención de líquido en la bajante puede resultar excesiva y provocar el inundamiento.

El arrastre excesivo puede causar inundamiento. El líquido arrastrado de cualquier plato a uno superior regresará a través de la bajante, recirculándose, con lo cual se incrementa la carga de líquido que maneja el plato y las bajantes, diseñadas para menores flujos, serán incapaces de manejar la nueva carga, por lo que la columna se inundará. El arrastre generalmente es por acarreo de gotas de líquido en el vapor, pero puede deberse a que el nivel de la espuma formada alcance al plato superior, condición conocida como "priming".

Un diseño inadecuado del sistema de distribución de la alimentación o del reflujó, obstrucciones al paso del líquido a través de las bajantes o al vapor a través de las válvulas, un mal diseño del sistema plato de fondos rehervidor, o un sistema de control ineficiente también pueden causar el inundamiento

Una columna se inunda principalmente cuando se exceden los vapores máximos permitidos de la retención del líquido en la bajante y del arrastre. Es por ello que se evalúan para checar el diseño hidráulica de la torre.

El inundamiento de una torre se caracteriza porque se presentará un súbito incremento en la caída de presión y una marcada disminución en la eficiencia.

1.4.10.- FACTOR DE INUNDAMIENTO.

Es el máximo porcentaje del inundamiento por arrastre permitido por el diseño.

Relaciona las cargas de diseño o de operación a las cargas en el punto de inundamiento. Para sistemas no espumantes, Glitsch recomienda emplear un 82% mientras que Koch sugiere el 85% para el diseño.

Para sistemas espumantes conviene emplear el 80% y con sistemas a vacío 77% de inundamiento.

Las columnas con diámetros menores a 3 pies deben tener un factor de inundamiento 10% menor que los anteriormente mencionados.

Factores de inundamiento mayores que los señalados pueden provocar un excesivo arrastre y/o que la columna dimensionada resulte pequeña y no pueda operar eficientemente. Por lo contrario, con factores de inundamiento demasiado bajos se tendrá una columna sobrada.

Con los valores señalados se tendrá un arrastre máximo que se recomienda tener en una columna para que opere eficientemente.

1.4.11.- PORCENTAJE DE INUNDAMIENTO POR ARRASTRE

Es la carga de diseño expresada como un porcentaje de la carga de vapor en el punto de inundamiento.

La carga de diseño es el flujo de líquido o mezcla líquido-vapor alimentado, el cual puede ser equivalente al flujo normal o con un porcentaje adicional, referido al flujo normal (usualmente del 10-20%).

1.4.12.- PLATOS CRÍTICOS

Una vez que se han establecido las condiciones de operación de la columna y se cuenta con los flujos y propiedades del líquido y vapor que maneja cada uno de los platos, puede iniciarse el diseño de los internos de la columna. Para ello deberán considerarse los platos que manejen las cargas máxima y mínima dentro de cada una de las zonas de la columna, los platos que manejan estas cargas se conocen como platos críticos.

Se entiende por zona en una columna al grupo de platos o de etapas de equilibrio en la cual los flujos de líquido, de vapor así como las propiedades físicas son prácticamente constantes. Se fijan las zonas conteniendo platos de características similares, igual número de pasos, iguales áreas abierta, activa y de bajantes siendo estas dos últimas iguales a las mayores requeridas por los flujos de la zona.

Una columna sencilla con una sola alimentación generalmente tendrá dos zonas situadas sobre y bajo el plato de alimentación; los platos críticos comúnmente son el de domos, los situados sobre y bajo la alimentación y el plato de fondos.

Columnas con varias alimentaciones o extracciones tendrán varias zonas.

1.4.13.- DIÁMETRO DE LA COLUMNA.

El diámetro de la columna puede estimarse por medio del factor de capacidad de Souders Brown o su modificación presentada por Fair, dividiendo el flujo de vapor por la velocidad máxima permitida por el diseño ($U_{\text{vapor}} \cdot \%F / 100$), relacionándolo posteriormente al área por la cual fluye el vapor.

El diámetro obtenido se redondea al medio pie próximo superior. El diámetro de la columna disminuye al incrementarse el espaciamiento entre los platos. Como el costo de la columna es función del diámetro y del espaciamiento entre los platos, las dimensiones deberán ajustarse para obtener el costo mínimo.

1.4.14.- LONGITUD DE LA TRAYECTORIA DE FLUJO, FPL.

Es la trayectoria libre que recorre el líquido a través del plato desde que sale de la bajante hasta el derramadero de salida.

1.4.15.- NÚMERO DE PASOS

Por número de pasos de un plato se entiende el número de trayectorias que seguirá el líquido al pasar por la superficie de éste.

Así tendremos que en un plato de dos pasos, el líquido fluirá en dos direcciones hacia la o las bajantes que le conducirán al plato inferior.

En general, al emplear platos multipasos se tendrán torres de menor diámetro, pero el área activa decrece conforme se incrementa el número de pasos y con ella la eficiencia al haber menor superficie para el contacto entre las fases, el número de válvulas que puede colocarse es menor y además los platos de muchos pasos requieren de más internos, tinas o charolas, etc., por lo cual tienen menor facilidad de mantenimiento. Sin embargo, para platos de gran diámetro un plato multipasos puede ser más eficiente que uno de un paso debido a que éste tenderá a formar canalizaciones del flujo de líquido dejando inactivas algunas zonas del plato; por lo tanto, para platos muy grandes se recomiendan multipasos, excepto para servicios a vacío pues pueden ocasionar una mayor caída de presión que los platos de un paso a causa de que tendrán menor área abierta y mayor caída de presión del plato seco.

En los platos multipasos el área activa de cada uno de los platos debe ser la misma para que fluya a través de ellos la misma cantidad de vapor. Además deberá ajustarse la longitud de los derramaderos de salida para que sobre ellos pase la misma cantidad de líquido.

Los platos más comúnmente empleados son los de uno y dos pasos. Los de un número mayor de trayectorias se emplean para manejar elevadas relaciones de reflujo L/V en torres de gran diámetro.

I.4.16.- PUNTO DE GOTEO (Weep Point)

Se define como la carga bajo la cual la eficiencia de la transferencia de masa empieza a disminuir notoriamente a causa del goteo del líquido a través del plato porque se impide un buen contacto entre las fases.

I.4.17.- GOTEO (Weeping)

Ocurre cuando el flujo de vapor no es lo suficientemente grande para mantener al líquido sobre la superficie del plato, así que si la parte del líquido fluye sobre el derramadero de salida mientras el resto cae a través de los orificios del plato.

Se presenta cuando la carga hidrostática iguala a la fuerza que lo sostiene sobre el plato, en este punto el líquido empieza a fluir a través de las perforaciones hacia el plato inferior.

El goteo ocurre bajo prácticamente todas las condiciones y para casi todos los tamaños de orificio excepto para aquellos muy pequeños y para líquidos con elevada tensión superficial.

El goteo puede presentarse casi uniformemente en todo el plato o puede estar localizada a la entrada del plato, donde se acumula la mayor cantidad de líquido.

1.4.18.- CAÍDA DE PRESIÓN

Las pérdidas de carga que sufren tanto el líquido como el vapor en una columna de platos, se deben principalmente a las siguientes causas:

El vapor sufre pérdidas por contracción al pasar a través de los orificios del plato y por expansión del vapor al pasar bajo el borde de las válvulas. Pérdidas por formación de remolinos y por fricción, causadas en el cambio de dirección del vapor bajo el disco de la válvula. Además pierde energía, al vencer el peso de la válvula y la carga de líquido sobre ésta, para poder elevar la válvula hasta su posición abierta. Pierde carga para poder fluir a través de la resistencia que le presenta el líquido que rodea a la válvula o si se tratara de un plato perforado para vencer la carga del líquido sobre los orificios. El vapor tiene pérdidas por expansión para formar burbujas y elevarse a través del líquido. Finalmente pierde energía al vencer la resistencia que presentan la tensión superficial del líquido y la carga de la espuma sobre éste.

El líquido tiene pérdidas por fricción al pasar a través de la bajante y del claro bajo ésta cuando desciende al plato inferior, pérdidas inerciales por cambio de dirección en el plato y al salir de la bajante; pérdidas por formación de remolinos, alrededor de las válvulas o en el derramadero de salida al chocar el líquido contra ellos, además sufre pérdidas por contracción y expansión en las bajantes si éstas no tienen una sección transversal uniforme; pérdidas por fricción y remolinos en las paredes de la columna.

I.4.19.- ALTURA DEL DERRAMADERO.

La altura del derramadero es la distancia medida desde la superficie del plato a la parte superior del derramadero.

Al incrementar la altura del derramadero aumenta la profundidad del líquido y por consiguiente también la longitud de la trayectoria para que el vapor burbujee, la retención del líquido y el tiempo para el contacto entre las fases.

Con lo anterior se incrementa la eficiencia pero esto puede hacerse hasta un límite determinado: mientras mayor sea la altura del derramadero mayor es la caída de presión que sufrirá el vapor y se incrementará entonces la retención del líquido en la bajante, pudiendo esto ocasionar inundamiento. Además, la altura sólo podrá incrementarse hasta cierto punto en el cual el espaciamiento efectivo se reduce a tal grado que se empieza a presentar arrastre y éste disminuye la eficiencia de la operación. Este punto está dado generalmente como el 15% del espaciamiento entre los platos.

I.5.- PRESIÓN DE OPERACIÓN.

Las columnas de destilación trabajan en un rango muy amplio de presiones. En la industria petrolera, por ejemplo, las presiones varían en un rango de 1 a 400 psia.

Los principales factores que fijan la presión de operación son la volatilidad relativa de los componentes a separar y la temperatura de los medios de enfriamiento y calentamiento disponibles en la planta, generalmente agua y

vapor ; otros factores importantes son la estabilidad térmica de los productos y sus temperaturas críticas. En general puede decirse que la presión de operación de la columna dependerá del medio de enfriamiento para la condensación. Se utilizan acercamientos, entre la temperatura de entrada del medio de enfriamiento y la temperatura de salida del condensador, del siguiente orden : 10 a 20°F con refrigerantes como propano ó propileno, 10 a 35°F cuando se emplea agua de enfriamiento y de 35 a 90°F cuando se utiliza aire.

Trabajar a presiones altas incrementa las temperaturas del domo y fondo, permitiendo condensar materiales volátiles empleando únicamente agua como medio de enfriamiento. A bajas presiones la volatilidad relativa de las sustancias se incrementa haciendo más sencilla la destilación.

I.6.- AHORRO DE ENERGÍA MEDIANTE EL USO DE BOMBAS DE CALOR.

Los procesos de destilación son los mayores consumidores de energía en procesos petroquímicos y de refinación. Debido a su simplicidad, constituye la operación de separación más ampliamente usada. Los sistemas clásicos de destilación emplean fuentes independientes de calor tales como vapor o aceite de calentamiento para el rehervidor, agua de enfriamiento o refrigeración para los vapores del domo y corrientes de proceso. Los vastos incrementos en el costo de la energía durante los últimos años han ocasionado que se tienda hacia el uso de sistemas más eficientes en el uso de energía, los cuales,

aunque más complejos, minimizan la necesidad de fuentes externas de energía.

En muchos casos, el consumo energético, existente en plantas de procesamiento que involucran la destilación, puede ser reducido mediante :

- Mejoramiento de las condiciones de operación : por ejemplo, precalentando la alimentación con las corrientes de productos.
- Reduciendo el reflujo mediante el aumento del número de platos, si esto no implica mayores gastos de operación
- Disminuyendo las diferencias de temperaturas en los cambiadores de calor.
- Instalación de empaques de alta eficiencia.
- Integración calorífica.

Sin embargo, una mayor reducción energética puede ser lograda solo mediante la recuperación del calor extraído a los vapores del domo de la columna (ver fig. 1.1). A continuación se muestra como puede ser logrado esto :

1.- Con columnas acopladas (ver fig. 1.2), el calor disponible en los domos de una de las torres es usada para calentar los fondos de la otra. La energía suministrada es inversamente proporcional al número de columnas acopladas. Este diseño es a menudo factible para la separación de hidrocarburos ligeros o compuestos de bajo punto de ebullición.

2.- **Recompresión de vapor con un fluido de trabajo intermediario.** La figura I.3 muestra un esquema que incluye un ciclo cerrado en el cual un fluido se vaporiza por medio del intercambio de calor con los vapores del domo de la columna en el condensador. Después de la compresión, el calor del fluido de trabajo se intercambia en el rehedidor, este fluido puede subenfriarse con intercambio de calor adicional con la alimentación, lo que mejora la operación global del sistema. El fluido de trabajo se selecciona considerando la temperatura y presión de operación; en muchos casos el agua es el fluido empleado. Esta configuración es para cuando el producto de domos es corrosivo, o para aplicaciones donde la presión del domo de la torre es baja y al utilizar cualquier otro esquema se requerirían equipos muy grandes para realizar la compresión.

3.- **Compresión de los productos de fondo.** Los fondos líquidos se expanden a través de una válvula de estrangulación, dándose una evaporación parcial. Los vapores del domo de la columna se condensan en el cambiador de calor cediendo su calor latente para la evaporación de los productos del fondo (ver fig. I.4). Este ciclo de bomba de calor es apropiado donde el producto de los domos no está disponible para la compresión, por ejemplo, cuando está cerca de su punto crítico.

4.- En el caso de la bomba de calor con recompresión directa de vapor (VRC), el calor de los domos es transferido a los fondos por el vapor. El vapor es comprimido a alta temperatura, por lo que esta energía puede ser cedida en el rehedidor para la evaporación de los líquidos del fondo (ver fig. I.5).

Dependiendo del proceso, las condiciones de operación y las consideraciones económicas, uno de los métodos anteriores ofrece mejores ventajas. La destilación con bombas de calor es más económica que la destilación convencional cuando los ahorros de energía generados compensan el incremento de costo de inversión del sistema con bomba de calor. Los mejores candidatos para ser separados por el método VRC son las mezclas con volatilidades relativas cercanas, que conducen a diferencias de temperatura pequeñas entre el domo y el fondo de la columna, que traerá como consecuencia un gran número de etapas de separación y altas relaciones de reflujo requeridas; otra ventaja es que la columna puede operar a temperaturas y presiones abajo de las normalmente establecidas por el agua de enfriamiento y el aire ambiente, mejorando así las volatilidades relativas de los componentes y haciendo la separación más fácil, por ejemplo, fraccionamientos de etileno-etano y propileno-propano.

Considerando que estamos manejando propano-propileno desarrollaremos un esquema VRC, como el de la figura 5, ya que cumple con las características para la aplicación de este esquema. En el que los vapores del domo primero se comprimen a una presión correspondiente a una temperatura de saturación más alta que la de los fondos de la torre.

Los vapores comprimidos son entonces condensados en el rehervidor. El condensado resultante se usa para reflujo y una parte sale como producto. La energía y los requerimientos de servicios auxiliares se reducen significativamente comparados con el sistema de destilación convencional que consume relativamente grandes cantidades de vapor y agua de enfriamiento.

En el sistema de la bomba de calor, el agua de enfriamiento se requiere en cantidades modestas, utilizándose energía externa (electricidad o vapor) para manejar el compresor. Los requerimientos de energía totales para la bomba de calor pueden ser menos de la mitad de los requeridos para un sistema de destilación convencional.

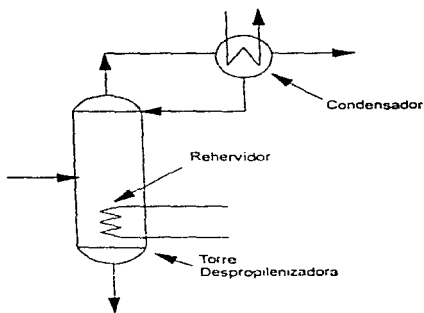


Fig. 1.1. Destilación Convencional.

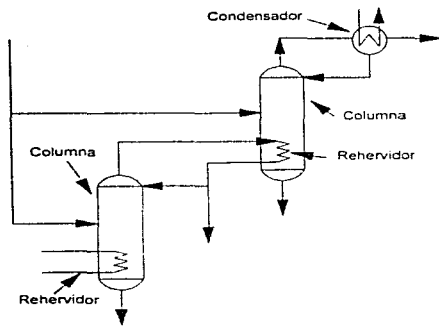


Fig. 12. Columnas Acopladas.

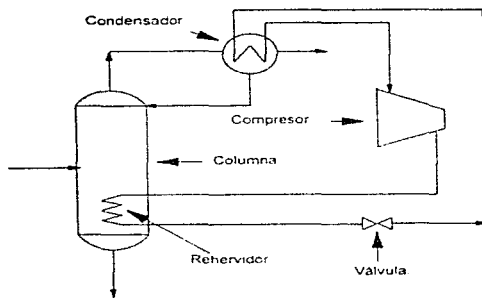


Fig. 13. Bomba de calor con circuito auxiliar.

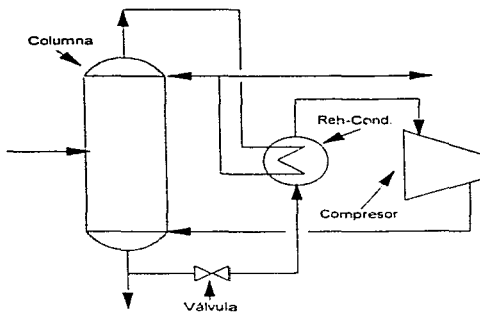


Fig. 1.4. Bomba de calor con compresión de productos de fondos.

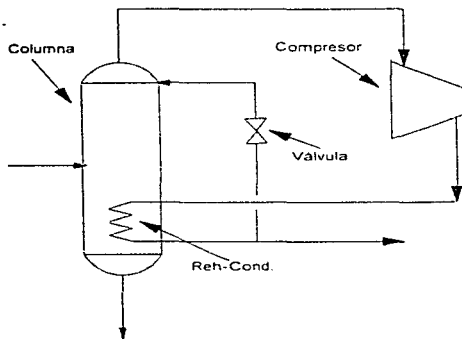


Fig. 1.5. Bomba de calor con compresión de vapores de domos.

CAPÍTULO II

DESARROLLO DEL ESQUEMA DE LA TORRE FRACCIONADORA

Como consecuencia de los aumentos de capacidad de procesamiento de la FCC No.1 y FCC No.2, la producción de propano-propileno se verá incrementada de 4,000 a 6,000 BPD y de 3,475 a 4,170 BPD, respectivamente. Se crea la necesidad de manejar una nueva carga de alimentación a la Torre Despropilinizadora (T-1) de 10,170 BPD.

De no llevarse a cabo ninguna medida para incrementar la capacidad de la torre existente seguirá procesando únicamente 4,000 BPD y los restantes 6,170 BPD se venderán como propano-propileno. En el trabajo que se presenta se propone procesar esta nueva alimentación en dos columnas fraccionadoras con la adición de sistemas de ahorro de energía, lo cual nos dejaría reducciones sustanciales en gastos de operación debido al ahorro en el consumo de servicios auxiliares, redundando a final de cuentas en un incremento considerable de las utilidades, en lo referente a la comercialización de este producto.

A continuación se presentan el esquema actual de procesamiento con 4,000 BPD y el esquema propuesto para el manejo del nuevo volumen de alimentación, 10,170 BPD. Posteriormente se efectuará un análisis económico comparativo entre las dos situaciones mencionadas.

II.1.- CONDICIONES ACTUALES DE LA TORRE FRACCIONADORA

II.1.1.- DESCRIPCIÓN DE PROCESO DE LA FRACCIONADORA EXISTENTE DE PROPANO-PROPILENO.

El objetivo de la torre fraccionadora, también conocida como torre despropilenizadora, es el de recuperar el propileno de una corriente de propano-propileno proveniente del domo de la columna despropanizadora que está ubicada en la Planta de Desintegración Catalítica Fluida (FCC).

El diagrama de flujo de la planta y el balance de materia y energía, se presentan en el DFP No. 1.

El flujo de alimentación de diseño es de 4000 BPD con una composición de propileno de 66 % mol, propano 32 % mol, y pesados 2 % mol.

La Torre Despropilenizadora (T-1) consta de 125 platos de válvula de dos pasos y la alimentación se efectúa normalmente en el plato 84, aunque existen facilidades para hacerlo en el 80 u 88.

La corriente de propano-propileno de almacenamiento y la proveniente del domo de la torre despropanizadora llegan al Tanque de Balance (D-1) a control de nivel, del cual se bombea la carga mediante la Bomba de Alimentación (P-1) a control de flujo, al plato número 84 de la Torre Fraccionadora (T-1) a 110°F y 319 Psig.

Por el fondo de la torre se obtiene una corriente de propano con una pureza de 90 % mol a 142°F y 301 Psig, una parte de esta corriente se manda a límites de batería a control de nivel y la otra se envía al Rehervidor de Fondos (E-2AB) retornando una mezcla líquido-vapor a la torre con el fin de proporcionar la energía requerida para llevar a cabo la separación de los compuestos en la columna. La temperatura del fondo se controla mediante la admisión de vapor al Rehervidor (E-2AB).

De el domo de la Torre Despropilenizadora (T-1) se obtiene una corriente de vapor la cual se lleva a el Condensador de la Torre Fraccionadora (E-1AF) y el efluente pasa al Acumulador de Reflujo (D-2).

El propileno líquido se envía por medio de la Bomba de Reflujo (P-2) hacia dos destinos:

El primero es el reflujo al plato 1 de la torre y éste se envía a control de flujo en cascada con el control de nivel del Acumulador de Reflujo (D-2).

El segundo es el almacenamiento de producto, enviándose a control de flujo en cascada con el control de presión diferencial. Esta corriente sale con un pureza de 96.1 % mol de propileno, a 121°F y 286 Psig.

El consumo de servicios auxiliares de este esquema se presenta en la tabla II.1.

Tabla II.1.- Servicios Auxiliares		
Condensador (E-1AF)	Carga Térmica 57.2024 E6 BTU/hr	Agua de Enfriamiento (2) 4,576 gpm
Rehervidor (E-2AB)	Carga Térmica 57.617 E6 BTU/hr	Vapor (1) 63,108 lb/hr
	Potencia	Energía Eléctrica
Bomba de Alimentación (P-1)	12.4 HP	10.27 KWH
Bomba de Reflujo (P-2)	150 HP	124.28 KWH

(1) El vapor saturado utilizado tiene las siguientes características :

$$P = 50 \text{ Psig y } T = 298^{\circ}\text{F.}$$

(2) El agua de enfriamiento esta disponible a las siguientes condiciones :

$$P = 64 \text{ Psig, } T_{\text{ent}} = 90^{\circ}\text{F y } T_{\text{sal}} = 115^{\circ}\text{F.}$$

COMPONENTE	SIN FLUJO		SIN FLUJO		SIN FLUJO	
	demanda	oferta	demanda	oferta	demanda	oferta
CLORO	154	289	229	353	410	386
PROPANO	148.35	283.37	223.33	348.34	403.33	379.34
PROPANO	210.77	233.22	218.23	240.26	225.28	248.29
PROPANO	113	333	133	353	153	373
TOTAL	374.12	745.73	473.89	743.63	558.73	734.06
T (T3)	212	266	233	287	310	364
P (P1+P2) (T)	275.1	275.1	263.56	263.56	263.56	263.56
T (T3) (P)	188.01	201.7	214.13	227.84	231.09	244.8
T (P)	188.01	201.7	214.13	227.84	231.09	244.8
T (T3) (P)	188.01	201.7	214.13	227.84	231.09	244.8
T (T3) (P)	188.01	201.7	214.13	227.84	231.09	244.8
T (T3) (P)	188.01	201.7	214.13	227.84	231.09	244.8

LISTA DE EQUIPO

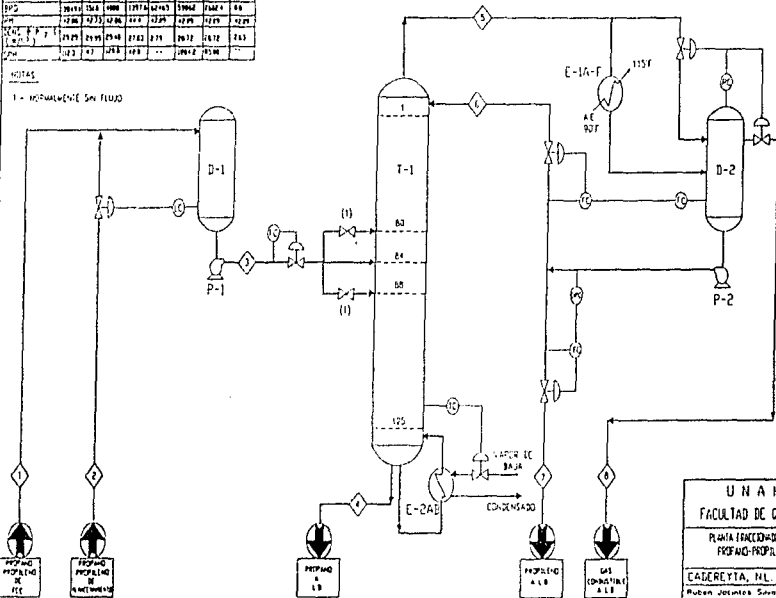
CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
T-1	TORRE DESPOLIMERIZADORA	$\phi = 12.5 \text{ M}$, $L_{T-1} = 18.0 \text{ M}$
E-14F	CONDENSADOR DE LA TORRE FRACCIONADORA	$\phi = 57.20266 \text{ BTU/h}$
E-24D	REHEMORDEO DE LA TORRE FRACCIONADORA	$\phi = 57.20266 \text{ BTU/h}$

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
D-1	TANQUE DE BALANCE	$\phi = 7.5 \text{ M}$, $L_{D-1} = 21.5 \text{ M}$
D-2	ACUMULADOR DE REFLUJO	$\phi = 8.5 \text{ M}$, $L_{D-2} = 21.5 \text{ M}$
P-1	BOMBA DE ALIMENTACION	$F = 135 \text{ gpm}$, $\Delta P = 120.3 \text{ psi}$
P-2	BOMBA DE REFLUJO	$F = 2161.7 \text{ gpm}$, $\Delta P = 25 \text{ psi}$

NOTAS

T = NORMALMENTE SIN FLUJO



UNAH
FACULTAD DE QUIMICA
PLANTA PROPANERA Y
PROPANO-PROPILENO
CADREYTA, NL.
PUEBLO JOSEMA SARR
DFP 1

II.2.- PROPUESTA DE LA COLUMNA FRACCIONADORA CON BOMBA DE CALOR.

Debido al aumento de carga a procesar en la planta de la Torre Fraccionadora y a la encomienda de ahorro de energéticos, hay varios aspectos que se deben considerar para el acondicionamiento de la planta.

Para lograr el ahorro de energéticos consumidos en planta se adicionará una Bomba de Calor que aligerará los gastos de operación por este concepto.

Al adicionar la Bomba de Calor por recompresión de vapores de domos, podemos manejar presiones de operación (Pop) diferentes a la usada normalmente, ya que la presión de operación de la torre no esta determinada por el medio de enfriamiento disponible para usarse en el condensador, de acuerdo a lo mencionado en el inciso I.5. Al bajar la presión, la separación de los compuestos en la columna se facilita debido a que la volatilidad relativa se incrementa, como consecuencia de ésto la relación de reflujo (RR) manejada en la torre se puede reducir por lo que la inundación (FF) de la fraccionadora disminuye y nos da la flexibilidad de aumentar el volumen de alimentación de la torre manteniendo constante la pureza requerida del producto principal (96.1 % mol Propileno), por lo tanto la carga puede incrementarse hasta llegar al límite máximo permisible de inundación para una torre con platos convencionales, la cual es de 82 %.

Como el incremento de carga sobrepasa por más del doble la capacidad de procesamiento actual de la columna existente, se sugiere la adición de otra torre con las mismas características que la existente. Debido a que las condiciones hidráulicas de la columna nos permiten manejar la mitad de la nueva carga de alimentación. Entonces cada torre manejará 5.085 BPD.

De acuerdo a la evaluación hidráulica realizada a la torre existente (mediante el simulador de procesos PRO II), con las condiciones actuales de proceso se obtiene una inundación de 75.3%, y manejando la mitad del nuevo flujo total, que es de 5.085 BPD, nos resulta una inundación de 74.5%, el cual se considera aceptable para operar la torre.

De esto último se infiere que adicionando una torre similar a la existente se maneja la nueva carga de procesamiento, respetando los requerimientos de la separación así como los criterios hidráulicos de diseño de una torre fraccionadora.

Al dejar las torres con estas características se verá que disponen de la flexibilidad para manejar un nuevo volumen de alimentación que en un futuro pueda existir.

Para definir el arreglo de procesamiento, se realizará la simulación del proceso variando la presión de operación (Pop) y la relación de reflujo (RR), cuidando varios aspectos, que son : obtener el propileno, producto de interés, con la misma pureza hasta ahora obtenida de 96.1 % mol, verificando que la inundación de la torre no exceda los límites máximos permisibles.

El esquema de la Bomba de Calor que puede suministrar, tanto a la corriente de reflujo como a la de producto, las características y condiciones requeridas por el proceso, es (fig. II.1):

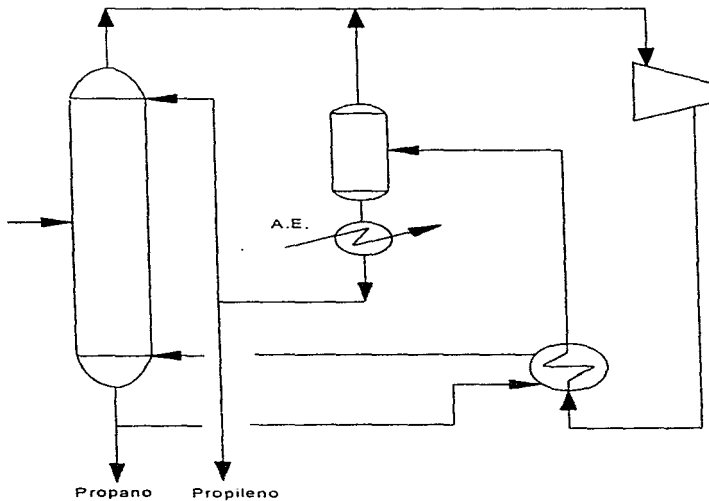


Fig. II.1 Bomba de Calor con Recompresión de Vapor

II.2.1.- ADICIÓN DE LA BOMBA DE CALOR A LA FRACCIONADORA.

Realizando la simulación del proceso con el simulador PRO II (Simulation Sciences Inc.), se tiene que definir la columna fraccionadora aislada de los demás equipos y a las condiciones de la torre existente. Tomar una pseudocorriente (TFLOW) del plato número dos de la columna y numerar esta corriente que es rica en propileno. Con ésto se inicia el análisis de los esquemas de la Bomba de Calor.

Para el análisis del arreglo, se muestra a continuación el algoritmo a seguir :

1 .- Simular la torre (T-1, T-11) a una Pop menor que la de diseño .

1.a.- Ajustar la relación de reflujo (RR) lo suficiente para mantener la pureza requerida de propileno (96.1 % mol).

1.b.- Verificar que el factor de inundación (FF) no sea mayor de 82 %.

1.c.- Tomar la temperatura de reflujo (Trefl).

Repetir desde el punto 1 hasta que la Trefl. sea 110°F, ya que el enfriamiento final es con agua (fig. II.2).

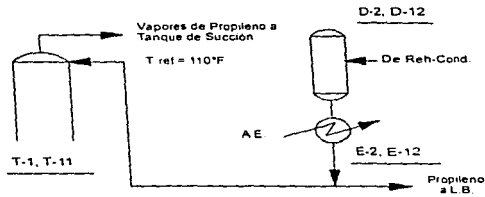
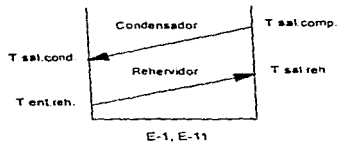


Fig. II. 2. Temperatura de Reflujo

2.- De los resultados obtener la temperatura de entrada y salida del rehervidor de la corriente de fondos ($T_{ent.reh.}$ y $T_{sal.reh.}$) y la carga térmica del rehervidor ($Q_{reh.}$).Fig. II.3.

Fig. II.3 $T_{ent.reh.}$ y $T_{sal.reh.}$

3.- Adicionar la Bomba de Calor, es decir,

3.a.- En el compresor (C-1, C-11) asignar una presión de salida que nos de una temperatura de descarga tal que la corriente de vapores proporcione la carga térmica del rehervidor.

3.b.- La presión de salida del acumulador de reflujo (D-2, D-12) se determina en función de la presión requerida por el producto y el reflujo.

3.c.- Fijar en el enfriador de ajuste (E-2, E-12) la temperatura de salida del propileno, ésta debe ser de 110°F. Puesto que el enfriamiento final se efectuará con agua de enfriamiento disponible a 90°F, y el mínimo acercamiento de temperaturas es de 20°F. Ésto se ilustra en las figuras II.4a y II.4b :

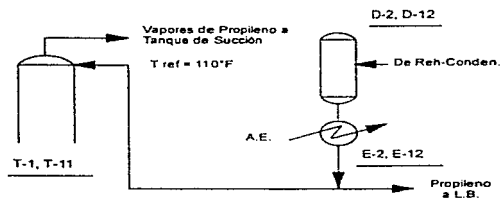
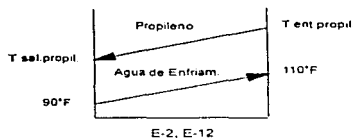


Fig. II.4a Delta de Temperaturas



$$\Delta T = T \text{ sal propil.} - T \text{ ent agua} = 20^{\circ}\text{F}$$

Fig. II 4b Delta de Temperaturas en el Reh-Condensador

En nuestro caso, al simular la torre fraccionadora a diferentes presiones de operación variando la relación de reflujo para mantener la pureza especificada, se obtuvieron los resultados de la tabla II.2:

Pop (lb/in ² abs.)	RR	Pureza Propileno	Inundación (%)	Trefl. (°F)
300.4	23	96.1	75.3	121.4
262.8	17.72	96.1	74.5	110.4
200.8	14.51	96.1	62.6	89.4

Aquí el punto crítico a cuidar es que el acercamiento de temperaturas en el enfriador (E-2, E-12) por el lado de fluidos fríos sea de 20°F, ya que el enfriamiento del propileno se efectuará con agua. Este gradiente de temperaturas se debe a las características de nuestro cambiador de calor.

Así resulta que la Pop a la que se debe trabajar la torre es de 262.8 lb/in² con una RR de 17.72 para mantener una pureza de 96.1 % mol de propileno con una alimentación de 5,085 BPD.

El consumo de servicios auxiliares se muestra en la tabla II.3 :

Tabla II.3		
Servicios Auxiliares		
	Carga Térmica MMBTU/hr	Agua de Enfriamiento (1) gpm
Enfriador de Ajuste (E-2, E-12)	16.194	1,627
	Potencia HP	Energía Eléctrica KWH
Bomba de Alimentación (P-1R, P-2)	22.1	18.3
Compresor (C-1, C-11)	6,554	5,431

(1) El agua de enfriamiento esta disponible a las siguientes condiciones :

Pent = 64 Psig, Tent = 90°F y Tsal = 115°F.

Para nuestro caso de estudio, el esquema con la Bomba de Calor es como se ilustra en el diagrama de flujo de proceso número 2, con el balance de materia y energía, que se encuentra en el anexo A-1.

II.3.- CONSUMO DE ENERGÉTICOS.

Al observar los consumos de energéticos de los procesos descritos anteriormente, notamos una gran diferencia entre los requerimientos de agua

de enfriamiento, vapor de agua y energía eléctrica entre ellos, según la tabla II.4 :

Tabla II.4		
Consumo de Energéticos		
Servicio	Actual	Propuesta
Energía eléctrica (Kw/año)	1'065,636	43'160,198
Agua de enfriamiento (m ³ /año)	8'232,124	2'928,341
Vapor de baja (Ton/año)	226,710	---

Como se observa en la tabla anterior, las diferencias en los requerimientos energéticos son muy sustanciales, principalmente en los servicios de electricidad y de agua de enfriamiento. Estas diferencias repercutirán enormemente en los gastos de operación (como se verá en el siguiente capítulo), puesto que son los servicios más caros que tenemos, principalmente el agua de enfriamiento.

COMENTARIO	◇		◇		◇		◇	
	Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No.	Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No.	Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No.	Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No.	Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No.	Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No.	Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No.	Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No. Unidad/No.
(TANQ)	23P	23M	23A	23AN	23P	23M	23A	23AN
PROPI. ENG	201.00	100.00	201.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
PROPI. MEC	210.00	105.00	210.00	105.00	105.00	105.00	105.00	105.00
PROPI. ELEC	100.00	50.00	100.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
PROPI. CIV	100.00	50.00	100.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
P. (m/An)	275.77	137.88	275.77	137.88	137.88	137.88	137.88	137.88
P. (m/M)	137.88	68.94	137.88	68.94	68.94	68.94	68.94	68.94
SPD	6000	3000	6000	3000	3000	3000	3000	3000
W	12.00	6.00	12.00	6.00	6.00	6.00	6.00	6.00
W (m ² /P. P. T. (m ² /P. T.))	27.00	13.50	27.00	13.50	13.50	13.50	13.50	13.50
SPH	24.6	12.3	24.6	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3

NOTAS

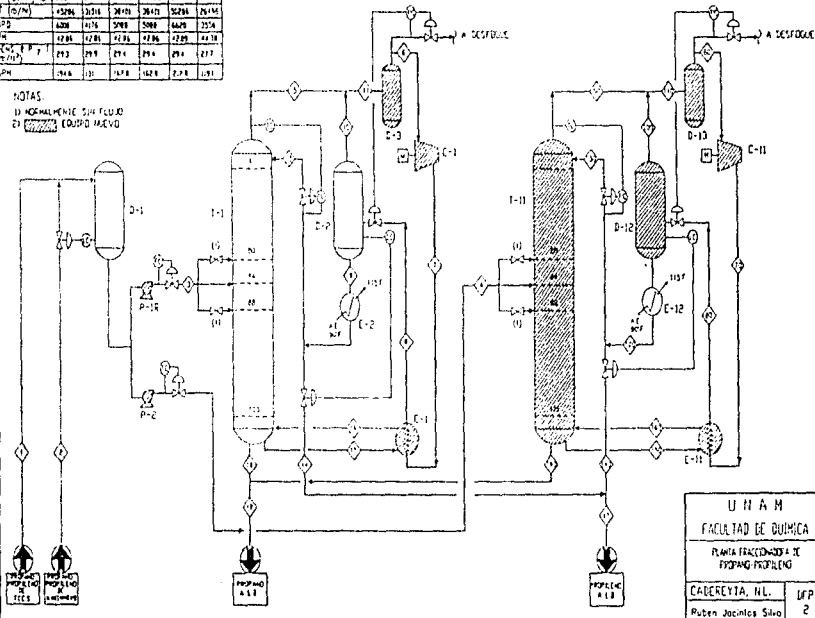
- 1) NORMALMENTE SIN FLUIDO
2) EQUIPO TAREADO

LISTA DE EQUIPO

EQUIPO	SERVICIO	CARACTERISTICAS
T-1, T-11	TORRE	D = 12.5 ft. L _{T-1} = 150 ft.
	DESFOFOSIGENAZORA	
E-1, E-11	REFRIGERACION-CONDENSADOR	D = 60.376 pulgadas
E-2, E-12	CONDENSADOR DE AGUA	D = 60.977 pulgadas
C-1, C-11	COMPRESOR	F = 2773 RPM, P ₁ = 10277 in ²

LISTA DE EQUIPO

EQUIPO	SERVICIO	CARACTERISTICAS
D-1	TANQUE DE BALANCE	D = 7.5 ft. L _{T-1} = 180 ft.
D-2	ACUMULADOR DE REFLUJO	D = 8.5 ft. L _{T-1} = 24.5 ft.
D-12	ACUMULADOR DE REFLUJO	D = 8.5 ft. L _{T-1} = 22.5 ft.
D-3, D-13	TANQUE DE SUCCION	D = 10 ft. L _{T-1} = 30 ft.
P-1A, P-2	BOMBA DE ALIMENTACION	F = 182.5 gpm, DP = 84 psi.



U N I T A M	
FACILIDAD DE QUIMICA	
PLANTA FABRICADORA DE FORMALDEHIDO	
CABREYTA, N.L.	D/P
Ruben Jimenez Siles	2

CAPÍTULO III

EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación económica se efectuó comparando el caso actual de la columna fraccionadora contra el caso propuesto en este trabajo de la fraccionadora con bomba de calor por recompresión de vapor.

III.1.- BASES ECONÓMICAS

La propuesta para el incremento de capacidad y ahorro energético de la planta fraccionadora propano-propileno de la refinería " Hector Lara Sosa " de Cadereyta, N.L., descrita anteriormente, se analizó económicamente bajo los siguientes aspectos :

El análisis económico fue realizado con precios promedio de 1996, en dólares americanos para un horizonte de planeación de 20 años.

III.2.- INVERSIÓN

El estimado de inversión a límites de batería incluye los siguientes conceptos :

- Equipo de proceso

- Materiales (tubería, concreto, acero, instrumentos, aislamiento y pintura)
- Instalación y montaje
- Indirectos de construcción
- Administración.

A continuación se desglosa la inversión necesaria para el trabajo propuesta :

Clave	Descripción	Costo (USD)
T-11	Torre Fraccionadora	1'755,691
C-1	Compresor	960,237
C-11	Compresor	960,237
E-1	Cambiador Rehervidor-Condensador	121,000
E-11	Cambiador Rehervidor-Condensador	121,000
D-3	Tanque de Succión	130,446
D-13	Tanque de Succión	130,446
D-12	Tanque Acumulador de Reflujo	170,272
P-1	Bomba de Carga	6,663
P-1R	Bomba de Carga	6,663
P-2	Bomba de Carga	6,663

	Inversión Total (USD)	4'369,318

La evaluación de los costos de cada equipo realizada con el programa de cálculo Questmate, se encuentra en el anexo A-2. En esta evaluación se toman en cuenta todos los conceptos enumerados al inicio de este inciso.

III.3.- COSTOS ANUALES

Los costos anuales están integrados por los siguientes conceptos :

III.3.1.- Materia prima

Concepto	Consumo (Bls/año)	Precio (USD/Bl)	Costo Total (USD/año)
Propuesta			
Propano-Propileno	3'358,080	16.09	54'031,507
Actual			
Propano-Propileno	3'358,080	16.09	54'031,507

III.3.2.- Servicios Auxiliares

Concepto	Unidad	Consumo	Precio (USD/unidad)	Costo Total (USD/año)
Propuesta				
Energía eléctrica	KW/año	43'160,198	0.03	1'294,806
Agua de enfriamiento	m ³ /año	2'928,341	0.55	1'610,587
TOTAL				2'905,393
Actual				
Energía eléctrica	KW/año	1'065,636	0.03	31,969
Agua de enfriamiento	m ³ /año	8'232,124	0.55	4'527,668
Vapor de baja pres.	Ton/año	226,710	7.123	1'614,855
TOTAL				6'174,492

III.3.3.- Mano de obra

La mano de obra requerida para operar esta planta, de acuerdo con criterios de operación del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), es de dos ingenieros de operación, 1 ayudante y 4 de guardia.

III.3.4.- Mantenimiento

Fue estimado para los primeros cinco años como el 2.5 % anual respecto a la inversión, para los siguientes cinco años 3.75 % y para los años restantes el 5 %, de acuerdo a criterios del IMP.

III.3.5.- Indirectos de planta

Se consideró el 1.5 % de la inversión por año, tomando en cuenta los criterios del IMP.

III.4.- INGRESOS

Se consideraron los siguientes productos

Descripción	Producto (Bls/año)	Precio (USD/Bl)	Venta Total (USD/año)
Propuesta			
Propileno	2'184.985	23.605	51'576,571
Propano	1'173.095	18.009	21'126,268
TOTAL			72'702,839
Actual			
Propileno	858,825	23.605	20'272,564
Propano	461,175	18.009	8'305,301
Propano-Propileno	2'038.080	16.09	32'792,707
TOTAL			61'370,572

III.5.- TASA DE DESCUENTO

Tasa de descuento en términos reales 10%, de acuerdo a criterios del IMP.

III.6.- VALOR DE RESCATE

Valor de rescate igual a cero.

III.7.- COSTOS

Los costos utilizados en el presente trabajo se describen en la tabla siguiente :

Concepto	Unidad	Costo	Fuente
Propano-Propileno	USD/BI	16.09	Precio promedio 1996 interorganismos
Propileno	USD/BI	23.605	Precio promedio 1996 interorganismos
Propano	USD/BI	18.009	Precio promedio 1996 interorganismos
Energía eléctrica	USD/KW	0.03	Precio promedio 1996 interorganismos
Agua de enfriam.	USD/m ³	0.55	Precio promedio 1996 interorganismos
Vapor de baja pres.	USD/Ton	7.123	Precio promedio 1996 interorganismos

III.8.- RESULTADOS

Los resultados del análisis diferencial de la propuesta elaborada respecto al caso de operación actual son los siguientes :

	Inversión (MM USD)	T.I.R. (%)	P.R.I. (Años. Meses)	V.P.N. (MM USD)
Propuesta	4.369	189	0,6	68.773

Todos los conceptos anteriores se tomaron en cuenta para realizar el análisis diferencial de los dos casos de operación de la torre, estos datos y resultados se encuentran en el estado próforma reportado en el anexo A-3.

En el estado próforma se observan todos los puntos y criterios considerados para el análisis diferencial del presente trabajo.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

Debido a los aumentos de capacidad de las FCC's No. 1 y No.2 de la Refinería de Cadereyta N., L., la nueva alimentación que se tiene en la planta fraccionadora de propano-propileno es de 10,170 BPD. Lo cual representa un aumento del 254% de la capacidad de la torre existente, el cual no se puede procesar en esta torre ni aún con el cambio de internos por unos de alta capacidad, ya sean empaques o platos de alta capacidad, pues éstos permiten incrementar la capacidad de las columnas pero ninguno de ellos logra aumentarla a ese elevado porcentaje.

Por lo tanto se propuso adicionar una torre nueva con las mismas características de la torre existente (los resultados mostrados son por torre, y aplica para cada una de ellas), manejando la mitad de la alimentación por torre y para tener ahorros energéticos se propuso acoplar una bomba de calor a cada columna, con las condiciones de operación mostradas en la tabla IV.1 :

Tabla IV.1	Columna T-1	Columna T-11
Carga (BPD)	5,088	5,088
Pop (lb/in ²) man.	248.17	248.17
RR	17.72	17.72
Qreh (MM BTU/hr)	60.378	60.378

Estas condiciones de operación son menores a las usadas en la torre existente, como se puede ver en la tabla IV.2 :

Tabla IV.2	Columna Existente	Columna T-1 y T-11
Carga (BPD)	4.000	5.088
Pop (lb/in ²) man.	286.31	248.17
RR	23.0	17.72
FF (%)	75.3	74.5
Qreh (MM BTU/hr)	57.617	60.378

Como consecuencia de esta disminución en las condiciones de operación, el consumo de servicios auxiliares se reduce, según la tabla IV.3 :

Tabla IV.3 Servicios Auxiliares		
Servicio	Actual	Propuesta
Energía eléctrica (KW/año)	1'065,636	43'160,198
Agua de enfriamiento (m ³ /año)	8'232,124	2'928,341
Vapor de baja (Ton/año)	226,710	---

La disminución en el consumo de energéticos, trae una reducción considerable en los costos de operación, que nos permite tener utilidades mayores. Al observar los costos de servicios auxiliares (Tabla IV.4) y de operación por barril procesado (Tabla IV.5) :

	Actual	Propuesta
Costo de servicios auxiliares		
Dólares/Barril procesado anualmente	1.839	0.865

	Actual	Propuesta
Costo total de operación		
Dólares/Barril procesado anualmente	17.97	16.99

Como podemos observar, los costos tanto de operación como de servicios auxiliares por cada barril procesado, disminuyen con el esquema de procesamiento propuesto. Esta disminución de costos, implica mayores utilidades de ganancia, haciéndolo muy atractivo para los inversionistas (para observar los cálculos realizados para estos costos ver el Anexo 4).

Así mismo, la disminución en el consumo de energéticos permite una reducción en el costo de servicios auxiliares del 53%, según la tabla IV.6 :

Servicio	Actual		Propuesta	
	Cantidad	Costo (USD/año)	Cantidad	Costo (USD/año)
Energía eléctrica (KW/año)	1'065,636	31,969	43'160,198	1'294,806
Agua de enfriam. (m ³ /año)	8'232,124	4'527,668	2'928,341	1'610,587
Vapor de baja p. (Ton/año)	226,710	1'614,855	----	----
TOTAL		6'174,492		2'905,393
Reducción = $(1 - (2'905.393/6'174.492) * 100) = 53\%$				

Y en los costos totales de operación permite una reducción del 5.4% por cada barril procesado anualmente, de acuerdo con la tabla IV.7 :

Tabla IV.7 Costos de operación		
Concepto	Actual (USD/año)	Propuesta (USD/año)
Materia prima	54'031,507	54'031.507
Mano de obra	107,000	107.000
Servicios auxiliares	6'174,492	2'905,393
TOTAL	60'312,999	57'043,900
Reducción = $(1 - (57'043,900/60'312,999) * 100) = 5.4\%$		

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

En las refinerías, el proceso de separación más ampliamente usado es la destilación, por ser uno de los procesos de separación más sencillos. Sin embargo, es un proceso que tiene altos consumos de servicios auxiliares, haciéndolo muy costoso.

Para disminuir los costos por concepto de consumo de energéticos se puede implementar una bomba de calor con recompresión de vapor a la columna de destilación, la que permite tener ahorros significativos, ya que consiste en el uso del calor latente extraído a los vapores de los domos para ser cedido a los fondos de la columna, eliminándose de esta forma la necesidad de usar algún medio de calentamiento en el rehervidor y algún medio de enfriamiento en el condensador de la torre, que en este trabajo es el renglón de mayor monto en los costos de operación.

En nuestro trabajo, para que la planta fraccionadora pueda manejar la nueva carga de alimentación de propano-propileno de 10,170 BPD, se propuso adicionar una nueva torre fraccionadora con las mismas características de la columna existente en la planta, ésto a causa de que un cambio de internos de la columna, ya sea por platos o empaques de alta capacidad, no nos ayuda a poder manejar la nueva carga. Entonces cada torre maneja la mitad de la nueva alimentación.

En cada una de las columnas se adicionó una bomba de calor, lo cual permite manejar una relación de reflujo y presión de operación menores a las utilizadas en la torre existente. La reducción de la presión de operación esta en función del acercamiento en el enfriador de ajuste, ya que el enfriamiento final se realiza con agua. Ésto tiene como consecuencia requerimientos energéticos menores a los actualmente consumidos.

El esquema de ahorro de energía fue seleccionado en base a las recomendaciones de la literatura, en la cual se menciona que la destilación de propano-propileno es un ejemplo típico de la aplicación de la bomba de calor con recompresión directa de vapor.

El esquema propuesto para la bomba de calor en cada una de las torres consta básicamente de un compresor, un rehevador, un tanque separador de productos y un enfriador, cada una de las torres trabaja a $P = 248.17 \text{ lb/in}^2$ man. y $T = 110^\circ\text{F}$, la inversión requerida para el proyecto es de 4'369,318 dólares.

El análisis económico del proyecto reporta los siguientes resultados :

	Propuesta	Referencia para el ramo
TIR (%)	189	mín. 35
PRI (Años, meses)	0,6	1,0

Se concluye que este proyecto permite tener grandes ahorros energéticos, manteniendo el producto final con las especificaciones requeridas, manejando

la nueva carga de alimentación y que es viable tanto técnica como económicamente. Permitiendo una reducción en los costos de servicios auxiliares de 53% y en los costos totales de operación de 5.4%.

El presente trabajo cumple con los objetivos definidos al inicio del proyecto, es decir, manejar el aumento de carga de alimentación y conservar la pureza del propileno teniendo ahorros energéticos, mediante la adición de la bomba de calor. Así mismo, este trabajo puede servir como base para un estudio más profundo del proceso de separación de propano-propileno, en el que se puede remplazar los internos de la torre por empaques o platos de alta capacidad que dan mayor área de contacto entre el líquido y vapor mejorando el proceso de separación e implementar tubos high flux en el rehervidor-condensador, que permiten manejar una delta de temperaturas de 5°F, con lo que se requiere un cambiador de menor área de intercambio de calor para satisfacer el intercambio térmico; la combinación de los anteriores podría aumentar la pureza del producto y representar mayor ahorro energético.

BIBLIOGRAFÍA

- Billet R., "Development and Progress in the Design and Performance of Valve Trays", British Chemical Engineering, April 1969, p. 191.
- Billet R., "Distillation Engineering", Chemical Publishing Co., New York, 1979.
- Cooper A., "Trends in Distillation Technology", Chemical & Process Engineering, June 1970, p. 115.
- Eternod Palacios M. Elena y Romero Eduardo, "Manual para la especificación de Recipientes de Proceso", Edit. Instituto Mexicano del Petróleo, México D.F., 1979, p. 24-29.
- Fair J.R., "Design of Equilibrium Stage Processes", Mc Graw Hill, New York, 1963.
- Fair J.R., "Modern Design of Distillation Columns", Chemical Engineering, April 22, 1968.
- Frank O., "Distillation Design", Chemical Engineering, March 14, 1977, p.110.

- Hengstebeck, "Distillation", Reinhold Publishing Corporation, New York, 1961.
- Holland, "Fundamentals of Multicomponent Distillation", Mc Graw Hill, New York, 1981.
- Jamison R.H., "Internal Design Techniques", Chemical Engineering Progress, March 1969, p.46.
- Ludwig E.E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.2, Gulf Publishing, Houston, 1964.
- Mc Donald J.O.S., "Advances in Mass Transfer", British Chemical Engineering, November 1970, p.35.
- Mc Laren D.B., "Guide to Trouble Free Distillation", Chemical Engineering, June 1, 1970, p.139.
- Meili Albert and Stuecheli Alexander, "Distillation Columns with Direct Vapor Recompression", Chemical Engineering, February 1987, p. 133.
- Null H.R., "Heat Pumps in Distillation", Chemical Engineering Progress, July 1976, p. 58.
- O'Neill P.S., Wisz M.W., Ragi E.G., Page E.H. and Antonelli R., "Vapor Recompression Systems with High Efficiency Components", Chemical Engineering Progress, July 1985, p. 57.

- Perry R.H., Chilton C.H. Eds., "Chemical Engineer's Handbook", 5th ed., Mc Graw Hill, New York, 1973.
- Peters M.S., Timmerhaus K.D., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 3rd de., Me Graw Hill, Kogakusha, 1980.
- Quadri G. P., "Use Heat Pump for P-P Splitter", Hydrocarbon Processing, February 1981, p. 119.
- Sepúlveda José A. y Souders William E., "Ingeniería Económica", Edit. McGraw Hill, México D.F., 1985, p. 1-5, 68-77.
- Souders M., Brown G., "Design of Fractionating Columns", Industrial and Engineering Chemistry, January 1934, p.98.
- Treybal R.E., "Mass Transfer Operations", 2nd de., Me Graw Hill, Kogakusha, 1968.
- Walas Stanley M., "Rules of Thumb", Chemical Engineering, March 1987, p. 75.

ANEXOS

ANEXO A-1
BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA EL CASO DE LA
FRACCIONADORA CON BOMBA DE CALOR (DFP No.2).

\$ Generated by PRO/II Keyword Generation System <version 2.71 - 02-14-95>
 \$ Generated on: Thu May 15 21:02:19 1997
 TITLE PROJECT=4000, PROBLEM=SPLITTER, USER=RAJS., DATE=16/abr/97
 DESCRIPTION BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DE LA SPLITTER
 DESCRIPTION PROPANO-PROPILENO
 PRINT INPUT=L1, STREAM=ALL, RATE=M.LV, PERCENT=M, TBP
 TOLERANCE TEMPERATURE=-0.055566, MISCELLANEOUS=0.003
 DIMENSION METRIC, TEMP=C, PRES=KOCM, WT=KG, TIME=HR, LIQVOL=EBL, &
 VAPVOL=M3, XDENSITY=SPOR, ENERGY=KCAL, WORK=KW, CONDUCT=KCH, &
 VISCOSITY=CP, SURFACE=DINE, PRASIS=0.941
 OUTDIMENSION REPLAC, ENGLISH, TEMP=F, PRES=PSIG, WT=LB, TIME=HR, &
 LIQVOL=EBL, VAPVOL=FT3, XDENSITY=API, ENERGY=BTU, WORK=HP, &
 CONDUCT=BTU/H, VISCOSITY=CP, SURFACE=DINE
 SEQUENCE SIMSCI
 COMPONENT DATA
 LIBID 1,ETHANE/2,PROPYLEN/3,PROPANE/4,1BUTENE/5,IBUTANE/6,N-BUTANE
 THERMODYNAMIC DATA
 METHOD KVAL(VLE)=SRK, VISCOSITY(L)=PETR, VISCOSITY(V)=PETR, &
 CONDUCTIVITY(L)=PETR, CONDUCTIVITY(V)=PETR, SURFTENSION=PETR, &
 ENTHALPY(L)=SRK, ENTHALPY(V)=SRK, DENSITY(L)=API, &
 DENSITY(V)=SRK, ENTROPY(L)=SRK, ENTROPY(V)=SRK, SET=SET01, &
 DEFAULT
 STREAM DATA
 PROPERTY STREAM=1, TEMPERATURE=44, PRESSURE=17.61, PHASE=L, &
 RATE(M)=239.63, COMPOSITION(M)=1.2464E+2,159.07/3,77.3276/ &
 4,0.52165/5,1.2447/6,0.02312, NORMALIZE
 PROPERTY STREAM=2, TEMPERATURE=38, PRESSURE=17.61, PHASE=L, &
 RATE(M)=164.77, COMPOSITION(M)=1.04847E+3,110.718/3,53.816/ &
 4,0.36304/5,1.1673/6,0.015093, NORMALIZE
 PROPERTY STREAM=3, TEMPERATURE=43.77, PRESSURE=23.51, PHASE=L, &
 RATE(M)=406.4, COMPOSITION(M)=1.11814/2,269.818/3,131.144/ &
 4,0.6847/5,3.33287/6,0.03922, NORMALIZE
 UNIT OPERATIONS
 FLASH UID=D1, NAME=TAN.BAL.
 FEED 1
 PRODUCT L=1200
 ADIABATIC DP=0.35
 PUMP UID=P1, NAME=RCM-ALIM.
 FEED 100
 PRODUCT L=3
 OPERATION EFF=60, PRESSURE=23.51
 COLUMN UID=T1, NAME=DESPROPILENAZADORA
 PARAMETER TRAY=30, LC=15
 FEED 3,59,SEPARATE
 PRODUCT OVHD(M)=5.0, L, LOKAW(M)=4,1,270.92, BTMS(M)=6,135.38
 CONDENSER TYPE=BUBB
 DUTY 1,1/2,96
 PSPEC PTOP=18.481, DPCOLUMN=1.05
 PRINT PROPTABLE=PART
 ESTIMATE MODEL=CCENTHICAL, TTEMP=47.45, BTEMP=61.52
 SPEC STREAM=6, RATE(XGM/H), VALUE=135.38
 SPEC COLUMN=T1, RRATIO, VALUE=17.72
 VARY DUTY=1,2
 TOLERANCE ENTHALPY=0.001
 TRATE SECTION(1)=2.69, V1, PASSES=2, DIAMETER(TRAY)=3810, &
 THICKNESS (VALVE, GAUGE)=14, NUMBER (VALVES)=918, &
 DIAMETER (VALVE, IN)=1.875, WEIR=52, ECC=38.1, DCW=515, &
 520

TFLOW NET(V)=6.2, NET(L)=15.89
METHOD SET=SET01.90
FLASH UID=D3, NAME=TANQ-SUCC
FEED 11
PRODUCT V=6, L=501
ADIABATIC DP=0.351
COMPRESSOR UID=C1, NAME=COMPRESOR
FEED 6
PRODUCT M=7
OPERATION CALCULATION=GPSA, PRES=35.36, EFF=65
HX UID=E1, NAME=REN-COND
HOT FEED=7, L=8, DP=0.703, METH=SET01
COLD FEED=15, L=16, DP=0.21
CONFIGURE COUNTER
DEFINE DUTY(KC/H) AS COLUMN=T1, DUTY(2.KC/H)
FLASH UID=V1, NAME=VALV-ACU
FEED 9
PRODUCT V=10, L=9
ADIABATIC PRESSURE=23.75
MIXER UID=MIX1, NAME=MEECLADORA
FEED 5,10
PRODUCT V=11
HX UID=E2, NAME=ENPRI, AJUSTE
HOT FEED=9, L=12, DP=0.351, METH=SET01
UTILITY WATER, TIN=32.23, TEMPERATURE=43.34
CONFIGURE COUNTER
OPER HTEMP=43.34

END

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT 4000
 PROBLEM SPLITTER

R
 PRO/II VERSION 4.15
 OUTPUT
 COLUMN SUMMARY

386/EM
 RAJS
 16/abr/97

 'T1', 'DESPROPILENI'

TOTAL NUMBER OF ITERATIONS

IN/OUT METHOD 3

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG F	PRESSURE PSIG	LIQUID	NET FLOW RATES VAPOR FEED LB-MOL/HR	PRODUCT	HEATER DUTIES MM BTU/HR
1C	110.1	248.17	10587.0		597.2L	-60.1754
2	110.4	248.17	10593.5	11184.5		
3	110.7	248.34	10599.7	11199.9		
4	110.8	248.50	10604.4	11157.1		
5	110.9	248.67	10608.4	11201.3		
6	111.0	248.84	10612.2	11205.5		
7	111.1	249.01	10615.9	11209.7		
8	111.2	249.18	10619.6	11213.4		
9	111.3	249.35	10623.2	11217.0		
10	111.4	249.52	10626.9	11220.7		
11	111.5	249.69	10630.6	11224.4		
12	111.6	249.86	10634.3	11228.1		
13	111.7	250.03	10638.1	11231.8		
14	111.7	250.20	10641.9	11235.6		
15	111.8	250.37	10645.7	11239.4		
16	111.9	250.54	10649.5	11243.2		
17	112.0	250.71	10653.4	11247.0		
18	112.1	250.88	10657.3	11250.9		
19	112.2	251.05	10661.3	11254.8		
20	112.3	251.22	10665.2	11258.7		
21	112.4	251.39	10669.3	11262.7		
22	112.5	251.56	10673.3	11266.7		
23	112.6	251.73	10677.3	11270.7		
24	112.7	251.90	10681.4	11274.8		
25	112.8	252.07	10685.6	11278.9		
26	112.9	252.24	10689.7	11283.0		
27	113.1	252.41	10693.9	11287.2		
28	113.2	252.58	10698.1	11291.4		
29	113.3	252.75	10702.3	11295.6		
30	113.4	252.92	10706.5	11299.8		
31	113.5	253.09	10710.5	11304.0		
32	113.6	253.26	10715.2	11308.4		
33	113.6	253.43	10719.5	11312.7		
34	113.9	253.60	10723.9	11317.0		
35	114.0	253.77	10728.2	11321.3		
36	114.1	253.94	10732.6	11325.7		
37	114.3	254.11	10737.0	11330.1		
38	114.4	254.28	10741.4	11334.5		
39	114.5	254.44	10745.8	11338.9		

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT 4000
 PROBLEM SPLITTER

R
 PRO/II VERSION 4.15
 OUTPUT
 COLUMN SUMMARY

386/EM
 RAJS.
 16/abr/97

'T1', 'DESISOPROPILENI' (CONT)

TRAY	TEMP DEG F	PRESSURE PSIG	NET FLOW RATES		HEATER DUTIES MM BTU/HR
			LIQUID	VAPOR FEED LB-MCL/HR	
40	114.7	254.63	10750.3	11343.3	
41	114.8	254.78	10754.7	11347.7	
42	114.9	254.95	10759.2	11352.2	
43	115.1	255.12	10763.7	11356.6	
44	115.2	255.29	10768.1	11361.1	
45	115.4	255.46	10772.7	11365.5	
46	115.5	255.63	10777.2	11370.1	
47	115.7	255.80	10781.8	11374.7	
48	115.8	255.97	10786.3	11379.2	
49	116.0	256.14	10791.0	11383.8	
50	116.1	256.31	10795.6	11388.4	
51	116.3	256.48	10800.3	11393.1	
52	116.4	256.65	10805.0	11397.7	
53	116.6	256.82	10809.7	11402.4	
54	116.8	256.99	10814.4	11407.1	
55	116.9	257.16	10819.0	11411.8	
56	117.1	257.33	10823.4	11416.4	
57	117.3	257.50	10827.3	11420.9	
58	117.5	257.67	10830.2	11424.9	
59	117.7	257.84	10833.0	11427.7	596.0L
60	117.9	258.01	10837.2	11431.5	
61	118.1	258.18	10841.5	11435.4	
62	118.4	258.35	10845.3	11439.6	
63	118.7	258.52	10849.5	11443.8	
64	118.9	258.69	10853.8	11448.0	
65	119.2	258.86	10858.0	11452.3	
66	119.5	259.03	10862.5	11456.5	
67	119.8	259.20	10866.3	11460.8	
68	120.2	259.37	10870.4	11465.0	
69	120.5	259.54	10874.6	11469.1	
70	121.0	259.71	10878.3	11473.1	
71	121.4	259.88	10882.2	11477.3	
72	121.8	259.95	10886.4	11481.4	
73	122.1	260.22	10890.5	11485.9	
74	122.6	260.38	10894.3	11489.4	
75	123.1	260.55	10898.7	11493.8	
76	123.5	260.72	10902.0	11497.2	
77	124.0	260.89	10906.1	11501.5	
78	124.4	261.06	10910.2	11505.6	
79	124.9	261.23	10914.0	11509.7	
80	125.3	261.40	10918.1	11513.7	
81	125.7	261.57	10921.8	11517.6	
82	126.1	261.74	10925.3	11521.3	
83	126.5	261.91	10928.4	11524.8	
84	126.9	262.08	10932.0	11528.3	

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT 4000
 PROBLEM SPLITTER

PRO/II R VERSION 4.15
 OUTPUT
 COLUMN SUMMARY

386/EM
 RAJS.
 16/abr/97

 'TL', 'DESFRCPILNT' (CONT)

TRAY	TEMP DEG F	PRESSURE PSIG	NET FLOW RATES		PRODUCT	HEATER DUTIES MM BTU/HR
			LIQUID	VAPOR FEED		
			LB-MOL/HR			
85	127.3	262.25	11509.8	11678.3		
86	107.7	262.42	11500.2	11631.3		
87	125.1	262.59	11525.4	11631.7		
88	125.7	262.76	11510.7	11626.9		
89	129.5	262.93	11577.3	11612.2		
90R	130.7	263.10		11578.8	298.5L	60.3786

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT 4000
 PROBLEM SPLITTER

R
 PRO/II VERSION 4.15
 OUTPUT
 COLUMN SUMMARY

386/EM
 RAJS.
 16/ABZ/97

TRAY RATING RESULTS

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOTGPM	VLCDL CFS	DIAM IN	FF	PRES DRCP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP SCT TRAY SPACING
2	53.69	1885.	16.13	150.0	65.9	.076	7.5	46.52
3	53.68	1891.	16.14	150.0	65.9	.076	7.5	46.56
4	53.67	1893.	16.15	150.0	65.9	.076	7.5	46.60
5	53.65	1894.	16.15	150.0	65.9	.076	7.5	46.63
6	53.62	1896.	16.15	150.0	65.9	.076	7.5	46.67
7	53.60	1897.	16.16	150.0	65.9	.076	7.5	46.70
8	53.58	1899.	16.16	150.0	65.9	.076	7.5	46.73
9	53.56	1900.	16.17	150.0	65.1	.076	7.6	46.76
10	53.54	1902.	16.17	150.0	65.1	.076	7.6	46.79
11	53.51	1904.	16.17	150.0	65.1	.076	7.6	46.82
12	53.49	1905.	16.18	150.0	65.1	.076	7.6	46.86
13	53.47	1907.	16.18	150.0	65.2	.076	7.6	46.89
14	53.45	1908.	16.19	150.0	65.2	.076	7.6	46.93
15	53.43	1910.	16.19	150.0	65.3	.076	7.6	46.96
16	53.41	1912.	16.20	150.0	65.3	.076	7.6	47.00
17	53.39	1913.	16.20	150.0	65.3	.076	7.6	47.03
18	53.36	1915.	16.20	150.0	65.4	.076	7.6	47.07
19	53.34	1916.	16.21	150.0	65.4	.076	7.6	47.10
20	53.32	1919.	16.21	150.0	65.4	.076	7.6	47.14
21	53.30	1920.	16.22	150.0	65.5	.076	7.6	47.18
22	53.28	1922.	16.23	150.0	65.5	.076	7.7	47.22
23	53.26	1924.	16.23	150.0	65.5	.076	7.7	47.26
24	53.24	1926.	16.24	150.0	65.5	.076	7.7	47.30
25	53.22	1928.	16.24	150.0	65.5	.076	7.7	47.34
26	53.20	1930.	16.25	150.0	65.7	.076	7.7	47.38
27	53.18	1932.	16.25	150.0	65.7	.076	7.7	47.42
28	53.16	1934.	16.25	150.0	65.8	.076	7.7	47.47
29	53.15	1936.	16.27	150.0	65.8	.076	7.7	47.51
30	53.13	1938.	16.27	150.0	65.9	.076	7.7	47.55
31	53.11	1940.	16.28	150.0	66.0	.076	7.7	47.60
32	53.09	1942.	16.29	150.0	67.0	.076	7.7	47.65
33	53.07	1944.	16.29	150.0	67.0	.076	7.7	47.69
34	53.05	1947.	16.30	150.0	67.1	.076	7.8	47.74
35	53.03	1949.	16.31	150.0	67.1	.076	7.8	47.79
36	53.02	1951.	16.32	150.0	67.2	.076	7.8	47.81
37	53.00	1954.	16.33	150.0	67.2	.076	7.8	47.85
38	52.98	1957.	16.33	150.0	67.3	.076	7.8	47.89
39	52.96	1958.	16.34	150.0	67.3	.076	7.8	47.93
40	52.94	1961.	16.35	150.0	67.4	.076	7.8	48.04
41	52.93	1963.	16.35	150.0	67.4	.076	7.8	48.08
42	52.91	1966.	16.37	150.0	67.5	.076	7.8	48.14
43	52.89	1968.	16.37	150.0	67.5	.076	7.8	48.20
44	52.88	1971.	16.38	150.0	67.6	.076	7.8	48.25
45	52.86	1973.	16.38	150.0	67.7	.076	7.9	48.30
46	52.84	1976.	16.40	150.0	67.7	.076	7.9	48.36

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT 4600
PROBLEM SPLITTER

R
PRO/II VERSION 4.15
OUTPUT
COLUMN SUMMARY

386/EM
RAJS
16/abr/97

UNIT 3, '16E', 'DESPROPILENI' (CONT)

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOTGPM	VLOAD CFS	DIAM IN	FF	PRES DROP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP PCT TRAY SPACING
47	52.82	1978.	16.41	150.0	67.8	.076	7.9	48.42
48	52.81	1981.	16.42	150.0	67.8	.076	7.9	48.47
49	52.79	1984.	16.43	150.0	67.9	.076	7.9	48.53
50	52.78	1986.	16.44	150.0	68.0	.076	7.9	48.59
51	52.76	1989.	16.45	150.0	68.0	.076	7.9	48.65
52	52.74	1992.	16.46	150.0	68.1	.076	7.9	48.71
53	52.73	1994.	16.47	150.0	68.1	.076	7.9	48.77
54	52.71	1997.	16.48	150.0	68.2	.076	8.0	48.83
55	52.70	2000.	16.48	150.0	68.3	.076	8.0	48.89
56	52.68	2003.	16.50	150.0	68.3	.076	8.0	48.95
57	52.67	2006.	16.51	150.0	68.4	.075	8.0	49.01
58	52.65	2008.	16.52	150.0	68.5	.076	8.0	49.07
59	52.63	2011.	16.53	150.0	70.5	.077	8.7	52.32
60	52.62	2120.	16.61	150.0	70.6	.077	8.7	52.41
61	52.61	2194.	16.72	150.0	70.7	.077	8.7	52.51
62	52.61	2199.	16.74	150.0	70.8	.077	8.8	52.62
63	52.60	2204.	16.66	150.0	70.9	.077	8.8	52.73
64	52.79	2209.	16.60	150.0	71.0	.077	8.8	52.84
65	52.79	2214.	16.70	150.0	71.1	.077	8.8	52.96
66	52.76	2220.	16.73	150.0	71.3	.077	8.8	53.09
67	52.78	2226.	16.75	150.0	71.4	.077	9.0	53.23
68	52.73	2232.	16.78	150.0	71.6	.077	8.9	53.37
69	52.77	2238.	16.80	150.0	71.7	.077	8.9	53.52
70	52.77	2244.	16.83	150.0	71.9	.078	9.0	53.67
71	52.77	2251.	16.86	150.0	72.0	.078	9.0	53.82
72	52.77	2258.	16.89	150.0	72.2	.078	9.0	53.98
73	52.77	2265.	16.91	150.0	72.4	.078	9.0	54.15
74	52.76	2272.	16.94	150.0	72.5	.078	9.0	54.32
75	52.76	2279.	16.97	150.0	72.7	.078	9.1	54.48
76	52.76	2286.	17.00	150.0	72.9	.078	9.1	54.65
77	52.76	2293.	17.03	150.0	73.0	.078	9.1	54.82
78	52.76	2300.	17.06	150.0	73.2	.078	9.2	54.99
79	52.75	2307.	17.09	150.0	73.4	.078	9.2	55.15
80	52.75	2314.	17.12	150.0	73.5	.078	9.2	55.31
81	52.75	2320.	17.14	150.0	73.7	.078	9.3	55.46
82	52.74	2327.	17.17	150.0	73.8	.078	9.3	55.62
83	52.73	2333.	17.19	150.0	74.0	.078	9.3	55.76
84	52.73	2338.	17.21	150.0	74.1	.078	9.3	55.90
85	52.71	2344.	17.23	150.0	74.2	.078	9.3	56.04
86	52.70	2348.	17.25	150.0	74.3	.078	9.3	56.14
87	52.67	2352.	17.26	150.0	74.4	.078	9.4	56.24
88	52.63	2356.	17.27	150.0	74.5	.076	9.4	56.32
89	52.56	2357.	17.27	150.0	74.5	.078	9.4	56.36

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT 4000
 PROBLEM SPLITTER

R
 PRO/II VERSION 4.15
 OUTPUT
 STREAM MOLAR COMPONENT RATES

386/EM
 RAJS-
 16/SEP/97

```

-----
STREAM ID          1          2          3          14
NAME              ALIM.FCC 1  ALIM.FCC 2  CARGA      PROPYLENO
PHASE              MIXED      LIQUID      LIQUID      LIQUID
FLUID RATES, LB-MOL/HR
1  ETHANE          1.5356      1.0688      2.6045      2.6036
2  PROPYLEN       350.7431    244.0986    594.8482    574.1530
3  PROPANE        170.4829    118.6475    289.1237    20.4847
4  IBUTENE        1.1501      8004        1.2504      2.6582E-14
5  IBUTANE        4.3315      3.0145      7.3460      3.1067E-14
6  N-BUTANE       .0510       0.0555      .0865       2.9755E-14
TOTAL RATE, LB-MOL/HR
                    528.2941    367.6652    895.9594    597.2413
TEMPERATURE, F      111.2000    100.4000    110.7860    110.0707
PRESSURE, PSIG     235.7770    235.7770    319.6947    248.1656
ENTHALPY, MM BTU/HR
                    3.0207      .6789      1.9355      1.2394
MOLECULAR WEIGHT    42.8603     42.8603     42.8603     42.0978
MOLE FRAC VAPOR     .6478       .0000       .0000       .0000
MOLE FRAC LIQUID   .3522       1.0000     1.0000     1.0000
  
```

```

STREAM ID          15          5          15
NAME              PROPANO    VAP. PROP.  FCND35
PHASE              LIQUID     VAPOR      LIQUID
FLUID RATES, LB-MOL/HR
1  ETHANE          3.5593E-12    48.7571    3.12005E-10
2  PROPYLEN       20.4833      10752.1120  942.2052
3  PROPANE        268.6314     383.6155    10736.3562
4  IBUTENE        1.9504       4.5770E-13  40.3864
5  IBUTANE        7.3460       5.8170E-13  156.7212
6  N-BUTANE       .0865        5.5721E-13  1.5871
TOTAL RATE, LB-MOL/HR
                    298.4976    11184.4842  11877.2560
TEMPERATURE, F      130.6816     110.4460    129.4537
PRESSURE, PSIG     203.1001     148.1655    262.9304
ENTHALPY, MM BTU/HR
                    .8849       81.2772     34.7006
MOLECULAR WEIGHT    44.3864     42.0978     44.3864
MOLE FRAC VAPOR     .0000       1.0000     .0000
MOLE FRAC LIQUID   1.0000     .0000       1.0000
  
```

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT 4000
 PROBLEM SPLITTER

R
 PRO/II VERSION 4.15
 OUTPUT
 STREAM MOLAR COMPONENT RATES

386/EM
 RAJS.
 16/abr/97

```

-----
STREAM ID      16      6      7      8
NAME          VAP.PROPANO  ENT.COMP   SAL.COMP   S.REH-CON
PHASE         MIXED      VAPOR      VAPOR      LIQUID

FLUID RATES, LB-MOL/HR
1  ETHANE      3.1205E-10   62.1791    62.1791    62.1791
2  PROPYLEN   942.2052    12274.5191 12274.5191 12274.5191
3  PROPANE    10736.3562   434.1114   434.1114   434.1114
4  1BUTENE    40.3864     5.6839E-13 5.6839E-13 5.6839E-13
5  IBUTANE    156.7212    6.6431E-13 6.6431E-13 6.6431E-13
6  N-BUTANE    1.5871     6.3625E-13 6.3625E-13 6.3625E-13

TOTAL RATE, LB-MOL/HR      11877.2560  12770.8096  12770.8096  12770.8096

TEMPERATURE, F            129.7227    109.7709    187.9134    149.3600
PRESSURE, PSIG           259.9435    243.1732    488.2413    479.2521
ENTHALPY, MM BTU/HR      95.0774     95.3129    103.6526    42.9981
MOLECULAR WEIGHT         44.1649     42.0911    42.0911     42.0911
MOLE FRAC VAPOR          .5762      1.0000     1.0000     .0000
MOLE FRAC LIQUID         .0238      .0000     .0000     1.0000
  
```

```

STREAM ID      5      12     10     11
NAME          SAL.ACUM  SAL.ENFRI  VAP.ACUM  ALIM.SUCC
PHASE         LIQUID    LIQUID    VAPOR     VAPOR

FLUID RATES, LB-MOL/HR
1  ETHANE      48.6411    48.6411    13.5380    62.1791
2  PROPYLEN   10748.9383 10748.9383  1528.5808  12274.5191
3  PROPANE    383.5256    383.5256    50.8964    434.1114
4  1BUTENE    4.9764E-13 4.9764E-13 7.0754E-14 5.6839E-13
5  IBUTANE    5.8162E-13 5.8162E-13 8.2693E-14 6.6431E-13
6  N-BUTANE    5.5705E-13 5.5705E-13 7.9200E-14 6.3625E-13

TOTAL RATE, LB-MOL/HR      11181.1044  11181.1044  1589.7052  12770.8096

TEMPERATURE, F            131.1533    110.3900    131.1533    110.9133
PRESSURE, PSIG           323.1083    318.1159    323.1083    248.1656
ENTHALPY, MM BTU/HR      31.0373     23.0758     11.9608     95.3130
MOLECULAR WEIGHT         42.0979     42.0979     42.0429     42.0911
MOLE FRAC VAPOR          .0000      .0000     1.0000     1.0000
MOLE FRAC LIQUID         1.0000     1.0000     .0000     .0000
  
```


SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT 4000
PROBLEM SPLITTER

R
PRO/II VERSION 4.15
OUTPUT
STREAM SUMMARY

386/EM
RAJS
16/ABC/97

```

-----
STREAM ID          1          2          3          4
NAME              ALIM.FCC  ALIM.FCC  CARGA      PROPYLENO
PHASE              MIXED      LIQUID    LIQUID     LIQUID
-----
----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR   528.294   367.665   895.959   597.241
M LB/HR           22.643    15.758    38.401    25.143
STD LIQ RATE, BBL/HR 125.005   86.997   212.001   137.891
TEMPERATURE, F    112.200   109.400   110.786   110.072
PRESSURE, PSIG    235.777   235.777   319.695   348.156
MOLECULAR WEIGHT   42.850    42.850    42.850    42.098
ENTHALPY, MM BTU/HR 3.021     .679      1.935     1.239
BTU/LB            133.406   43.079   50.401    49.296
MOLE FRACTION LIQUID .352      1.0000    1.0000    1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .8646     .8482     .8030     .8675
PRES (KAYS RULE)   .3844     .3844     .5132     .3932
ACENTRIC FACTOR   .1468     .1468     .1468     .1436
WATSON K (NOKP)   14.359    14.359    14.359    14.238
STD LIQ DENSITY, LB/BBL 181.136   181.135   181.136   182.336
SPECIFIC GRAVITY  .5173     .5172     .5173     .5207
API GRAVITY        142.039   142.039   142.039   140.239
-----
----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR   342.244   N/A       N/A       N/A
M LB/HR           14.642   N/A       N/A       N/A
M FT3/HR           6.258    N/A       N/A       N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR 129.876   N/A       N/A       N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) 1.477     N/A       N/A       N/A
MOLECULAR WEIGHT   42.794   N/A       N/A       N/A
ENTHALPY, BTU/LB  178.321   N/A       N/A       N/A
CP, BTU/LB-F      .458     N/A       N/A       N/A
DENSITY, LB/M FT3  2339.811 N/A       N/A       N/A
Z (FROM DENSITY)  7.476    N/A       N/A       N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F .01331   N/A       N/A       N/A
VISCOSITY, CP     .01015   N/A       N/A       N/A
-----
----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR   186.050   367.665   895.959   597.241
M LB/HR           8.000    15.758    38.401    25.143
BBL/HR            48.672   86.997   212.008   137.896
CAL/HM           34.079    65.931   162.825   106.397
STD LIQ RATE, BBL/HR 44.135   86.997   212.001   137.891
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) .5177     .5173     .5173     .5207
MOLECULAR WEIGHT   42.801   42.850    42.850    42.098
ENTHALPY, BTU/LB  51.200    43.075   50.401    49.296
CP, BTU/LB-F      .782     .742     .763     .780
DENSITY, LB/BBL   164.375   168.329   165.089   165.416
Z (FROM DENSITY)  4.601    4.856    4.796     4.614
SURFACE TENSION, DVNE/CM 4.2569    4.8387   4.2418    4.1487
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F .06154   .06377   .06209    .06146
VISCOSITY, CP     0.7866   0.8413   .07903    .07800
-----

```

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

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT 4000
 PROBLEM SPLITTER

PRO/II R
 VERSION 4.15
 OUTPUT
 STREAM SUMMARY

386/EM
 RAJSI.
 15/abr/97

STREAM ID	19	5	15
NAME	PROPANO	VAP.PROPIL	FONDOS
PHASE	LIQUID	VAPOR	LIQUID
----- TOTAL STREAM -----			
RATE, LB-MOL/HR	298.498	11184.485	11877.256
M LB/HR	13.249	470.842	524.558
STD LIQ RATE, BBL/HR	74.059	2582.281	2937.450
TEMPERATURE, F	130.682	130.466	129.454
PRESSURE, PSIG	263.100	248.166	262.930
MOLECULAR WEIGHT	44.386	42.098	44.165
ENTHALPY, KM BTU/HR	.885	83.377	34.701
BTU/LB	66.792	177.041	66.152
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	.8846	.8681	.8843
PRES (KAYS RULE)	.4498	.3932	.4483
ACENTRIC FACTOR	.1531	.1436	.1526
WATSON K (UOPK)	14.626	14.218	14.641
STD LIQ DENSITY, LB/BBL	178.902	182.336	178.576
SPECIFIC GRAVITY	5.109	5.207	5.100
API GRAVITY	145.455	140.239	145.961
----- VAPOR -----			
RATE, LB-MOL/HR	N/A	11184.485	N/A
M LB/HR	N/A	470.842	N/A
M FT3/HR	N/A	193.308	N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	4244.327	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	42.098	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	177.041	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	.450	N/A
DENSITY, LB/M FT3	N/A	2435.763	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	.7426	N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F	N/A	.01355	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	.01031	N/A
----- LIQUID -----			
RATE, LB-MOL/HR	298.498	N/A	11877.256
M LB/HR	13.249	N/A	524.558
BBL/HR	85.077	N/A	3367.803
CAL/MIN	59.553	N/A	2357.245
STD LIQ RATE, BBL/HR	74.059	N/A	2937.450
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	5.105	N/A	5.100
MOLECULAR WEIGHT	44.386	N/A	44.165
ENTHALPY, BTU/LB	66.792	N/A	66.152
CP, BTU/LB-F	.856	N/A	.857
DENSITY, LB/BBL	155.733	N/A	155.771
Z (FROM DENSITY)	.0702	N/A	.0699
SURFACE TENSION, DYNE/CM	3.4167	N/A	3.4233
THERMAL CCND, BTU/HR-FT-F	.05843	N/A	.05858
VISCOSITY, CP	.07062	N/A	.07068

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

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT 4000
PROBLEM SPLITTER

R
PRO/II VERSION 4.15
OUTPUT
STREAM SUMMARY

386/EM
RAJS.
16/abr/97

```

-----
STREAM ID          NAME          VAP. PROPANO      6      7      8
NAME              PHASE          MIXED            ENT. COMP      SAL. COMP      S. REH-CGN
                                         VAPOR          VAPOR          VAPOR          LIQUID
-----
----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR      11877.256      12770.810      12770.810      12770.810
M LB/HR              524.558        537.537        537.537        537.537
STD LIQ RATE, BBL/HR 2937.450        2948.533      2948.533      2948.533
TEMPERATURE, F      129.723        109.771        187.953        149.360
PRESSURE, PSIG      259.943        243.173        488.241        479.252
MOLECULAR WEIGHT    44.165         42.091         42.091         42.091
ENTHALPY, MM BTU/HR 95.077         95.313        103.653        42.998
      BTU/LB        181.253        177.314        192.829        79.991
MOLE FRACTION LIQUID .0238          .0000          .0000          1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .9847          .8671          .9861          .9274
PRES (KAYS RULE)    .4434          .3857          .7523          .7389
ACENTRIC FACTOR     .1526          .1436          .1436          .1436
WATSON K (UOPK)     14.641         14.220         14.220         14.220
STD LIQ DENSITY, LB/BBL 178.576        182.307        182.307        182.307
SPECIFIC GRAVITY    .5102          .5206          .5206          .5206
API GRAVITY         145.961        140.283        140.283        140.283

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR      11594.553      12770.810      12770.810      N/A
M LB/HR              512.009        537.537        537.537        N/A
M FT3/HR             192.012        226.384        223.729        N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR 4399.941       4846.314       4846.314       N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) 1.5255         1.453          1.453          N/A
MOLECULAR WEIGHT    44.159         42.091         42.091        N/A
ENTHALPY, BTU/LB    184.077        177.314        192.829        N/A
CP, BTU/LB-F        4.58           4.85           4.671         N/A
DENSITY, LB/M FT3   2666.529       2374.434       4726.426       N/A
Z (FROM DENSITY)    .7191          .7480          .6445         N/A
TH COND, BTU/HR-FT-F .01375         .01349         .01808        N/A
VISCOSITY, CP       .01037         .01027         .01293        N/A

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR      282.703        N/A            N/A            12770.810
M LB/HR              12.549         N/A            N/A            537.537
BBL/HR              80.399         N/A            N/A            3553.293
GAL/MIN             56.279         N/A            N/A            2487.297
STD LIQ RATE, BBL/HR 70.143         N/A            N/A            2948.533
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) .5109          N/A            N/A            .5206
MOLECULAR WEIGHT    44.389         N/A            N/A            42.091
ENTHALPY, BTU/LB    66.003         N/A            N/A            79.991
CP, BTU/LB-F        .83           .852           .955          N/A
DENSITY, LB/BBL     156.084        N/A            N/A            151.279
Z (FROM DENSITY)    .0693         N/A            N/A            .1181
SURFACE TENSION, DYNE/CM 3.4688         N/A            N/A            2.0104
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F .05959         N/A            N/A            .0553
VISCOSITY, CP       .07308         N/A            N/A            .05956

```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.656 PSIA)

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT 4000
PROBLEM SPLITTER

R
PRO/II VERSION 4.15
OUTPUT
STREAM SUMMARY

386/EM
R4S.
16/abr/97

STREAM ID NAME PHASE	9 SAL.ACUM LIQUID	12 SAL.ENFRI LIQUID	10 VAP.ACUM VAPOR	11 ALIM.SUCC VAPOR
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, LB-MOL/HR	11181.104	11181.104	1589.705	12770.810
M LB/HR	470.701	470.701	66.836	537.537
STD LIQ RATE, BBL/HR	2581.500	2581.500	387.033	2948.533
TEMPERATURE, F	131.153	110.390	131.153	110.913
PRESSURE, PSIG	323.108	318.116	323.108	248.165
MOLECULAR WEIGHT	42.098	42.098	42.043	42.091
ENTHALPY, MM BTU/HR	31.037	23.076	11.951	95.313
BTU/LB	65.939	49.024	178.959	177.315
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	.0000	.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	.8996	.8680	.9003	.8689
PRES (KAYS RULE)	.5953	.4979	.5051	.3922
ACENTRIC FACTOR	.1436	.1436	.1434	.1435
WATSON K (UOPK)	14.218	14.218	14.232	14.220
STD LIQ DENSITY, LB/BBL	182.336	182.336	182.058	182.307
SPECIFIC GRAVITY	.5207	.5207	.5200	.5206
API GRAVITY	140.238	140.236	140.532	140.283
----- VAPOR -----				
RATE, LB-MOL/HR	N/A	N/A	1589.705	12770.810
M LB/HR	N/A	N/A	66.836	537.537
M FT3/HR	N/A	N/A	20.527	221.206
STD VAP RATE(1), M FT3/HR	N/A	N/A	603.287	4846.311
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	1.4582	1.4583
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	42.043	42.091
ENTHALPY, BTU/LB	N/A	N/A	178.959	177.315
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A	.566	.490
DENSITY, LB/M FT3	N/A	N/A	1255.942	2430.025
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	.6888	.7436
TH COND, BTU/HR-FT-F	N/A	N/A	.01455	.01357
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	.01106	.01031
----- LIQUID -----				
RATE, LB-MOL/HR	11181.104	11181.104	N/A	N/A
M LB/HR	470.701	470.701	N/A	N/A
BBL/HR	2590.003	2838.959	N/A	N/A
GAL/MIN	2092.996	1985.755	N/A	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	2581.500	2581.500	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	N/A	N/A	.5207	N/A
MOLECULAR WEIGHT	42.098	42.098	N/A	N/A
ENTHALPY, BTU/LB	65.939	49.024	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	.885	.764	N/A	N/A
DENSITY, LB/BBL	157.425	165.924	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	.0800	.0775	N/A	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	2.9708	4.1304	N/A	N/A
THERMAL COND, BTU/HR-FT-F	.05780	.06184	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	.06760	.07823	N/A	N/A

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

ANEXO A-2
EVALUACIÓN DE LOS EQUIPOS DE PROCESO

=====

PROCESS EQUIPMENT AND INSTALLATION

=====

PROCESS EQUIPMENT AND INSTALLATION

PAGE 1

PROJECT: BACARIO DE PROCESO

DATE PREPARED: 28 MAY 1997

PREPARED BY: FVD

PROJECT DATABASE: BECA

REFERENCE NO: 100 TORRE 16 E

CATEGORY/TYPE: TW /TRAYED

USER EQUIPMENT TAG: 16 E

ESTIMATED COST: DLS 1489600

```

----- ITEM DETAILS -----
: SHELL MAT'L A 516 : NO. OF TRAYS 125 :
: DIAMETER 12.50 FEET : HEIGHT 198.16 FEET :
: DESIGN TEMP. 91.40 DEG F : DESIGN PRESS 204.77 PSIG :
: APPLICATION DISTIL : TRAY TYPE VALVE :
: TRAY SPACING 18.00 INCHES : TRAY MAT'L S541C :
: THICKNESS 1.12 INCHES : WIND/SEISMIC W-5 :
: TOTAL WEIGHT 586900 LBS :
:
----- INSTALLATION SUMMARY -----
: INSTALLATION : DIRECT MAT'L : DIRECT FIELD LABOR : TOTAL DIRECT :
: ACCOUNT : DLS : MAN-HOURS DLS : DLS :
-----
: EQUIPMENT : 1489600 : 2108 77981 : 1567581 :
: PIPING : 0 : 0 : 0 :
: CIVIL, SITEWORK : 0 : 0 : 0 :
: STEELWORK : 0 : 0 : 0 :
: INSTRUMENTATION : 0 : 0 : 0 :
: ELECTRICAL : 0 : 0 : 0 :
: INSULATION : 0 : 0 : 0 :
: PAINTING : 0 : 0 : 0 :
:
: TOTAL DIRECT COST: 1489600 : 2108 77981 : 1567581 :
-----

```

REFERENCE NO: 106 MEZCLADOR

CATEGORY/TYPE: MX /STATIC

USER EQUIPMENT TAG: FB-01

ESTIMATED COST: DLS 4300

		ITEM DETAILS			
1 MATERIAL	304P		1 FLOW RATE	1802.33 GPM	1
1 DIAMETER	10.00 IN	1 IN DIAM	1 LENGTH	48.75 INCHES	1
1 ELEMENTS	4		1 TOTAL WEIGHT	310 LBS	1

		INSTALLATION SUMMARY			
1 INSTALLATION	DIRECT MAT'L	DIRECT FIELD LABOR	TOTAL DIRECT		
1 ACCOUNT	DLS	MAN-HOURS	DLS	DLS	

1 EQUIPMENT	4300	7	255	4555	
1 PIPING	0	0	0	0	
1 CIVIL, SITEWORK	0	0	0	0	
1 STEELWORK	0	0	0	0	
1 INSTRUMENTATION	0	0	0	0	
1 ELECTRICAL	0	0	0	0	
1 INSULATION	0	0	0	0	
1 PAINTING	0	0	0	0	

1 TOTAL DIRECT COST:	4300	7	255	4555	1

REFERENCE NO: 107 COMPRESOR CENTRIFUGO

CATEGORY/TYPE: CC /CENTRIF

USER EQUIPMENT TAG: GB-01/02

ESTIMATED COST: DLS 1675600
2 ITEMS, EACH DLS 837800

		ITEM DETAILS			
1 MATERIAL	CS	1 CAPACITY	3773.10 CFM	1	
1 INLET PRESS.	243.10 PSIG	1 DISCH. PRESS	488.20 PSIG	1	
1 DRIVER POWER	3277.56 HP	1 COMPR. SPEED	12365.00 RPM	1	
1 INLET TEMP.	109.70 DEG F	1 NO. IMPELLER	1	1	
1 DRIVER TYPE	MOTOR	1 TOTAL WEIGHT	33400 LBS	1	

		INSTALLATION SUMMARY			
1 INSTALLATION	DIRECT MAT'L	DIRECT FIELD LABOR	TOTAL DIRECT		
1 ACCOUNT	DLS	MAN-HOURS	DLS	DLS	

1 EQUIPMENT	1675600	1029	38079	1713679	
1 PIPING	0	0	0	0	
1 CIVIL, SITEWORK	0	0	0	0	
1 STEELWORK	0	0	0	0	
1 INSTRUMENTATION	0	0	0	0	
1 ELECTRICAL	0	0	0	0	
1 INSULATION	0	0	0	0	
1 PAINTING	0	0	0	0	

1 TOTAL DIRECT COST:	1675600	1029	38079	1713679	1

REFERENCE NO: 108 REHEVIDOR-CONDENSADOR CATEGORY/TYPE: RB /THERMOSIPH

USER EQUIPMENT TAG: EA-01/02 ESTIMATED COST: DLS 212200
2 ITEMS, EACH DLS 106100

----- ITEM DETAILS -----

:	TUBE MAT'L	A 214	:	TRANSF. AREA	7745.20 SF	:
:	SHELL MAT'L	A285C	:	TEMA TYPE	AJS	:
:	SHELL PRESS.	150.00 PSIG	:	SHELL TEMP.	650.00 DEG F	:
:	SHELL DIA.	54.00 INCHES	:	SHELL LENGTH	24.00 FEET	:
:	TUBE PRESS.	150.00 PSIG	:	TUBE TEMP.	650.00 DEG F	:
:	TUBE DIA.	1.00 INCHES	:	TUBE LENGTH	20.00 FEET	:
:	TOTAL WEIGHT	44400 LBS	:			:

----- INSTALLATION SUMMARY -----

:	INSTALLATION	:	DIRECT MAT'L	:	DIRECT FIELD LABOR	:	TOTAL DIRECT	:
:	ACCOUNT	:	DLS	:	MAN-HOURS	:	DLS	:

:	EQUIPMENT	:	212200	:	102	:	3771	:	215971	:
:	PIPING	:	0	:	0	:	0	:	0	:
:	CIVIL SITEWORK	:	0	:	0	:	0	:	0	:
:	STEELWORK	:	0	:	0	:	0	:	0	:
:	INSTRUMENTATION	:	0	:	0	:	0	:	0	:
:	ELECTRICAL	:	0	:	0	:	0	:	0	:
:	INSULATION	:	0	:	0	:	0	:	0	:
:	PAINTING	:	0	:	0	:	0	:	0	:

:	TOTAL DIRECT COST:	:	212200	:	102	:	3771	:	215971	:
---	--------------------	---	--------	---	-----	---	------	---	--------	---

 REFERENCE NO: 109 ENPRIADOR DE AJUSTE CATEGORY/TYPE: HE /FLOAT-HEAD
 USER EQUIPMENT TAG: EA-03 ESTIMATED COST: DLS 66300

----- ITEM DETAILS -----		-----	
: TUBE MAT'L A 214	:	: TRANSF. AREA	: 4475.00 SF
: SHELL MAT'L A285C	:	: TEMA TYPE AES	:
: SHELL PRESS. 150.00 PSIG	:	: SHELL TEMP.	: 650.00 DEG F
: SHELL DIA. 41.00 INCHES	:	: SHELL LENGTH	: 23.00 FEET
: TUBE PRESS. 150.00 PSIG	:	: TUBE TEMP.	: 650.00 DEG F
: TUBE DIA. 1.00 INCHES	:	: TUBE LENGTH	: 20.00 FEET
: TOTAL WEIGHT 26400 LBS	:	:	:

----- INSTALLATION SUMMARY -----			
: INSTALLATION	: DIRECT MAT'L	: DIRECT FIELD LABOR	: TOTAL DIRECT
: ACCOUNT	: DLS	: MAN-HOURS DLS	: DLS

: EQUIPMENT	: 66300	: 41	: 1499
: PIPING	: 0	: 0	: 0
: CIVIL SITEWORK	: 0	: 0	: 0
: STEELWORK	: 0	: 0	: 0
: INSTRUMENTATION	: 0	: 0	: 0
: ELECTRICAL	: 0	: 0	: 0
: INSULATION	: 0	: 0	: 0
: PAINTING	: 0	: 0	: 0

: TOTAL DIRECT COST:	: 66300	: 41	: 1499

 REFERENCE NO: 110 TANQUE DE SUCCION CATEGORY/TYPE: VT /CYLINDER
 USER EQUIPMENT TAG: FA-01 ESTIMATED COST: DLS 111000

ITEM DETAILS						
: SHELL MAT'L	CS	:	CAPACITY	:	17700.00 GALLONS	
: DIAMETER	10.00 FEET	:	HEIGHT	:	30.00 FEET	
: DESIGN TEMP.	111.00 DEG F	:	DESIGN PRESS	:	248.10 PSIG	
: APPLICATION	RECVR	:	THICKNESS	:	1.25 INCHES	
: TOTAL WEIGHT	64600 LBS	:	:	:	:	

INSTALLATION SUMMARY						
: INSTALLATION	:	DIRECT MAT'L	:	DIRECT FIELD LABOR	:	TOTAL DIRECT
: ACCOUNT	:	DLS	:	MAN-HOURS	:	DLS

: EQUIPMENT	:	111000	:	148	:	5470
: PIPING	:	0	:	0	:	0
: CIVIL, SITEWORK	:	0	:	0	:	0
: STEELWORK	:	0	:	0	:	0
: INSTRUMENTATION	:	0	:	0	:	0
: ELECTRICAL	:	0	:	0	:	0
: INSULATION	:	0	:	0	:	0
: PAINTING	:	0	:	0	:	0

: TOTAL DIRECT COST:	:	111000	:	148	:	5470

REFERENCE NO: 111 TANQUE DE REFLUJO CATEGORY/TYPE: VT /CYLINDER
 USER EQUIPMENT TAG: FA-02 ESTIMATED COST: DLS 147800

ITEM DETAILS						
: SHELL MAT'L	CS	:	CAPACITY	:	9600.00 GALLONS	
: DIAMETER	8.50 FEET	:	HEIGHT	:	22.50 FEET	
: DESIGN TEMP.	149.40 DEG F	:	DESIGN PRESS	:	479.00 PSIG	
: APPLICATION	RECVR	:	THICKNESS	:	2.00 INCHES	
: TOTAL WEIGHT	68000 LBS	:	:	:	:	

INSTALLATION SUMMARY						
: INSTALLATION	:	DIRECT MAT'L	:	DIRECT FIELD LABOR	:	TOTAL DIRECT
: ACCOUNT	:	DLS	:	MAN-HOURS	:	DLS

: EQUIPMENT	:	147800	:	114	:	4229
: PIPING	:	0	:	0	:	0
: CIVIL, SITEWORK	:	0	:	0	:	0
: STEELWORK	:	0	:	0	:	0
: INSTRUMENTATION	:	0	:	0	:	0
: ELECTRICAL	:	0	:	0	:	0
: INSULATION	:	0	:	0	:	0
: PAINTING	:	0	:	0	:	0

: TOTAL DIRECT COST:	:	147800	:	114	:	4229

REFERENCE NO: 112 BOMBA DE REFLUJO

CATEGORY/TYPE: CP /CENTRIF

USER EQUIPMENT TAG: GA-03

ESTIMATED COST: DLS 5200

		ITEM DETAILS			
MATERIAL	CS				162.50 GPM
HEAD	194.04 FEET				109.67 DEG F
DRIVER SPEED	1600.00 RPM				13.25 HP
DESIGN PRESS	236.00 PSIG				MOTOR
SEAL TYPE	SNGL				TOTAL WEIGHT 570 LBS

		INSTALLATION SUMMARY			
INSTALLATION	DIRECT MAT'L	DIRECT FIELD	LABOR	TOTAL DIRECT	
ACCOUNT	DLS	MAN-HOURS	DLS	DLS	

EQUIPMENT	5200	20	749	5949	
PIPING	0	0	0	0	
CIVIL, SITEWORK	0	0	0	0	
STEELWORK	0	0	0	0	
INSTRUMENTATION	0	0	0	0	
ELECTRICAL	0	0	0	0	
INSULATION	0	0	0	0	
PAINTING	0	0	0	0	

TOTAL DIRECT COST:	5200	20	749	5949	

ANEXO A-3
ESTADO PROFORMA

00000000000000000000

0

175

1990

1990

000000

000000

000000

000000

000000

000000

000000

000000

000000

0000

000000

000000

000000

000000

000000

000000

000000

000000

000000

PROGNOZ 1992

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

1992M

ESTADO PERTINENTE DE RESULTADOS

	MILLONES									
	2011	2012	2011	2012	2013	2011	2012	2013	2014	2015
INGRESOS	11,922,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847
IMPORTE DE LOS INGRESOS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INGRESOS NETOS	11,922,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847	11,935,847
IMPORTE DE LOS INGRESOS POR OPERACIONES	12,922,847	12,922,847	12,922,847	12,922,847	12,922,847	12,922,847	12,922,847	12,922,847	12,922,847	12,922,847
IMPORTE DE LOS GASTOS	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000
IMPORTE DE LOS GASTOS NETOS	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000
IMPORTE DE LOS GASTOS NETOS POR OPERACIONES	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
IMPORTE DE LOS GASTOS NETOS	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000	1,000,000

STANNO PROGRAMMI DEL ISSER DI CILIEGIUM
in lire

2002/2003

1/1/02 31/12/02 1/1/03 31/12/03 1/1/03 31/12/03 1/1/03 31/12/03

PROGNOSE

CONTI DEL BILANCIO

RICAVI DA VENDITA	8.140.000	8.740.000	8.140.000	8.140.000	8.740.000	8.140.000	8.740.000
RICAVI DA SERVIZI							
RICAVI DA ATTIVITÀ FINANZIARIE							
RICAVI DA ATTIVITÀ DI GESTIONE							
RICAVI DA ATTIVITÀ DI GESTIONE	200.000	200.000	200.000	200.000	200.000	200.000	200.000
RICAVI DA ATTIVITÀ DI GESTIONE	8.340.000	8.940.000	8.340.000	8.340.000	8.940.000	8.340.000	8.940.000
RICAVI DA ATTIVITÀ DI GESTIONE	100.000,00	100.000,00	100.000,00	100.000,00	100.000,00	100.000,00	100.000,00

CONTI DEL BILANCIO

CONTI DEL BILANCIO

CONTI DEL BILANCIO

CONTI DEL BILANCIO

ANEXO A-4
CÁLCULO DE COSTOS DE OPERACIÓN Y DE SERVICIOS
AUXILIARES POR BARRIL PROCESADO.

Anexo A-4

Cálculo para obtener el costo de servicios auxiliares por barril procesado anualmente :

Caso Actual :

$$Csa = Dtsa / Bca ; Csa = 6'174,492 / 3'356,100 = 1.839 \text{ USD/Barril}$$

Caso Propuesta :

$$Csa = Dtsa / Bca ; Csa = 2'905,393 / 3'356,100 = 0.865 \text{ USD/Barril}$$

Csa = Costo de Servicios Auxiliares por Barril Procesado Anualmente (USD/Barril).

Dtsa = Dólares Totales de Servicios Auxiliares por Año (USD/ Año).

Bca = Barriles Consumidos por Año (Barriles/Año).

Cálculo para obtener el costo total de operación por barril procesado anualmente :

$$\text{Cto} = \text{Dto} / \text{Bca}$$

Cto = Costo Total de Operación por Barril Procesado Anualmente (USD/Barril)

Dto = Dólares Totales por Operación Anual (USD/Año)

Bca = Barriles Consumidos por Año (Barriles/Año).

Caso Actual :

$$\text{Cto} = 60'312,999 / 3'356,100 = 17.97 \text{ USD/Barril}$$

Caso Propuesta :

$$\text{Cto} = 57'043,900 / 3'356,100 = 16.99 \text{ USD/Barril}$$