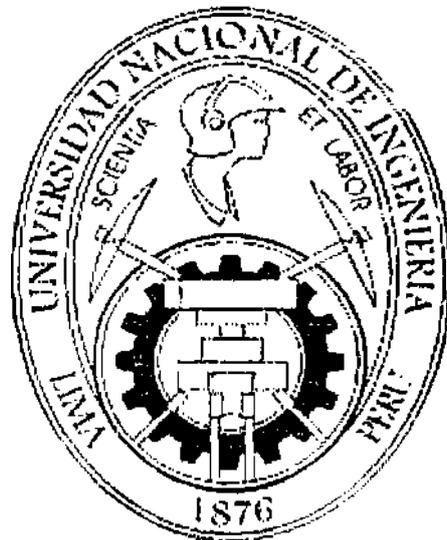


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



***"IMPLEMENTACION DE TORRE PRE-FLASH EN EL ESQUEMA
ACTUAL DE REFINACIÓN DE OPERACIONES CONCHÁN"***

INFORME DE TESIS PROFESIONAL

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTADO POR:

Ana Lidia Cadillo Anicama

David Rodrigo Rojas Lazo

**LIMA – PERÚ
2008**

Ana:

A mi mamá y papá por su apoyo incondicional, mis hermanos y sobrino por su infinita comprensión y a mi mamá, que nos ilumina desde el cielo, por estar siempre presente en cada paso de nuestras vidas

David:

A mi mamá y papá, mi hermana, mi abuelita (desde el cielo), tío Lucho y Ana María, pues fueron los motores que con su incesante aliento, atención y paciencia nos ayudaron a llevar adelante este trabajo.

Nuestro especial agradecimiento a nuestro asesor de tesis, por su apoyo incondicional en el desarrollo del presente estudio, querido amigo:

Ing. Gilberto García Galloza

ÍNDICE

I.	INTRODUCCIÓN	1
II.	JUSTIFICACIÓN Y PROCEDIMIENTO DESARROLLADO	3
III.	MARCO TEÓRICO	6
3.1	Petróleo crudo	6
3.2	Características del proceso de fraccionamiento	9
3.3	Acondicionamiento y fraccionamiento del crudo	17
3.4	Variables de operación	20
IV.	DESCRIPCIÓN DEL ESQUEMA DE FRACCIONAMIENTO DE LA REFINERÍA CONCHÁN	29
V.	CARACTERIZACIÓN DE LOS CRUDOS SUMINISTRADOS A LAS UNIDADES DE FRACCIONAMIENTO	35
5.1	Crudo Loreto	35
5.2	Crudo Oriente Ecuatoriano	37
VI.	CARACTERIZACIÓN DE LOS PRODUCTOS DE DESTILACIÓN PRIMARIA	39
VII.	DATA TÉCNICA DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA	41
7.1	Bombas de procesos	41
7.2	Intercambiadores de calor	45
7.3	Aerorefrigerantes	46
7.4	Hornos de procesos	47
7.5	Columna de Destilación Primaria	48
VIII.	DESCRIPCIÓN DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y RENDIMIENTOS DE PRODUCTOS DEL PROCESO ACTUAL DE FRACCIONAMIENTO DE CRUDO DE ACUERDO AL SUMINISTRO EMPLEADO	50
8.1	Análisis de pérdidas de carga en el transporte de crudo	50

	desde las bombas de carga hasta los trenes de intercambio de calor	
8.2	Análisis de pérdida de carga en los trenes de intercambio de calor	53
8.3	Análisis del sistema de intercambio de calor de crudo versus productos del proceso	56
8.4	Análisis del calentamiento de crudo en los Hornos de procesos	61
8.5	Parámetros de operación de la columna de destilación primaria	64
8.6	Análisis de la operación actual de la columna de destilación primaria procesando crudo Loreto a 12000 BPSD.	66
8.7	Análisis de la operación actual de la columna de destilación primaria procesando COE a 12000 BPSD.	73
IX.	DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA DEL PROCESO CON PRE-FLASH	80
9.1	Esquema de refinación incluyendo la implementación de la Torre Pre-Flash	80
9.2	Diseño de la torre Pre-Flash	82
9.3	Análisis del nuevo esquema de procesamiento incluyendo la Torre Pre-Flash procesando crudo Loreto a 12000 BPSD.	98
9.4	Análisis del nuevo esquema de procesamiento incluyendo la Torre Pre-Flash procesando COE a 12000 BPSD.	106
9.5	Análisis de Rendimiento de productos considerando la implementación de la Torre Pre-Flash respecto del esquema actual de fraccionamiento	114
9.6	Análisis de capacidad de la Planta considerando la implementación de la Torre Pre-Flash: pérdidas de carga, precalentamiento en intercambiadores de calor y calentamiento de crudo en Hornos.	115

9.7	Diseño de equipos adicionales	128
X.	EVALUACIÓN DEL PROCESO CON TORRE PRE-FLASH A 15000 BPSD	139
10.1	Análisis del nuevo esquema de fraccionamiento incluyendo la Torre Pre-Flash procesando crudo Loreto a 15000 BPSD.	139
10.2	Análisis del nuevo esquema de fraccionamiento incluyendo la Torre Pre-Flash procesando COE a 15000 BPSD.	146
10.3	Análisis de rendimiento de productos	153
10.4	Análisis de capacidad de la Planta para el proceso con Pre-Flash a 15000 BPSD: pérdidas de carga, precalentamiento en intercambiadores de calor y calentamiento de crudo en Hornos.	155
XI.	DESARROLLO DE ALTERNATIVA PARA MEJORA DE FRACCIONAMIENTO IMPLEMENTANDO UN RECIPIENTE PRE-FLASH	166
11.1	Análisis del diseño alternativo procesando Crudo Loreto a 12000 BPSD.	166
11.2	Análisis del diseño alternativo procesando COE a 12000 BPSD.	171
11.3	Análisis de rendimiento de productos	176
XII.	EVALUACIÓN ECONÓMICA	179
12.1	Procedimiento de análisis	179
12.2	Análisis de rendimiento de productos	180
12.3	Análisis económico	180
12.4	Evaluación de la reducción del consumo de combustible en los hornos de procesos	191
XIII.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	194
XIV.	BIBLIOGRAFÍA	197
XV.	APÉNDICES	199

RESUMEN

En la actualidad Petroperu está abocada en modernizar y ampliar la capacidad de producción de sus refinerías que posee en operación en el país, con la finalidad de cubrir satisfactoriamente los requerimientos de la demanda del mercado nacional que atiende, así como reducir los problemas técnicos de sus procesos productivos. Ubicándonos dentro de esta política presentamos el presente estudio técnico-económico, que plantea una posibilidad de mejorar el fraccionamiento de la unidad de destilación primaria de la Refinería Conchán mediante la implementación de una Torre Pre-Flash.

La implementación de una Torre Pre-Flash, permitirá resolver el problema actual de inundación en la columna de destilación primaria dado que la fracción vaporizada en la Torre Pre-Flash no retornará a la columna; de esta manera se reduce el congestionamiento de flujos en los platos superiores a la zona de alimentación. Asimismo, permite importantes mejoras adicionales, tales como: la reducción del consumo de combustible en los hornos de proceso y el incremento de la capacidad de procesamiento de crudo de los 12 000 BPSD actuales (considerando una alimentación de 100% de crudo Oriente Ecuatoriano, esta carga está limitada por la inundación de la columna de destilación primaria) hasta los 15 000 BPSD.

Para determinar la magnitud de la ampliación fue necesario establecer una evaluación técnica del esquema actual de procesamiento de la refinería. Esta evaluación se realizó no sólo en la columna de destilación primaria, sino también incluyó el sistema de transporte de crudo, los trenes de intercambio de calor y el calentamiento en los hornos de procesos.

Luego de la evaluación técnica del esquema actual se definió el nuevo esquema de refinación considerando la implementación de una Torre Pre-Flash. Se realizó el diseño de la nueva Torre Pre-Flash, así como de los equipos complementarios requeridos por el proceso para implementar esta nueva unidad.

Como alternativa técnica a la instalación de la Torre Pre-Flash se evaluó su reemplazo con un recipiente Pre-Flash, obteniéndose como resultado que esta alternativa no representaba una buena solución al problema actual de inundación en la unidad de destilación primaria.

La evaluación económica se efectuó en base a la diferencia de la utilidad neta de los dos esquemas en estudio: el actual esquema procesando 12 000 BPSD y el esquema considerando la Torre Pre-Flash procesando 15 000 BPSD, tomando como crudo de proceso para ambos al crudo mezcla (50% crudo Oriente Ecuatoriano y 50 % crudo Loreto). Los resultados obtenidos demuestran la viabilidad económica del esquema propuesto al obtenerse una variación positiva de MUS\$ 116,9.

La rentabilidad del proyecto fue evaluada por medio de la tasa interna de retorno (TIR), el valor actual neto (VAN) y el periodo de recupero de la inversión, siendo estos de 19,45%, MUS\$ 1102,54 y 4,5 años, respectivamente, lo cual indica que el proyecto resulta atractivo desde los puntos de vista técnico y económico.

I. INTRODUCCIÓN

El presente estudio involucra un total de dieciseis capítulos divididos en secciones, así como apéndices en los cuales se incluye información complementaria al cuerpo de la tesis.

En el *Resumen*, primer capítulo, se hace una descripción concisa y autocontenida respecto del problema abordado así como el procedimiento empleado para su resolución, los resultados obtenidos y las conclusiones finales. En la *Introducción*, segundo capítulo, se hace un compendio de los capítulos y temas que se abordarán en la presente tesis; mientras que en el tercer capítulo denominado *Justificación y Procedimiento Desarrollado* se realiza una explicación general del método empleado para definir y evaluar la mejor alternativa de solución al problema de inundación que la unidad de destilación primaria de la refinería Conchan presenta bajo el actual esquema de procesamiento.

Los conceptos y principios relacionados con el fraccionamiento del petróleo son descritos en el cuarto capítulo denominado *Marco teórico*. En el quinto capítulo se describe brevemente el esquema actual de procesamiento de crudo en la Refinería Conchán; mientras que en los capítulos seis y siete se muestra la caracterización de los crudos suministrados a la unidad de destilación primaria así como los productos obtenidos de esta, respectivamente.

En el capítulo ocho se encuentra la data técnica de los principales equipos de la unidad de destilación primaria de la Refinería Conchán. Cabe señalar que la data técnica mostrada en este capítulo fue la única que se encontraba disponible durante la etapa de recolección de información; parte de esta data fue obtenida del Manual de la Unidad Operaciones de la refinería.

El capítulo nueve está dedicado a la evaluación técnica del esquema actual de procesamiento de la refinería. Esta evaluación abarca los procesos de transporte de crudo, precalentamiento en intercambiadores de calor, calentamiento en hornos y performance de la columna de destilación

atmosférica (estimación de los rendimientos de productos, balances de materia y energía, muestras de los perfiles térmico y de flujos al interior de la columna así como la inundación presentada etapa por etapa).

El capítulo diez muestra la evaluación técnica de la propuesta para resolver los problemas de inundación en la columna de destilación atmosférica, esto es, la implementación de una torre Pre-Flash. Este capítulo incluye el diseño de la nueva torre, así como de los equipos requeridos por el proceso para implementar la unidad Pre Flash. En el capítulo once se muestra la evaluación técnica realizada al nuevo esquema propuesto considerando un incremento de carga a 15 000 BPSD. El capítulo doce está basado en la evaluación técnica de una alternativa adicional para reducir la inundación en la columna primaria consistente en la implementación de un Recipiente-Flash.

La evaluación económica, que se presenta en el capítulo trece, incluye el cálculo del monto de la inversión, el tiempo de retorno y el valor neto actual calculado para los próximos diez años.

En el capítulo catorce se presentan las conclusiones y recomendaciones resultado del estudio realizado en los capítulos anteriores.

El capítulo quince es un compendio de la bibliografía consultada, mientras que en el capítulo dieciseis se encuentran los apéndices correspondientes.

II. JUSTIFICACIÓN Y PROCEDIMIENTO DESARROLLADO

El presente estudio tiene por objetivo mejorar el fraccionamiento de la unidad de destilación primaria de la Refinería Conchán mediante la implementación de nuevos equipos, demostrando que dicha inversión es económicamente viable así como los beneficios adicionales derivados de esta propuesta de mejora técnica del actual proceso productivo.

Actualmente la Refinería Conchán procesa normalmente una carga de 8 000 a 12 000 BPSD de crudo mezcla (aproximadamente 50% de crudo Loreto y 50% de crudo Oriente Ecuatoriano alcanzando los 20 - 21° API), realizando el fraccionamiento primario a través de una columna de destilación atmosférica cuya capacidad de procesamiento hasta el año 1 994 fue de máximo 6 700 BPSD. Durante el año 1997 luego de mejoras realizadas en los hornos, trenes de intercambio de calor y bombas de proceso, pudo incrementarse hasta 12 000 BPSD.

Como consecuencia del incremento de carga se han presentado serios problemas de inundación en la columna de destilación primaria, particularmente en las zonas de reflujo de diesel y tope de la columna debido a la existencia de una mayor afluencia de hidrocarburos vaporizados y líquidos en estas zonas, incrementando la caída de presión respecto al diseño original de la columna. Estos problemas de inundación reducen la eficiencia del fraccionamiento y hacen prácticamente imposible incrementar carga a más de 12 000 BPSD.

Para otorgar una solución técnica al problema de inundación en la columna de destilación atmosférica en el presente estudio se propone la implementación de una Torre Pre-Flash, demostrando su viabilidad tanto en el aspecto técnico como en el económico.

El primer paso fue realizar la evaluación técnica correspondiente al esquema actual de procesamiento de la Refinería Conchán, incluyendo además de la destilación atmosférica, todos aquellos procesos que resultan fundamentales

para realizar el acondicionamiento del crudo antes de su fraccionamiento (transporte de crudo, intercambio de calor, calentamiento en hornos); de esta manera se pudo obtener un diagnóstico preciso de la performance actual de los equipos involucrados en dichas operaciones unitarias. Dada la complejidad de los cálculos requeridos para evaluar la performance de una columna de destilación primaria, se ha recurrido al empleo del software de procesos PRO 2 versión 7.0 debido a que es el simulador adquirido por la Cía. Petróleos del Perú S.A. para este tipo de estudios. Las evaluaciones de las pérdidas de carga durante el transporte de crudo, precalentamiento de crudo en los intercambiadores de calor, calentamiento en los hornos de procesos y otros estudios complementarios, han sido desarrolladas en hojas de cálculo especialmente preparadas para el presente estudio.

Como se mencionó anteriormente el suministro más común procesado en la unidad de destilación primaria es un crudo mezcla; sin embargo para el desarrollo de este estudio se ha definido evaluar la performance de los equipos considerando un suministro independiente de cada uno de estos crudos; el más pesado (crudo Loreto 18,9° API) y el más liviano (crudo Oriente Ecuatoriano 23,6° API). El criterio técnico para realizar esta evaluación independiente se basa en que ambos crudos representan escenarios críticos diferentes; así por ejemplo el crudo Loreto al ser el más pesado genera las mayores caídas de presión en el proceso de transporte de crudo desde las bombas de carga hasta la unidad de destilación primaria; de otro lado, el crudo Oriente Ecuatoriano al ser el más liviano, produce una mayor inundación al interior de la columna atmosférica debido a la generación de tasas más altas de flujos de hidrocarburos vaporizados y líquidos en los platos superiores a la zona de carga.

El segundo paso, luego de realizar la evaluación técnica del esquema actual de procesamiento, fue definir el nuevo esquema de procesamiento considerando la implementación de una torre Pre-Flash como alternativa para la eliminación del problema de inundación en la columna de destilación atmosférica. El desarrollo de esta propuesta requirió un nuevo análisis de los demás procesos de acondicionamiento de crudo; determinándose la necesidad de nuevos

equipos complementarios para el funcionamiento de la nueva unidad Pre-Flash, previa a la columna primaria.

El diseño de esta torre fue realizado de acuerdo a los lineamientos de la multinacional firma de ingeniería UOP, los cuales están basados en el procedimiento de cálculo desarrollado por Glitsch, reconocido fabricante de equipos para las industrias del petróleo y la petroquímica. Se eligió la UOP debido a que es uno de los principales referentes en la industria para el diseño de equipos, asimismo dicha información era la más actualizada y completa que se tuvo disponible en la Unidad de Ingeniería de la Refinería Conchán.

La implementación de la torre Pre-Flash además de reducir el problema de inundación en la columna de destilación atmosférica, permite la reducción del consumo de combustible en los hornos así como el incremento de carga hasta aproximadamente 15 000 BPSD, lo cual le da un valor agregado adicional considerablemente significativo, en especial desde el punto de vista económico pues dicho incremento de carga reduce los costos unitarios de procesamiento de crudo. Por este motivo, al comparar la implementación de la Torre Pre-Flash respecto a otra potencial alternativa como lo es la implementación de un Recipiente Flash para lograr la reducción de la inundación en la columna de destilación atmosférica; la torre constituye una solución técnica ampliamente superior.

Debido a que se definió que la alternativa técnicamente más apropiada para mejorar el esquema de fraccionamiento de la Refinería Conchán es la implementación de una Torre Pre-Flash, se ha desarrollado la evaluación económica correspondiente determinándose finalmente el tiempo de retorno de la inversión y el valor actual neto estimado para los próximos 10 años.

III. MARCO TEÓRICO

3.1 PETRÓLEO CRUDO

3.1.1 Descripción.-

El petróleo crudo es una mezcla líquida compleja de productos fundamentalmente constituidos por hidrocarburos que abarcan un amplio rango de puntos de ebullición y son extraídos de lechos geológicos continentales o marinos.

La calidad típica de un petróleo crudo es la siguiente:

- Una parte mayoritaria > 99% consiste en una mezcla de hidrocarburos de todo tipo, entre los cuales se debe contar con los compuestos que incluyen heteroátomos, de los cuales el más importante es el azufre, que puede llegar a alcanzar, como tal, proporciones entre el 1 y el 3% en peso.
- Salvo casos excepcionales, una parte minoritaria < 1% consistente en agua, proveniente del pozo o de las limpiezas en los buques-tanque. Esta fase acuosa suele presentarse emulsionada en la fase orgánica y lleva en disolución las sales minerales existentes, entre las cuales las más importantes son NaCl, Cl_2Mg_2 y Cl_2Ca .
- Una parte mínima aprox. 0,1% que incluye gases incondensables, tales como CH_4 , C_2H_6 y SH_2 .

3.1.2 Caracterización.-

El valor de un crudo depende de los rendimientos que pueda ofrecer en productos comerciales tras su fraccionamiento y de los costos que origine la eliminación de las impurezas presentes

en el mismo, tales como azufre, sales minerales y contenido de metales.

Con el fin de determinar la calidad de los diversos petróleos crudos, es necesario el conocimiento de sus características fisicoquímicas, ya que estas serán las que condicionarán su tratamiento inicial. Los conceptos de estas características globales son definidos a continuación:

a. Densidad.

Otorga una cierta idea de la proporción de productos ligeros, es decir de alto valor comercial, presentes en la mezcla de hidrocarburos. Se suele expresar en grados API, cuya relación con la gravedad específica (SPGR), es:

$$API_{60} = \frac{141,5}{SPGR_{60}} - 131,5 \quad (1)$$

Es decir, a mayor valor API corresponde una menor densidad.

b. Residuo de carbón.

Brinda una idea de la tendencia a formar coque o depósitos carbonosos en el curso de una combustión incompleta del fuel oil obtenido por destilación del petróleo crudo. En la mayoría de los casos, los crudos con menores valores de residuo de carbón son los de mayor valor.

c. Contenido de azufre.

Indica la necesidad de desulfuración de destilados, así como la calidad de los productos residuales. El término "ácido" se utiliza para nominar aquellos crudos con alto contenido de

azufre y por lo tanto requiere de un procesamiento especial. No existe una línea de división clara entre crudos dulces y ácidos aunque frecuentemente se utiliza al 0,5% de contenido de azufre como criterio.

Se expresa como porcentaje en peso o en partes por millón.

d. Contenido de nitrógeno.

Los compuestos de nitrógeno orgánico causan severo envenenamiento a los catalizadores utilizados en el procesamiento del crudo. Si el contenido de nitrógeno es superior al 0,25% en peso, el crudo requerirá un procesamiento especial para su remoción.

e. Presión de vapor Reid.

Otorga una cierta idea de la proporción de hidrocarburos ligeros y consecuentemente, de la necesidad de implementar una unidad de estabilización de naftas.

Se suele expresar en psig.

f. Contenido de agua y sedimentos.

Es un indicador de las necesidades de deshidratación y problemas de ensuciamiento en los sistemas de tratamiento y precalentamiento del petróleo crudo. Se denomina BS & W y se expresa como porcentaje en volumen.

g. Contenido de sales.

Da idea de la necesidad de desalado y de los problemas de corrosión asociados. Se suele expresar en PPTB, es decir, en libras por mil barriles.

h. Viscosidad cinemática.

Este parámetro proporciona una idea del grado de dificultad que se podría tener para el transporte del petróleo crudo a través de tuberías u oleoductos. Mayores valores de viscosidad cinemática significarán mayores caídas de presión a través del ducto y consecuentemente un requerimiento mayor de energía para su transporte.

Se suele expresar en centistokes a dos temperaturas.

i. Punto de escurrimiento.

Este parámetro, al igual que la viscosidad cinemática, es empleado para resolver problemas asociados al transporte del petróleo crudo. El punto de escurrimiento es la temperatura más baja expresada como múltiplo de 3°C, a la cual se observa fluir la muestra de crudo cuando es enfriada bajo condiciones de ensayo.

j. Curva TBP (True Boiling Point).

Es una herramienta de trabajo muy apreciada debido a que proporciona una indicación precisa de la cantidad (rendimiento) de los productos presentes en el petróleo crudo.

3.2 CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO

Por considerarla una información básica para el desarrollo del presente estudio se ha considerado anotar las características del proceso de destilación.

3.2.1 Destilación.-

La destilación permite la separación, o según la aceptación generalizada, el fraccionamiento de los componentes de una mezcla, en función de sus temperaturas de ebullición, aprovechando las diferencias de las volatilidades de los mismos. La sencillez del procedimiento y su precio relativamente módico la convierten en una operación básica en los procesos de refinación en la industria del petróleo.

El proceso consiste en vaporizar los hidrocarburos del crudo y luego condensarlos en cortes definidos, modificando fundamentalmente la temperatura a lo largo de la columna de fraccionamiento.

La vaporización o fase vapor se produce en la zona de carga de la columna de fraccionamiento, en dicha zona se disminuye la presión del sistema produciéndose el flash de la carga, obteniéndose la vaporización definitiva.

La fase líquida se produce como resultado de la acción de los reflujos externos e internos en la torre de destilación. Los reflujos externos son corrientes líquidas de hidrocarburos que se enfrían por intercambio con crudo o fluidos refrigerantes. La función u objetivo principal de estos es eliminar o disipar en forma controlada la energía de los hidrocarburos vaporizados que ascienden a lo largo de la columna, de esta manera se enfría y condensa la carga vaporizada en cortes o fracciones de hidrocarburos específicos, obteniéndose los productos correspondientes.

La columna de destilación primaria posee bandejas o platos donde se produce el equilibrio entre los vapores ascendentes y los líquidos descendentes. En puntos o alturas exactamente calculadas existen platos colectores desde los que se extraen los productos destilados. La columna de destilación primaria

opera con presiones ligeramente superiores a la presión atmosférica (10 332 kg/m²).

3.2.2 Curvas de Destilación TBP y ASTM.-

Todas ellas consisten esencialmente en curvas de vaporización. El equipo y condiciones de proceso son los factores que determinan las diferencias entre ellas y se encuentran debidamente normalizadas.

a. *Curva de Destilación TBP*

Su mismo nombre, True Boiling Point, indica su significado. Es la curva que representa los puntos de ebullición verdaderos. Esta buena aproximación a la realidad se consigue mediante la destilación de la mezcla en una columna de relleno con un elevado número de platos teóricos y con altas relaciones de reflujo.

Como en el caso de las demás curvas, la TBP se representa gráficamente como % recuperado frente a temperatura, por lo que previamente hay que evaluar las pérdidas.

La norma empleada para la realización de este ensayo es la ASTM D2829.

b. *Curva de Destilación ASTM*

Se conoce como tal el resultado de la aplicación del método ASTM D86. Este estándar es aplicable a la destilación a presión atmosférica. En el caso de fracciones más pesadas se emplea el estándar ASTM D1160. Entre ambas existe una correlación de conversión.

Esta curva se caracteriza por ser menos realista que la TBP, ya que se efectúa en una columna sin platos (el

fraccionamiento se realiza con el reflujo generado por la condensación de vapores en el cuello de un matraz); sin embargo constituye una destilación rápida que otorga una idea aproximada del rango de ebullición del petróleo crudo y sus fracciones.

3.2.3 Punto de corte

Se define como punto de corte la temperatura a la que, sobre la curva TBP, se obtiene el rendimiento deseado de un determinado producto.

Es decir si se pretende obtener un 50% de destilado, y este rendimiento corresponde sobre la curva TBP de la alimentación a una temperatura de 90°C, se dirá que el punto de corte deseado es 90°C.

Por supuesto el establecer un punto de corte no implica en absoluto ningún grado de calidad en los productos. Este grado de calidad vendrá definido por el fraccionamiento.

3.2.4 Calidad del fraccionamiento

La calidad del fraccionamiento es la que condiciona la mayor o menor presencia de componentes ligeros en el residuo y de pesados en el destilado. Por tanto para el análisis de la operación de una columna se pueden establecer en principio tres posibles formas de definir la calidad del fraccionamiento:

a. La composición de los dos productos es conocida

Una columna depropanizadora de GLP es un ejemplo de este tipo. La calidad del fraccionamiento vendrá fácilmente definida por la concentración de $(iC_4 + nC_4)$ en el destilado y/o de C3 en el residuo, según los fines que se persigan.

- b. *Sólo la concentración de uno de los dos productos es conocida*

Una columna estabilizadora de naftas es un buen ejemplo de este tipo de fraccionamiento. Para estos casos, la forma de caracterización más usual es aquella que da la concentración de $(iC_5 + nC_5)$ en el destilado y/o por la concentración de $(iC_4 + nC_4)$ en el residuo, según los fines que se persigan. Dada la complejidad de la composición del residuo, la práctica usual aconseja la introducción permanente de un ensayo normalizado que, aunque no pueda ser directamente correlacionado, dé una idea clara de la calidad del producto. Concretamente, en este caso se utiliza el ensayo de Presión de Vapor Reid.

- c. *No se conoce ninguna de las composiciones*

Es el caso correspondiente a una columna de destilación atmosférica de petróleo crudo. Para estos casos y dada la complejidad de la composición de los productos, es absolutamente necesario disponer de un ensayo normalizado que represente la calidad de ambos productos simultáneamente. Esta condición la cumplen las curvas de destilación. Debido a la complejidad de la realización de la curva TBP y a la falta de representatividad de otras curvas como la EFV, se ha escogido la curva ASTM que une a su fácil realización (ya automatizada) una representatividad suficientemente buena de la calidad del producto analizado.

3.2.5 Definición de GAP y OVERLAP

Se define como *GAP* la diferencia entre las temperaturas del 5% de la curva ASTM del residuo y la del 95% del destilado.

Cuando el valor de esta diferencia resulta negativo se aplica la denominación de *OVERLAP*.

La razón de haber escogido los puntos del 5 y el 95%, cuando en principio deberían ser más representativas el inicial y el final, radica en que la fiabilidad de la determinación de estos dos puntos es muy baja.

3.2.6 Significado físico del GAP y OVERLAP

Una diferencia de temperaturas positiva o GAP, significa un buen fraccionamiento entre los productos en la operación real de la columna, en términos generales. Una diferencia de temperatura negativa u *OVERLAP* significa contrariamente un mal fraccionamiento.

Sin embargo no se debe olvidar que para el diseño de la columna se especifica una calidad determinada en los productos, pudiendo darse el caso entonces de que el GAP obtenido en la realidad sea inferior al de diseño, con lo que a pesar de tener valor positivo representaría un mal fraccionamiento y habría que investigar las causas.

3.2.7 Overflash

El overflash consiste en la vaporización de una fracción mayor de crudo que la requerida por el balance de masa, con la finalidad de asegurar que una cantidad adecuada de reflujo esté disponible en los platos ubicados entre la zona de expansión y el plato de extracción de producto más cercano. El overflash es medido como porcentaje en volumen de crudo de alimentación a la columna.

El valor de overflash para ser considerado en el diseño debería ser entre 0,2% a 5% en volumen, sin embargo un valor ampliamente recomendado es de 2%.

Figura 1. FRACCIONAMIENTO ÓPTIMO (GAP)

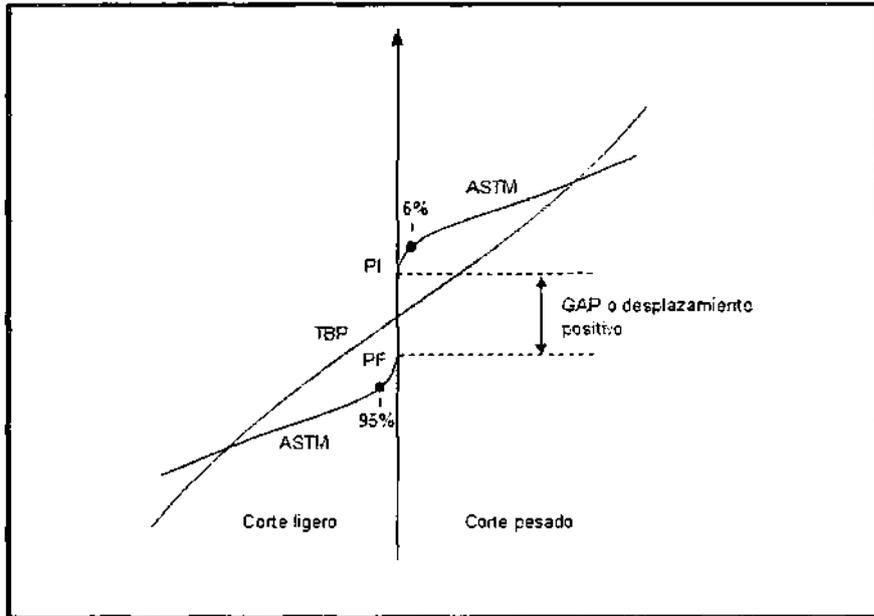
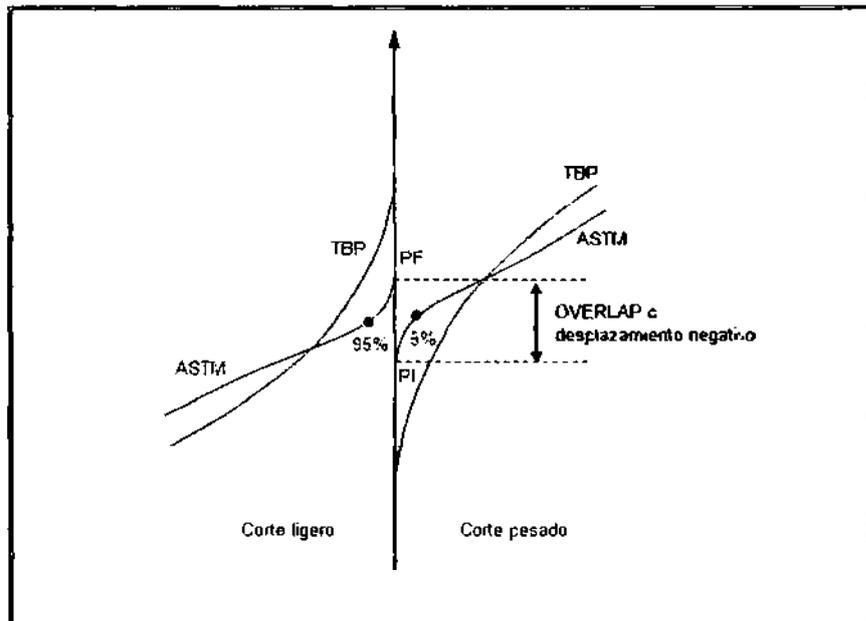


Figura 2. FRACCIONAMIENTO DEFICIENTE (OVERLAP)



3.2.8 Fraccionamiento máximo y óptimo. Consideraciones económicas

a. *Fraccionamiento máximo*

Es el que corresponde a una línea de corte totalmente plana. Este fraccionamiento perfecto es inalcanzable en la práctica, de forma que para una columna, carga y productos dados, el fraccionamiento máximo real será aquel que permita las mayores relaciones de reflujo y revaporización sin provocar problemas de inundación o secado de platos.

b. *Fraccionamiento óptimo*

El fraccionamiento óptimo es siempre el mínimo que permite cumplir con las especificaciones de los productos.

Esta aseveración se basa en consideraciones económicas simples. Cualquier incremento de las relaciones de reflujo y/o de revaporización lleva consigo un incremento en el consumo energético y por tanto un gasto extra.

Este gasto extra repercutirá lógicamente sobre el costo de los productos, tendiendo a minimizar el margen de beneficio.

Sobre la calidad del fraccionamiento influirán dos variables íntimamente relacionadas: la presión del sistema y el estado de ensuciamiento del equipo. Ambas variables deberán tender al mínimo posible.

Para el caso de la presión la forma de reducirla es mediante sofisticados sistemas de control. La rentabilidad de instalación de los mismos deberá calcularse en función del ahorro energético conseguido.

Para el caso del ensuciamiento del equipo (platos, bajantes, etc.), al igual que para problemas mecánicos (rotura de platos, etc.), la forma de eliminarlo es mediante parada de la planta y limpieza mecánica.

3.3 ACONDICIONAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DEL CRUDO

3.3.1 Descripción

Las unidades de acondicionamiento y fraccionamiento de crudo se componen fundamentalmente de las siguientes:

a. *Tren de precalentamiento*

Se trata de un conjunto de intercambiadores de calor, dispuestos en serie, en donde la carga se precalienta, recuperando el calor de las corrientes de los productos calientes salientes de la columna de destilación que se dirigen al almacenamiento u otras unidades de proceso.

b. *Desaladora*

Es un equipo de decantación electrostática donde se elimina (parcialmente) el agua y las sales presentes en el crudo. Usualmente se encuentra intercalado en el tren de precalentamiento.

c. *Horno de carga*

Su función es elevar la condición térmica de la carga hasta aportar el calor requerido por el proceso de destilación.

d. *Pre-destilación: Recipiente Flash*

Su función es despuntar el crudo de sus componentes más livianos de forma que el horno de carga quede desahogado obteniéndose como resultado un ahorro en su capacidad de diseño y por tanto un ahorro en el consumo energético. El

Recipiente Pre-Flash, a diferencia de la Torre Pre-Flash, no posee elementos internos para el fraccionamiento, por lo que sólo permite una separación súbita de los componentes más ligeros del crudo de los más pesados. Los componentes ligeros son inyectados en la corriente de salida del horno para constituir la carga a la torre de destilación principal o también pueden ser introducidos en forma independiente algunas etapas por encima de la zona de vaporización de la columna principal, de manera que se descongestiona dicha zona (se reduce la inundación) y se efectúa una mejor distribución de la carga térmica en la columna.

e. Pre-destilación: Torre Pre-Flash

Generalmente es empleada cuando se procesan crudos con cantidades importantes de hidrocarburos ligeros, agua o compuestos sulfurados corrosivos. El crudo precalentado a aproximadamente 250°C saliente de los trenes de intercambio de calor, se introduce en la Torre Pre-Flash, la cual trabaja usualmente bajo una presión de 2,5 a 5 kg/cm². Por la cabeza se obtiene gas y una gasolina ligera, mientras que el crudo despuntado, obtenido por el fondo de la torre, se envía al horno y, a posteriormente a topping, donde se realizará el fraccionamiento para la extracción de gasolina pesada, kerosene, diesel y crudo reducido.

El interés principal de esta Torre Pre-Flash reside en los siguientes hechos:

- Los compuestos sulfurados corrosivos (SH₂ y mercaptanos) volátiles se eliminan por la cabeza de la Torre Pre-Flash, por lo cual esta se proyectará de una aleación de acero especial, mientras que la torre principal podrá ser construida con acero ordinario.

- Al eliminar los elementos ligeros, se puede reducir la potencia del horno, ya que estos elementos vaporizados en el horno poseen un mal coeficiente de transferencia de calor. De esta manera la carga al horno se puede disminuir fácilmente en un 10%. Del mismo modo, la remoción de los elementos ligeros en la Torre Pre-Flash permite reducir la inundación en las zonas con mayor congestión de vapores y líquidos de la columna de destilación principal.
- La presencia de agua en el petróleo crudo, a pesar de todas las decantaciones preliminares, perjudica la marcha normal de la operación, pudiendo provocar explosiones en el horno por vaporizaciones súbitas, llegando a provocar el arrastre de los platos en la columna principal. Con una Torre Pre-Flash, la mayor parte del agua se elimina directamente por la cabeza de la torre y de esta manera se evita dañar la operación normal de la torre principal.
- La única desventaja que se puede imputar a la implementación de una Torre Pre-Flash es el aumento de la temperatura a la salida del horno requerido para mantener la misma relación de vaporización del crudo en la torre principal. Este aumento que puede llegar a ser de 5°C se limita fácilmente inyectando vapor de agua para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos.

f. *Destilación atmosférica*

Son los equipos donde se realiza el verdadero proceso de separación. Corresponde a un conjunto de equipos que incluyen la Columna de destilación atmosférica, comúnmente denominada columna de destilación primaria o "Topping", los Strippers laterales y los sistemas de reflujo, constituidos por los condensadores y acumuladores

necesarios. La columna de destilación atmosférica dispone de tres o cuatro extracciones laterales, reflujo de cabeza y uno o más reflujos circulantes.

g. *Unidad de destilación al vacío*

Su finalidad es destilar en condiciones de vacío el residuo de la columna atmosférica, con el fin de maximizar la producción de gasóleo pesado, el cual podrá ser destinado como carga a la unidad de cracking catalítico.

3.3.2 Esquema actual de una Unidad de fraccionamiento de crudo

El esquema de una unidad de fraccionamiento de crudo debe responder al marco energético actual, es decir, baja oferta y altos precios de los petróleos crudos, precios exorbitantes de la energía y tendencia acelerada a la baja en el consumo del fuel-oil. Por lo tanto, los actuales esquemas típicos son diseñados con la finalidad de reducir los consumos energéticos y optimizar la extracción de destilados de alto valor agregado del crudo.

En la figura 3 se muestra dicho esquema de destilación.

3.4 VARIABLES DE OPERACIÓN

3.4.1 Variables de operación

Las variables de operación más importantes en una columna de destilación de crudo son la presión y las gradientes de temperaturas a lo largo de ella, así como también los caudales de alimentación y los productos salientes.

En principio se debe suponer una carga de composición química constante a la columna, eliminando así los efectos por variaciones en el caudal de alimentación.

Figura 3. ESQUEMA TÍPICO DE DESTILACIÓN DEL CRUDO

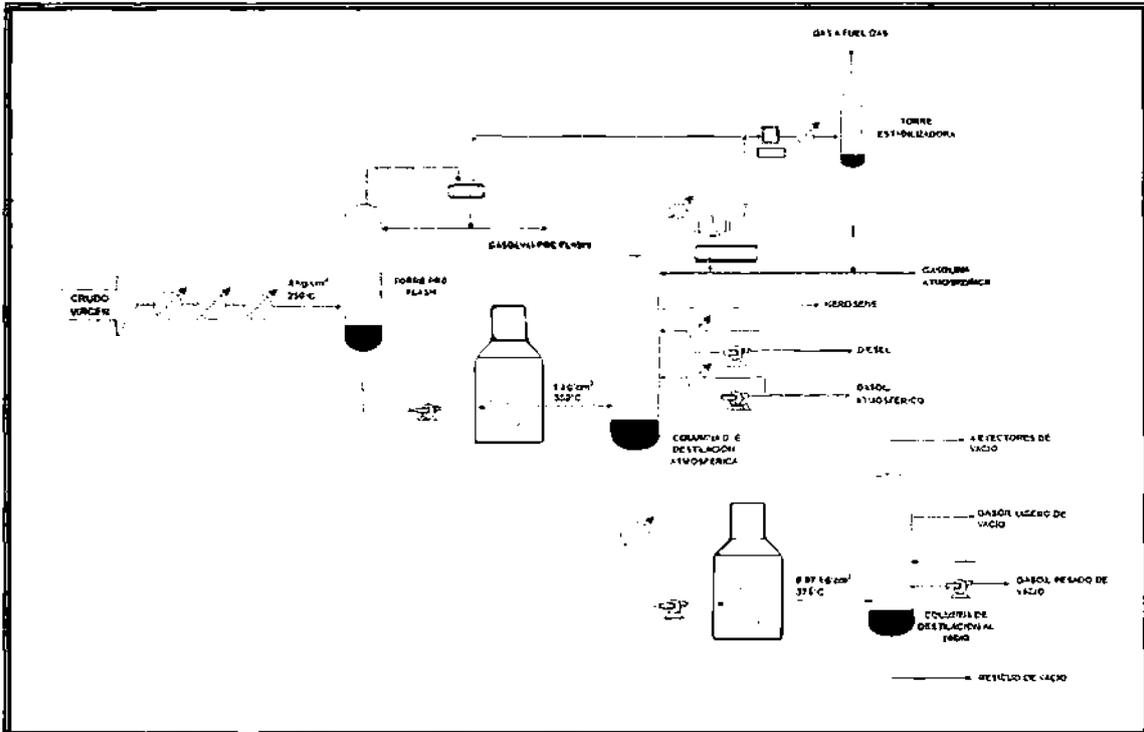
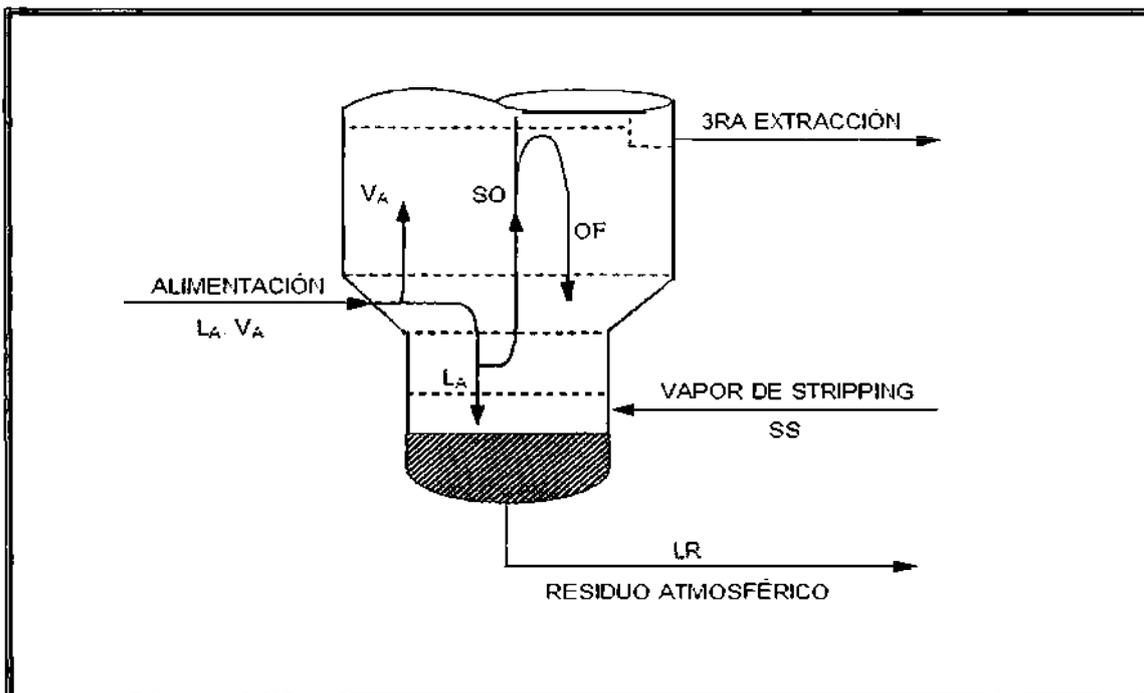


Figura 4. REFLUJO INTERNO, OVERFLASH (OF)



Una vez definido el caudal y la calidad de la carga, los caudales de los productos salientes serán función de los cortes TBP que se desean obtener para cada uno.

La variación de alguno ó algunos de ellos lleva a efectos complejos en donde se interrelacionan los balances de materia y energía.

a. *Presión*

La presión de operación de la columna depende de la existente en el acumulador de reflujo frío. Esta es igual a la tensión de vapor del líquido que se encuentra en el acumulador. Por tratarse de dos productos inmiscibles, hidrocarburos y agua, será:

$$P = (P_{\text{vapor de HC (cabeza de columna)}} + P_{\text{vapor de H}_2\text{O}}) T \quad (2)$$

Recorriendo el circuito del flujo de crudo hacia la columna, se deberá ir sumando las pérdidas de carga correspondientes a cada elemento mecánico, de forma que la presión en la zona de expansión de la columna (zona flash) será igual a la presión del acumulador más todas las pérdidas de carga del circuito dentro de la columna. Es decir, la presión de operación de la columna depende, en orden de importancia, de:

Temperatura alcanzada en el acumulador de reflujo.

Caudal de vapores en la columna y corte de cabeza.

b. *Temperatura de cabeza de la columna*

Es igual a la temperatura de rocío de los vapores que abandonan la cabeza de la columna.

c. *Temperaturas de fraccionamiento*

Otorgan una idea de la calidad del producto separado, correspondiendo a la temperatura de burbuja del mismo bajo su presión parcial.

A presión fija, una mayor temperatura indicará un producto más pesado y viceversa. No hay que olvidar, sin embargo, la acción posterior del stripping.

d. *Temperatura de la alimentación*

A presión fija, proporciona una idea del porcentaje de vaporizado. El porcentaje de vaporizado de la alimentación será, en principio, del mismo orden que la suma de extracciones superiores, de ahí su importancia. A presión fija, aumenta el porcentaje de vaporizado al aumentar la temperatura. A temperatura fija, aumenta el porcentaje de vaporizado al disminuir la presión parcial de los hidrocarburos.

e. *Temperatura de fondo*

Se trata siempre de la temperatura de burbuja del líquido efluente a su presión parcial. En principio es inferior a la temperatura de alimentación en el caso de la columna atmosférica, ya que el fondo de esta se comporta como un stripper.

3.4.2 Los strippers laterales y el fondo de la columna

Con el fin de poder cumplir las especificaciones de inflamabilidad de los productos comerciales, es necesario someter a las extracciones laterales de la columna a un proceso

de destilación por arrastre con vapor, que retire los componentes ligeros. En el caso del fondo de la columna, este arrastre con vapor cumple un doble cometido como veremos más adelante. El principio de estos procesos es la revaporización parcial.

a. *Strippers laterales*

Son pequeñas columnas de destilación anexas a la columna principal, que reciben como alimentación el producto de los cortes laterales de dicha columna. Tienen un ingreso de vapor de agua por el fondo que arrastra los componentes ligeros llevándolos hacia arriba y haciéndolos retornar a la columna atmosférica en un plato superior. Cuando en el proceso de stripping no se utiliza vapor de agua se aplica el stripping por reboiler, el cual permite obtener un producto seco.

b. *Fondo de la columna atmosférica*

Se trata en esencia de un stripper. De la operación del mismo depende el reflujo interno en la zona comprendida entre la alimentación y la tercera extracción, tal como se muestra en la figura 4.

El reflujo interno citado se suele denominar "overflash" (OF) debido a que, en efecto, se trata del excedente de vaporizado no extraído de la columna.

Para una alimentación determinada (Z_A , P_A , T_A), los vapores ascendentes estarán constituidos por los propios de la alimentación, V_A , más los revaporizados por la acción del vapor de stripping, SS , sobre el líquido procedente de la alimentación, L_A . Este revaporizado se denomina "Strip-out", SO .

De esta forma se puede establecer la ecuación:

$$OF = V_A + SO - \Sigma E \quad (3)$$

Donde:

ΣE = Total de materia extraída por encima de la zona de vaporización.

Todos los términos se suelen expresar en porcentaje volumétrico sobre la alimentación a la columna.

c. *Eficacia del stripping con vapor*

Aunque en principio podría pensarse que la relación entre vaporizado y la inyección de vapor de stripping debería corresponder a la ecuación de una recta, experimentalmente ha quedado claramente demostrado que describe una curva de tipo semiparabólico, como se muestra esquemáticamente en la figura 5.

Esta curva tiende, a partir de determinados valores de X a convertirse en una paralela al eje de las abscisas.

La relación "X" se expresa como kilogramos de vapor por metro cúbico de líquido efluente del stripper. En el caso del fondo de la columna atmosférica, se trata del Residuo Atmosférico.

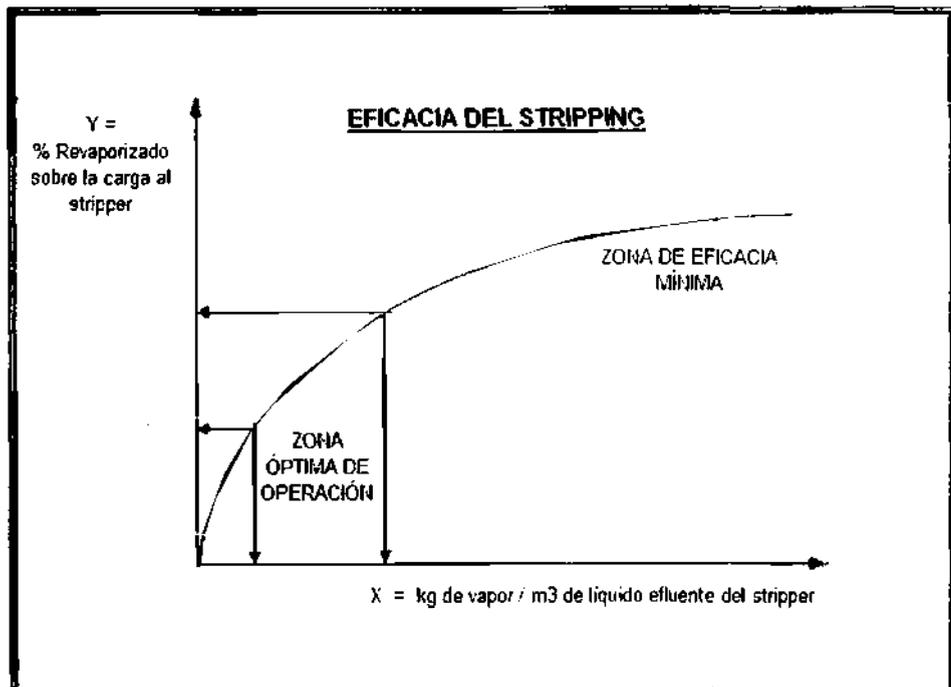
Para cada tipo de alimentación al stripper existe una curva distinta, conservando siempre la misma tendencia básica. De ahí que se pueda afirmar la inoperancia de sobrepasar determinados límites en la inyección de vapor de stripping. Para los stripper laterales, el valor óptimo de la inyección será el mínimo que consiga la inflamabilidad deseada. Este valor suele situarse entre 6 y 12 kg/m³.

En el caso del fondo de la columna atmosférica, el óptimo será aquel que dé lugar al refluo interno, "overflash", suficiente para conseguir el máximo agotamiento. Lógicamente este valor deberá encontrarse en la zona definida como "óptimo de operación". De hecho la inyección al fondo suele situarse entre 12 y 24 kg/m³, siendo el límite máximo de la zona óptima de operación del orden de 30 kg/m³.

En diseño los stripper generalmente presentan una relación de 24 kg/m³.

Cabe destacar, por último, que la acción del stripping se refleja de forma directamente proporcional a la revaporización sobre la temperatura del 5% de la curva ASTM del producto efluente, relacionada a su vez con el punto de inflamación de dicho corte.

Figura 5. EFICACIA DEL STRIPPING



3.4.3 Reflujos externos

Se les denomina también reflujos circulantes y tienen la finalidad de mejorar la performance energética a distintos niveles de la columna, desahogando la zona de cabeza; pues de no existir estos reflujos externos, sería necesario contar con un reflujo interno suficientemente grande como para retirar calor y condensar los vapores de cabeza de columna, lo que a su vez significaría tráficos enormes de líquidos y vapores en dicha zona, requiriendo un diseño de diámetro creciente para la misma.

La instalación de este tipo de reflujos exige la instalación de platos suplementarios en la columna.

a. *Reflujo de cabeza*

Generalmente consiste en el líquido procedente del acumulador de reflujo caliente.

El esquema ideal en términos termodinámicos es aquel en que el reflujo se encuentra a una temperatura inferior en un infinitésimo a la del plato de recepción del mismo, ya que de esta manera no se producirán condensaciones indiscriminadas, mejorando por tanto el fraccionamiento.

La temperatura de este reflujo deberá ser por tanto la correspondiente al punto de rocío de la gasolina atmosférica. Para las condiciones habituales se sitúa alrededor de 130°C, no existiendo por tanto riesgos de presencia de agua en el reflujo.

Una vez fijada la temperatura, el caudal viene controlado por la temperatura de cabeza de la columna que a su vez será función del calor eliminado anteriormente por el reflujo circulante.

b. Reflujos circulantes de 2° y 3° extracciones

Gran parte del producto líquido procedente de los platos de salida de la 2° y 3° extracciones de la columna es desviado, antes del stripping, y utilizado para ceder calor en varios intercambiadores, para retornar después a la columna sobre platos situados por encima de los respectivos platos de extracción.

El efecto de estos dos circuitos de reflujo circulante es eliminar calor de la columna en diferentes zonas de ésta, de modo que se aproveche al máximo la recuperación de calor a nivel térmico elevado, disminuyendo al mínimo el reflujo de cabeza de menor nivel térmico y menos optimizado energéticamente.

Los platos situados entre el retorno y la extracción de este reflujo se denominan de "intercambio de calor" y su poder de fraccionamiento es prácticamente nulo dado que el reflujo en su retorno penetra en la columna a una temperatura muy inferior a la de la zona, dando lugar con esto a una condensación brusca e indiscriminada de los vapores ascendentes ("reflujo inducido").

Como resumen podemos decir que el reflujo óptimo es aquel que a lo largo de la columna permita el máximo poder de fraccionamiento y a su vez la mayor cantidad posible de calor de alto nivel térmico recuperado en el exterior de la columna mediante los reflujos circulantes.

IV. DESCRIPCIÓN DEL ESQUEMA DE FRACCIONAMIENTO DE LA REFINERÍA CONCHÁN

Carga a la Unidad de Destilación Primaria

La carga típica de operación de la unidad de destilación primaria (UDP), dependiendo de los programas de producción de la Refinería, varía entre 8 000 a 12 000 BPSD.

Usualmente, parte de la carga a UDP pasa a través de la Desaladora electrostática (entre 2 500 y 4 000 BPSD), siendo previamente bombeada por la P-21 ó P-22 y precalentada en intercambiadores de crudo versus residuo atmosférico, hasta 85°C aprox. En la Desaladora se disminuye el valor de %BS&W de aprox. 0,1% a 0,01% ó menos.

Las corrientes de crudo desalado y crudo proveniente directamente de tanques de almacenamiento se mezclan antes de ingresar a las bombas de carga P-1 y P-1B, las cuales impulsarán el crudo hasta 26 kg/cm² aprox., presión necesaria para vencer las caídas de presión por las tuberías, intercambiadores de calor y hornos de procesos antes de llegar a la columna de destilación primaria C-1.

Las bombas de carga son puestas en paralelo empleando la P-1 para el circuito N° 1 de crudo y la P-1B para el circuito N° 2 (pueden intercambiarse las bombas). Los circuitos N° 1 y N° 2 consisten en una red de tuberías empleadas para el transporte de crudo desde la zona de tanques de almacenamiento hasta el horno F-1 de la UDP, pasando a través de los trenes de intercambio de calor.

Circuitos de precalentamiento de crudo

a. Circuito N° 1

El crudo que pasa a través de este circuito intercambia calor con los productos salientes de la UDP ingresando secuencialmente por los tubos

de los intercambiadores E-1 y/o E-1A (crudo versus vapores de gasolinas de UDP), E-2 (crudo versus kerosene), E-3 (crudo versus diesel), E-3A y E-4 (crudo versus reflujo de diesel), E-5 y E-5A (crudo versus crudo reducido).

El crudo incrementa su temperatura desde los 23,8 – 37,8°C en que se alimenta desde los tanques de almacenamiento hasta aproximadamente 230°C en que se junta con el circuito N° 2 e ingresa en la zona convectiva del horno F-1 y eventualmente en paralelo a la zona convectiva del horno F-2 (esto último dependiendo del nivel de carga que se esté procesando).

b. Circuito N° 2

El crudo que pasa a través de este circuito intercambia calor con los productos de la Unidad de Destilación al Vacío (UDV) ingresando por los intercambiadores E-1B (crudo versus vapores de gasolina de la UDP), E-35D y E-35C (crudo versus residuo de UDV), E-33A (crudo versus gasóleo liviano de UDV), E-33B (crudo versus gasóleo pesado de UDV) y finalmente E-35B y E-35A (crudo versus residuo de UDV).

El crudo incrementa su temperatura desde los 23,8 – 37,8°C hasta aproximadamente 240°C.

Hornos de procesos

El crudo precalentado en los circuitos de intercambio de calor ingresa en la zona convectiva del horno F-1 a una temperatura y presión aproximadas de 235°C y 14 kg/cm² respectivamente, donde intercambia calor con los gases de chimenea del horno incrementando su temperatura hasta 270 – 295°C. Cuando se procesa más de 11 000 BPSD de crudo, se divide la carga y se hace pasar aproximadamente un 50% por la zona convectiva del horno F-1 y el otro 50% por la zona convectiva del horno F-2. Luego ambas corrientes se unen para ingresar a la zona radiante del horno F-1, en donde se incrementa la temperatura del crudo hasta alcanzar 320 – 350°C. Esta calidad térmica del crudo permitirá la vaporización del gasóleo y componentes más ligeros de la carga al ingresar a la zona flash de la columna de destilación C-1.

Columna de destilación C-1

El crudo que sale del horno F-1 parcialmente vaporizado (aproximadamente 40 - 50% en volumen) ingresa a la zona flash localizada entre los platos 5 y 6 de la columna de destilación primaria C-1. En este punto los componentes ligeros ascenderán como vapores en la columna en contracorriente con los reflujos interno y externo, manteniéndose el equilibrio vapor-líquido en cada plato de la torre, de manera tal que el vapor que sale de cada plato es más rico en componentes ligeros que el vapor que entra; lográndose así que los vapores se enriquezcan de componentes livianos conforme ascienden a los platos superiores. De manera similar el líquido se va enriqueciendo en componentes pesados conforme desciende a los platos inferiores de la columna.

Gasolina

Los vapores procedentes de la parte superior de la columna C-1 son condensados en los intercambiadores E-1, E-1A, E-1B, y en el aerorefrigerante E-6 y son recibidos en el acumulador de reflujo V-1, donde se produce la decantación del agua que se inyectó como vapor de stripping. Una parte de la gasolina condensada es bombeada con la P-3 y/o P-3B hacia el sistema de tratamiento cáustico, mientras que la otra parte es enviada nuevamente a la columna como reflujo de tope. La gasolina que retorna como reflujo a la columna tiene una temperatura entre 50 y 85°C. La fase vapor del acumulador V-1 pasa por el aerorefrigerante E-15 donde disminuye su temperatura y condensa, acumulándose luego dicho condensado en el recipiente V-2. Esta gasolina liviana es bombeada con la P-4B para unirse con la gasolina de V-1 antes del sistema de tratamiento cáustico. La presión de cabeza de columna es controlada regulando el flujo de salida de los gases incondensables del acumulador V-2; la presión en este punto es de 1,2 a 1,8 kg/cm² aprox.

Solvente MC

Es extraído por el plato N° 26 de la columna C-1. Toda la producción de solvente va al stripper C-5, ingresando por la parte superior de éste. En el

stripper el producto entra en contacto con el vapor despojante sobrecalentado que ingresa por el fondo y en cada plato va siendo desorbido de los componentes más ligeros, los cuales ascienden hacia la parte superior del stripper y salen por la línea de vapores hacia la columna C-1 donde ingresan a la altura del plato N° 27.

El Solvente desorbido que va bajando por los platos sale como producto por el fondo mediante la bomba P-5 hacia el aerorefrigerante E-8 y luego hacia su correspondiente sistema de tratamiento cáustico.

Kerosene

Es extraído por el plato N° 20 de la columna C-1. Toda la producción de kerosene va al stripper C-2 ingresando por la parte superior. En el stripper el kerosene entra en contacto con el vapor despojante sobrecalentado que ingresa por el fondo y en cada plato va siendo desorbido de los componentes ligeros que ascienden hacia la parte superior del stripper, saliendo por la línea de vapores del stripper hacia la columna donde ingresa a la altura del plato 21. El kerosene desorbido sale como producto por el fondo mediante la bomba P-7B hacia su enfriamiento, primero en el intercambiador E-2 para ceder calor al crudo que precalienta en el circuito N° 1 y luego en el aerorefrigerante E-9 que disminuye la temperatura del kerosene antes de ser enviado a tanques de almacenamiento.

Diesel

Es extraído por el plato N° 12 de la columna C-1; una parte de la producción de diesel es retornada a la columna como reflujo recirculante a la altura del plato N° 14, siendo previamente enfriada por los intercambiadores E-3A y E-4; la producción de diesel restante va al stripper C-3. En el stripper entra en contacto con el vapor despojante sobrecalentado que ingresa por el fondo y en cada plato va siendo desorbido de los componentes más livianos, los cuales ascienden hacia la parte superior del stripper y salen por la línea de vapores hacia el plato N° 13 de la columna C-1.

El diesel desorbido es bombeado por la P-10 hacia el intercambiador E-3, luego pasa por el aerorefrigerante E-10, decantador y filtro de sal, para finalmente ser enviado a tanques de almacenamiento.

Crudo reducido

Es extraído por el fondo de la columna C-1 mediante las bombas P-9, P-9A ó P-9B, pasando luego por los intercambiadores de calor E-5 y E-5A donde cede calor al crudo del circuito N° 1; finalmente es calentado en el horno F-2 antes de su ingreso a la columna de destilación al vacío C-6.

**V. CARACTERIZACIÓN DE LOS CRUDOS SUMINISTRADOS A LAS
UNIDADES DE FRACCIONAMIENTO**

5.1 CRUDO LORETO

Gravedad, °API: 18,9
 Azufre total, %peso: 1,24
 Factor de caracterización K: 11,6
 Viscosidad cinemática, cSt: 191,5 @ 37,8°C
 Viscosidad cinemática, cSt: 98,07 @ 50,0°C

Cuadro 1. TRUE BOILING POINT (TBP), CRUDO LORETO

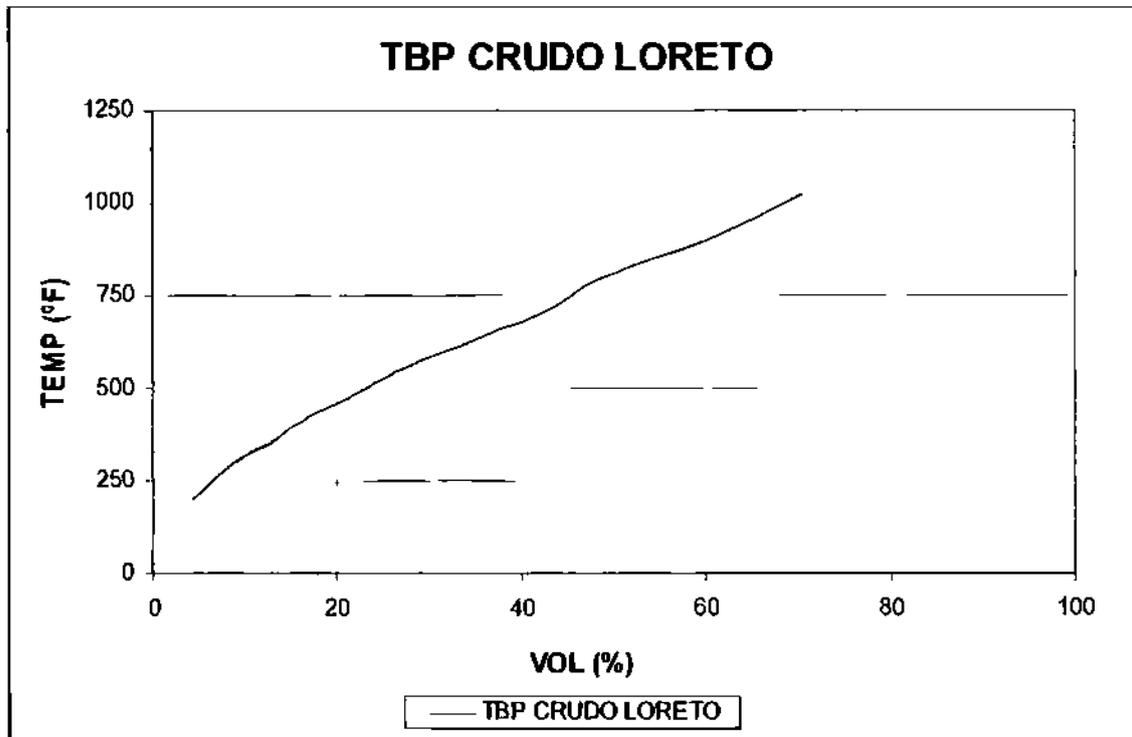
Rango Temp. °C; 1,033 kg/cm ²	Destilado %Vol	Destil. acumulado %Vol	Gravedad, °API
P.I – 93,33	4,33	4,33	71,3
93,33 – 148,89	4,53	8,86	56,5
148,89 – 176,67	3,74	12,60	47,9
176,67 – 204,44	2,79	15,39	41,7
204,44 - 260	7,70	23,09	34,7
260 – 287,78	3,64	26,73	30,3
287,78 – 343,33	10,19	36,92	27,2
343,33 – 371,11	5,02	41,94	23,2
371,11 – 426,67	6,99	48,93	20,2
426,67 – 482,22	11,20	60,13	18,6
482,22 – 551,57	10,35	70,48	16,1
551,57+	29,48	99,96	- 0,2

Fuente: Manual de operaciones Refinería Conchan

Análisis de componentes livianos:

Etano	0 %Vol
Propano	0,05 %Vol
Isobutano	0,08 %Vol
n-Butano	0,19 %Vol
Isopentano	0,31 %Vol
n-Pentano	0,38 %Vol
Hexanos	1,15 %Vol
C7+	97,84 %Vol
Total	100 %Vol

Figura 7. TBP CRUDO LORETO



5.2 CRUDO ORIENTE ECUATORIANO

Gravedad, °API: 23,6
Azufre total, %peso: 1,58
Factor de caracterización K: No disponible
Viscosidad cinemática, cSt: No disponible
Viscosidad cinemática, cSt: No disponible

Cuadro 2. TRUE BOILING POINT (TBP), CRUDO ORIENTE ECUATORIANO

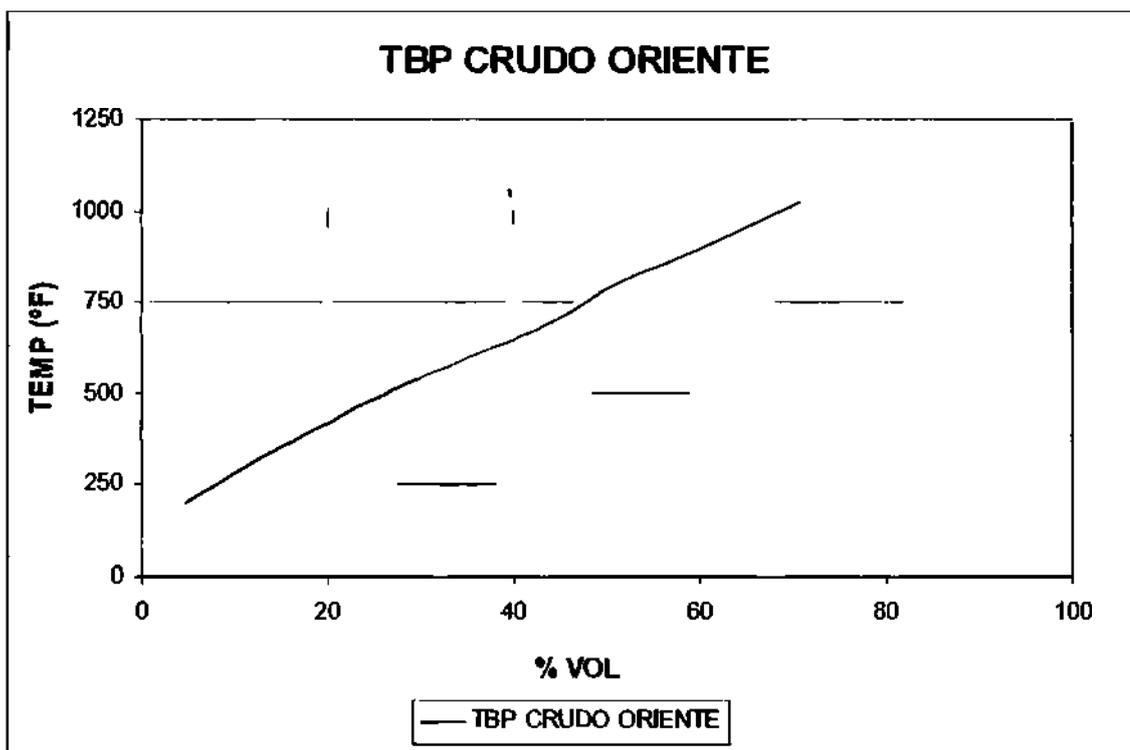
Rango Temp. °C, 1.033 kg/cm ²	Destilado %Vol	Destil. acumulado %Vol	Gravedad, °API
P.I – 93,33	4,74	4,74	75,5
93,33 – 148,89	6,3	11,04	56,8
148,89 – 176,67	3,53	14,57	49,4
176,67 – 204,44	3,97	18,54	43,7
204,44 - 260	7,73	26,27	38,1
260 – 287,78	4,28	30,55	33,2
287,78 – 343,33	9,4	39,95	31,3
343,33 – 371,11	4,46	44,41	26,8
371,11 – 426,67	6,93	51,34	23,6
426,67 – 482,22	9,13	60,47	21,3
482,22 – 551,57	10,32	70,79	18
551,57+	28,22	99,01	2,8

Fuente: Manual de operaciones Refinería Conchan

Análisis de componentes livianos:

Etano 0 %Vol
Propano 0,24 %Vol
Isobutano 0,16 %Vol
n-Butano 0,58 %Vol

Figura 8. TBP CRUDO ORIENTE ECUATORIANO



VI. CARACTERIZACIÓN DE LOS PRODUCTOS DE DESTILACIÓN PRIMARIA

Gasolina Primaria

Gravedad API:	50 – 60
Presión de vapor Reid:	8,0 – 8,5
Destilación, °C (ASTM D86):	
Punto inicial:	38
10% Vol. recuperado:	60
50% Vol. recuperado:	105
90% Vol. recuperado:	156
Punto final:	193

Solvente MC

Gravedad API:	47 aprox.
Destilación, °C (ASTM D86):	
Punto inicial:	110
10% Vol. recuperado:	155
50% Vol. recuperado:	180
90% Vol. recuperado:	200
Punto final:	215

Kerosene

Gravedad API:	41
Punto de inflamación, °C:	46

Destilación, °C (ASTM D86):

10% Vol. recuperado: 178

Punto final: 282

Diesel

Gravedad API: 34,5

Punto de inflamación, °C: 60

Destilación, °C (ASTM D86):

90% Vol. recuperado: 347

Viscosidad a 40°C, cSt: 3,2

Crudo Reducido*

Gravedad API: 13 aprox.

Punto de inflamación, °C: 135

Viscosidad a 50°C, cSt: 165

* Líquido obtenido del fondo de la columna de destilación primaria que constituye la carga a la unidad de destilación al vacío

VII. DATA TÉCNICA DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

7.1 Bombas de procesos

Bombas P-21 y P-22

Función:	Booster de bombas de carga P-1 y/o P-1B
Marca:	Blackmer
Tipo:	Bomba rotatoria
Potencia:	50 HP
Presión descarga:	105 psig
Caudal:	525 gpm
Velocidad:	155 RPM

Bomba P-1

Función:	Crudo a planta
Marca:	Byron Jackson
Tipo:	Bomba centrífuga
Potencia:	100 HP
Presión descarga:	365 psig
Caudal:	151 gpm
Velocidad:	3 550 RPM

Bomba P-1B

Función:	Crudo a planta
Marca:	Byron Jackson
Tipo:	Bomba centrífuga
Potencia:	150 HP

Presión descarga: 410 psig
Caudal: 321 gpm
Velocidad: 3 550 RPM

Bomba P-3

Función: Gasolina de acumulador V-1 a tanques y reflujo
Marca: Byron Jackson
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 15 HP
Presión descarga: 90 psig
Caudal: 150 gpm
Velocidad: 3 600 RPM

Bomba P-3B

Función: Gasolina de acumulador V-1 a tanques y reflujo
Marca: Byron Jackson
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 30 HP
Presión descarga: 146,5 psig
Caudal: 160 gpm
Velocidad: 3 540 RPM

Bomba P-4B

Función: Gasolina de acumulador V-2 a tanques
Marca: Goulds Pump
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 15 HP
Presión descarga: 150 psig
Caudal: 20 gpm
Velocidad: 3 540 RPM

Bomba P-5

Función: Solvente MC a tanques
Marca: Byron Jackson
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 5 HP
Presión descarga: 100 psig
Caudal: 9 gpm
Velocidad: 3 485 RPM

Bomba P-7B

Función: Kerosene a tanques
Marca: Goulds Pump
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 30 HP
Presión descarga: 238 psig
Caudal: 50 gpm
Velocidad: 3 540 RPM

Bomba P-8

Función: Diesel a reflujo
Marca: Byron Jackson
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 10 HP
Presión descarga: 85 psig
Caudal: 113 gpm
Velocidad: 3 550 RPM

Bomba P-8A

Función: Diesel a reflujo (suple de P-8)
Marca: Byron Jackson
Tipo: Bomba centrífuga

Potencia: 10 HP
Presión descarga: 85 psig
Caudal: 113 gpm
Velocidad: 3 550 RPM

Bomba P-10

Función: Diesel a tanques
Marca: Goulds Pump
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 30 HP
Presión descarga: 208 psig
Caudal: 170 gpm
Velocidad: 3 550 RPM

Bombas P-9 y P-9A

Función: Crudo reducido a unidad de destilación al vacío
Marca: Byron Jackson
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 40 HP
Presión descarga: 110 psig
Caudal: 68 gpm
Velocidad: 3 550 RPM

Bomba P-9B

Función: Crudo reducido a unidad de destilación al vacío
Marca: Byron Jackson
Tipo: Bomba centrífuga
Potencia: 100 HP
Presión descarga: 346 psig
Caudal: 185 gpm
Velocidad: 3 570 RPM

7.2 Intercambiadores de calor

Cuadro 3. INTERCAMBIADORES DEL CIRCUITO N°1 (CRUDO VS. PRODUCTOS DE DESTILACIÓN PRIMARIA)

TAG	Tipo de fluido		N° tubos	Area m ²
	CASCO	TUBOS		
E-1	Vapores de gasolina	Crudo circuito 1	128	60,9
E-1A	Vapores de gasolina	Crudo circuito 1	156	75,9
E-2	Kerosene	Crudo circuito 1	6	72,7
E-3	Diesel	Crudo circuito 1	8	37,5
E-3A	Reflujo Diesel	Crudo circuito 1	72	34,2
E-4	Reflujo Diesel	Crudo circuito 1	156	74,0
E-5	Crudo reducido	Crudo circuito 1	52	49,8
E-5A	Crudo reducido	Crudo circuito 1	52	49,8

Fuente: Manual de operaciones Refinería Conchán

Sólo los intercambiadores E-2 y E-3 son del tipo de tubos concéntricos. Asimismo, dichos tubos son del tipo aletados, ello extiende su área de transferencia de calor.

Cuadro 4. INTERCAMBIADORES DEL CIRCUITO N°2 (CRUDO VS. PRODUCTOS DE DESTILACIÓN AL VACÍO)

TAG	Tipo de fluido		N° tubos	Area m ²
	CASCO	TUBOS		
E-1B	Vapores de gasolina	Crudo circuito 2	156	75,9
E-33A	Gasóleo liviano de vacío	Crudo circuito 2	100	47,5
E-33B	Gasóleo pesado de vacío	Crudo circuito 2	100	47,5
E-35A	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	162	77,1
E-35B	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	162	77,1
E-35C	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	240	113,8
E-35D	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	240	113,8

Fuente: Manual de operaciones Refinería Conchán

La carga total a UDP normalmente es distribuida en 40% en volumen por el circuito N° 1 y 60% en volumen por el circuito N° 2, debido a que los intercambiadores de éste último poseen mayores áreas de transferencia de calor).

7.3 Aerorefrigerantes

Son equipos que permiten el enfriamiento de las corrientes de proceso empleando como elemento refrigerante al aire del medio ambiente. Estos equipos pueden ser empleados para enfriar los vapores de los toques de las columnas, las corrientes líquidas que constituyen los reflujos externos de tope e intermedios y los productos de la destilación.

Dentro del alcance del presente estudio sólo se considerará a los aerorefrigerantes E-6 y E-9 (enfriamiento de valores de gasolina para el reflujo de tope), debido a su participación directa en el mantenimiento del balance térmico de la columna de destilación C-1. Estos enfriadores atmosféricos son de tiro forzado (cuentan con un ventilador que es accionado por motor eléctrico). El diámetro de los tubos es de 1 pulgada, espesor 14 BWG y longitud de 20 pies.

La distribución actual de aerorefrigerantes y sus características principales de diseño se muestran en el siguiente cuadro:

Cuadro 5. CARACTERÍSTICAS DE LOS AEROREFRIGERANTES E-6 Y E-9

TAG	Producto	N° Tubos / cuerpos / pasos	Duty, MMkjoules/día	Area lisa, m ²	Area extendida (inc. aletas), m ²
E-6	Vapores gasolina	142 / 1 / 2	126,9	69,2	1105,5
E-9	Gasolina de reflujo	74 / 1 / 8	27,9	35,4	541,6

Fuente: Manual de operaciones Refinería Conchán

7.4 Hornos de procesos

Horno de Destilación Primaria F-1

Tipo:	Horno cilíndrico vertical con zona convectiva
Duty de diseño:	12,3 MMkjoules/h (sin zona convectiva)
Número de tubos:	40 (zona radiante)
Diámetro y long. de tubos:	4 ½" OD, 24 pies de longitud
Material de los tubos:	Aleación 5 Cr – ½ Mo
Cambios de flujos en:	H-Bends y L-Bends
Agente atomizante:	Vapor saturado de 7 kg/cm ²
Damper:	01 en la salida de gases de chimenea
Soplado de hollín:	Un tubo soplador de hollín, usa vapor de 14 kg/cm ² . Para limpieza de tubos de la zona convectiva
Combustible empleado:	Petróleo industrial de 300 cSt a 50°C atomizado con vapor de 7 kg/cm ² .

Condiciones típicas de operación:

- Temperatura de entrada a zona convectiva: 226 – 240°C
- Temperatura de salida de zona convectiva: 270 – 290°C
- Temperatura de salida de zona radiante: 320 – 350°C
- Temperatura de piel de tubos zona radiante: 670°C
- Temperatura de salida de gases de chimenea: 550°C

Horno de Destilación al Vacío F-2

Tipo:	Horno cilíndrico vertical con zona convectiva
Duty de diseño:	12,6 MMkjoules/h
Número de tubos:	40 (zona radiante)
Diámetro y long. de tubos:	4 ½" OD, 24 pies de longitud
Material de los tubos:	Aleación 5 Cr – ½ Mo

Cambios de flujos en:	H-Bends y L-Bends
Agente atomizante:	Vapor saturado de 7 kg/cm ²
Damper:	01 instalado en la salida de gases de chimenea
Soplado de hollín:	Un tubo soplador de hollín, usa vapor de 14 kg/cm ² . Para limpieza de tubos de la zona convectiva
Combustible empleado:	Petróleo industrial de 300 cSt a 50°C atomizado con vapor de 7 kg/cm ² .
Zona conv. (capac. diseño):	8 000 BPSD ó 1 272 m ³ /día

Condiciones típicas de operación:

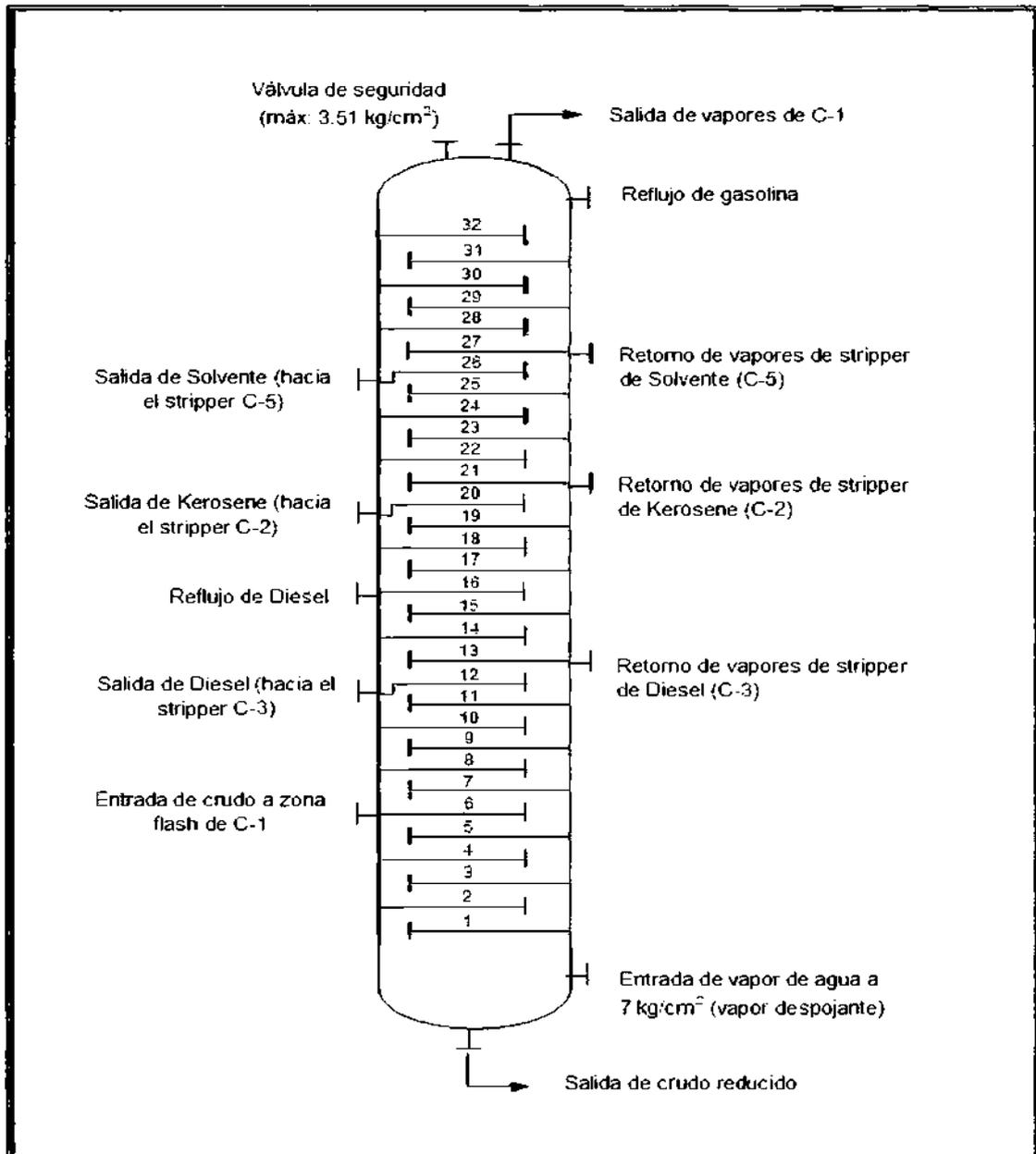
Temperatura de entrada a zona convectiva:	226 – 240°C
Temperatura de salida de zona convectiva:	270 – 290°C
Temperatura de salida de zona radiante:	320 – 350°C
Temperatura de piel de tubos zona radiante:	670°C
Temperatura de salida de gases de chimenea:	510°C

7.5 Columna de Destilación Primaria

Características principales de la columna C-1

Altura total:	77 pies (23,5 m)
Diámetro interno:	5 pies (1,52 m)
Espesor nominal, pulg:	5/16" (0,008 m) en la zona de rectificación 3/8" (0,0095 m) en la zona de stripping
Número de platos:	27 en la zona de rectificación 5 en la zona de stripping (fondos)
Presión de diseño:	3,5 kg/cm ²
Temp. de diseño, °C:	330°C
Número de copas:	86 copas / plato en la zona de rectificación 13 copas / plato en la zona de stripping
Tipos de copas:	Copas de burbujeo de 4" diámetro (0,10 m)

**Figura 9. COLUMNA DE DESTILACIÓN PRIMARIA
DE LA REFINERÍA CONCHÁN (C-1)**



VIII. DESCRIPCIÓN DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y RENDIMIENTOS DE PRODUCTOS DEL PROCESO ACTUAL DE FRACCIONAMIENTO DE CRUDO

8.1 Análisis de pérdidas de carga en el transporte de crudo desde las bombas de carga hasta los trenes de intercambio de calor

Tal como se mencionó en el capítulo V, las bombas P-1 y P-1B impulsan la carga a UDP, transportándola a través de los circuitos N° 1 (40% de la carga) y N° 2 (60% de la carga) desde la zona de tanques de almacenamiento hasta el ingreso a los primeros intercambiadores de calor (de crudo versus gasolina).

Este tramo de tuberías es crítico para el análisis de caída de presión debido a que el crudo se encuentra a bajas temperaturas (entre 75°F ó 23,9°C y 100°F ó 37,8°C) y por ende su viscosidad y densidad son mayores que en los tramos correspondientes a los trenes de intercambio de calor.

Estas evaluaciones serán realizadas considerando una carga de 12 000 BPSD con crudo Loreto (18,9°API) a dos temperaturas, 23,9°C (temperatura del crudo cuando no está en servicio la Desaladora electrostática, la cual se encuentra ubicada entre la descarga de las bombas booster y la succión de las bombas de carga) y 37,8°C (temperatura aproximada alcanzada cuando la Desaladora se encuentra en servicio).

Esta evaluación será desarrollada sólo para el crudo Loreto debido a que por sus propiedades físicas (posee mayor viscosidad y densidad que el crudo Oriente Ecuatoriano), generará las mayores pérdidas de carga en los circuitos de tuberías para un mismo caudal de alimentación a la unidad de destilación primaria.

Datos de ingreso:

En el cuadro 6 se resumen las dimensiones de los sistemas de tuberías y accesorios que conforman los circuitos de transporte de crudo 1 y 2:

Cuadro 6. TUBERÍAS Y ACCESORIOS DE LOS CIRCUITOS 1 Y 2

	CIRCUITO 1	CIRCUITO 2
Diámetro interno de tubería	0,102 m	0,102 m
Longitud total de tubería (Planta de Procesos)	341,4 m	359,7 m
Válvulas y accesorios de tubería		
Válvulas compuerta (totalmente abierta)	6	6
Válvulas de retención (oscilación convencional)	1	1
T flujo transversal recto	3	2
T flujo transversal ramificado	7	7
Codo convencional 90°	19	26
Codo convencional 45°	0	2

Fuente: Manual de operaciones Refinería Conchán

Cuadro 7. PÉRDIDAS DE CARGA EN EL CIRCUITO 1

	Temp = 23,9°C	Temp = 37,8°C
Velocidad (m/s)	1,075	1,075
Densidad (kg/m ³)	935,222	926,167
Viscosidad dinámica (kg/m x s)	0,00497	0,00376
Viscosidad cinemática (cSt)	229,57	191,85
Nre	20 694,27	27 089,00
Rugosidad (m)	0,000046	0,000046
h (pérdidas prim) (m)	26,35	22,02
h (pérdidas secund) (m)	1,61	1,61
h (pérdidas total) (m)	27,96	23,63
h (pérdidas total) (kg/cm²)	2,62	2,19

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 8. PÉRDIDAS DE CARGA EN EL CIRCUITO 2

	Temp = 23,9°C	Temp = 37,8°C
Velocidad (m/s)	1,613	1,613
Densidad (kg/m ³)	935,222	926,167
Viscosidad dinámica (kg/m x s)	0.00497	0.00376
Viscosidad cinemática (cSt)	229.57	191.85
NRe	31 041.40	40 633.50
Rugosidad (m)	0.000046	0.000046
h (pérdidas prim) (m)	41.58	34.78
h (pérdidas secund) (m)	4.27	4.27
h (pérdidas total) (m)	45.85	39.05
h (pérdidas total) (kg/cm²)	4.29	3.62

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Observaciones:

- La fórmula empleada para el cálculo de la velocidad fue la siguiente:

$$V = Q / A \quad (4)$$

Donde:

V = velocidad del crudo al interior de la tubería

Q = caudal de crudo

A = área transversal de la tubería

- La fórmula empleada para el cálculo del Número de Reynolds fue la siguiente:

$$Nre = \rho \times V \times D / (\mu) \quad (5)$$

Donde:

ρ = densidad del crudo

D = diámetro de la tubería

μ = viscosidad del crudo

- El factor de rugosidad corresponde al acero comercial.
- Las pérdidas de carga primarias y secundarias fueron calculadas empleando la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$h_r = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g} \quad (6)$$

Donde:

f = factor de fricción de Fanning

L = longitud de la tubería

D = diámetro de la tubería

V = velocidad del fluido al interior de la tubería

g = constante de aceleración de la gravedad (9,81 m/s²)

8.2 Análisis de pérdidas de carga en los trenes de intercambio de calor

Para este cálculo se ha considerado un caudal de crudo Loreto de 12 000 BPSD (0,0221 m³/s), que ingresa a los trenes de intercambio de calor de gasolina versus crudo a 23,9°C (esta temperatura inicial representa el escenario más crítico para el transporte de crudo a través de los intercambiadores de calor ya que presenta altos valores de viscosidad y densidad, los cuales generan mayores caídas de presión respecto a temperaturas iniciales mayores).

Los resultados de los cálculos efectuados para determinar la pérdida de carga se muestran en los siguientes cuadros:

Cuadro 9. PÉRDIDAS DE CARGA EN EL CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR Nº 1

TAG	Tipo de fluido		Dens crudo (kg/m ³)	Visc crudo (kg/m*s)	Lado Tubos, °C		Temp promedio	N° tubos	Diam. Tubos (m)	Area (m ²)	Long (m)	Veloc. (m/s)	NRe	f	h (kg/cm ²)
	CASCO	TUBOS			Ent.	Sal.									
E-1	Vapores de gasolina	Crudo circuito 1	927,1	0,00385	24	49	36	128	0,0266	60,9	6,1	0,7	4 772	0,010	0,16
E-1A	Vapores de gasolina	Crudo circuito 1	912,2	0,00253	49	70	60	156	0,0266	75,9	6,1	0,6	5 863	0,009	0,10
E-2	Kerosene	Crudo circuito 1	899,4	0,00184	70	86	78	6	0,0266	72,7	6,1	7,9	103 331	0,004	4,81
E-3	Diesel	Crudo circuito 1	888,6	0,00145	86	105	95	8	0,0408	37,5	6,1	3,4	84 456	0,005	0,88
E-3A	Reflujo Diesel	Crudo circuito 1	876,8	0,00114	105	126	115	72	0,0266	34,2	6,1	2,2	45 164	0,005	1,41
E-4	Reflujo Diesel	Crudo circuito 1	860,8	0,00085	126	159	143	156	0,0266	74,0	6,1	1,0	27 446	0,006	0,32
E-5	Crudo reducido	Crudo circuito 1	839,6	0,00062	159	190	175	52	0,0266	49,8	6,1	1,2	44 039	0,005	0,17
E-5A	Crudo reducido	Crudo circuito 1	816,3	0,00046	190	220	205	52	0,0266	49,8	6,1	1,2	57 713	0,005	0,15

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 10. PÉRDIDAS DE CARGA EN EL CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N°2

TAG	Tipo de fluido		Dens crudo (kg/m ³)	Visc crudo (kg/m*s)	Lado Tubos, °C			N° tubos	Diam. Tubos (m)	Area (m ²)	Long (m)	Veloc. (m/s)	NRe	f	h (kg/cm ²)
	CASCO	TUBOS			Ent.	Sal.	Promedio								
E-1B	Vapores de gasolina	Crudo circuito 2	927,5	0,00397	24	43	33	156	0,0266	75,9	6,1	0,9	5 699	0,009	0,23
E-33A	Gasóleo liviano de vacío	Crudo circuito 2	850,9	0,00073	150	161	155	100	0,0266	47,5	6,1	1,4	44 351	0,005	0,35
E-33B	Gasóleo pesado de vacío	Crudo circuito 2	840,9	0,00063	161	177	169	100	0,0266	47,5	6,1	1,4	50 791	0,005	0,33
E-35A	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	798,1	0,00038	-	-	-	162	0,0266	77,1	6,1	-	-	-	0,44
E-35B	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	822,3	0,00049	-	-	-	162	0,0266	77,1	6,1	-	-	-	0,43
E-35C	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	869,8	0,00100	-	-	-	240	0,0266	113,8	6,1	-	-	-	0,34
E-35D	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	903,2	0,00203	-	-	-	240	0,0266	113,8	6,1	-	-	-	0,33

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Observaciones:

- Las fórmulas empleadas para el cálculo de la velocidad, Número de Reynolds y pérdidas de carga al interior de los tubos de los intercambiadores de calor fueron las mismas que se emplearon en el análisis del ítem 8.1 del presente informe.
- La viscosidad y densidad indicadas en los cuadros anteriores corresponden a la temperatura media del crudo al interior de cada intercambiador de calor.
- Para el caso del cálculo de las pérdidas de carga en el lado casco de los intercambiadores de calor E-35A, E-35B, E-35C y E-35D se empleó la siguiente ecuación empírica:

$$\Delta P = \frac{0,326}{\text{Sp. Gr.}} (W^2) \frac{L}{P^2 D} \quad (7)$$

Donde:

Sp. Gr. = gravedad específica del fluido

W = caudal másico (lb/h)/1 000

L = longitud del casco (pies)

D = diámetro interno del casco (pulgadas)

P = espacio entre baffles (pulgadas)

ΔP = caída de presión (psi).

8.3 Análisis del sistema de intercambio de calor de crudo versus productos del proceso

Para este análisis se ha considerado una carga de 12 000 BPSD (0,0221 m³/s) de crudos Loreto (18,9°API) y Oriente Ecuatoriano (23,6°API). Los resultados del análisis se muestran en los siguientes cuadros:

Cuadro 11. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 1 (CRUDO LORETO)

	E-1	E-1A	E-2	E-3	E-3A	E-4	E-5	E-5A
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR								
Número de tubos:	128	156	6	8	72	156	52	52
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0408	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	60,9	75,9	72,7	37,5	34,2	74,0	49,8	49,8
DATOS DEL PROCESO:								
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Kerosene	Diesel	Reflujo Diesel	Reflujo Diesel	Crudo reducido	Crudo reducido
Flujo crudo (kg/s)	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3
Flujo producto (kg/s)	2,1	2,4	1,4	1,8	1,2	2,2	15,6	15,6
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	49	70	86	105	126	159	190
Temperatura de salida tubos (°C):	49	70	86	105	126	159	190	220
Temperatura de ingreso casco (°C):	128	128	185	257	272	272	318	332
Temperatura de salida casco (°C):	119	120	114	193	152	168	304	318
Temperatura promedio lado tubos (°C):	36	60	78	95	115	143	175	205
Temperatura promedio lado casco (°C):	123	124	149	225	212	220	311	325
LMTD (°C):	87	64	67	128	88	71	136	120
R:	0,34	0,36	4,57	3,41	5,59	3,14	0,44	0,46
S:	0,24	0,27	0,14	0,11	0,13	0,23	0,19	0,21
Factor de Corrección Ft:	1,00	0,99	0,96	0,99	0,94	0,87	1,00	1,00
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS								
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	927,1	912,2	899,4	888,6	876,8	860,8	839,6	816,3
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,74	1,84	1,91	1,95	2,02	2,12	2,23	2,35
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	717,6	719,3	719,3	719,3	817,3	828,7
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	-	2,40	2,58	2,58	2,58	2,67	2,71
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:								
Calor transferido, Q (kJoules/s):	363	325	248	303	361	583	567	585
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,069	0,067	0,063	0,064	0,129	0,127	0,084	0,099

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 12. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 2 (CRUDO LORETO)

	E-1B	E-33A	E-33B	E-35A	E-35B	E-35C	E-35D
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR							
Número de tubos:	156	100	100	162	162	240	240
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	75,9	47,5	47,5	77,1	77,1	113,8	113,8
DATOS DEL PROCESO:							
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Gasóleo liviano de vacío	Gasóleo pesado de vacío	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Flujo crudo (kg/s)	12,4	12,4	12,4	12,4	12,4	12,4	12,4
Flujo producto (kg/s)	2,4	6,5	2,0	11,3	11,3	11,3	11,3
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	150	161	345	314	281	236
Temperatura de salida tubos (°C):	43	161	177	314	281	236	188
Temperatura de ingreso casco (°C):	135	198	279	212	177	100	43
Temperatura de salida casco (°C):	120	180	195	245	212	150	100
Temperatura promedio lado tubos (°C):	33	156	169	329	297	258	212
Temperatura promedio lado casco (°C):	127	189	237	229	195	125	72
LMTD (°C):	94	33	62	101	103	133	140
R:	0,78	1,64	5,23	1,07	1,06	1,11	1,19
S:	0,17	0,23	0,14	0,23	0,24	0,25	0,25
Factor de Corrección Ft:	0,99	0,97	0,93	0,98	0,98	0,98	0,98
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS							
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	927,5	850,9	840,9	798,1	822,3	869,8	903,2
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,73	2,20	2,22	2,42	2,33	2,08	1,88
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	719,3	780,0	820,0	840,0	860,0	890,0
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	2,58	2,68	2,85	2,72	2,55	2,47
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:							
Calor transferido, Q (kJoules/s):	412	301	448	987	1 013	1 295	1 337
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,058	0,198	0,164	0,129	0,130	0,087	0,086

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 13. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 1 (CRUDO ORIENTE ECUATORIANO)

	E-1	E-1A	E-2	E-3	E-3A	E-4	E-5	E-5A
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR								
Número de tubos:	128	156	6	8	72	156	52	52
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0408	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	60,9	75,9	72,7	37,5	34,2	74,0	49,8	49,8
DATOS DEL PROCESO:								
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Kerosene	Diesel	Reflujo Diesel	Reflujo Diesel	Crudo reducido	Crudo reducido
Flujo crudo (kg/s)	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1
Flujo producto (kg/s)	2,4	2,8	1,5	2,2	1,2	2,3	14,1	14,1
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	51	73	90	109	131	164	195
Temperatura de salida tubos (°C):	51	73	90	109	131	164	195	224
Temperatura de ingreso casco (°C):	145	145	190	261	274	274	317	332
Temperatura de salida casco (°C):	129	127	118	203	160	175	302	317
Temperatura promedio lado tubos (°C):	37	62	81	99	120	147	179	210
Temperatura promedio lado casco (°C):	137	136	154	232	217	225	309	325
LMTD (°C):	100	74	69	131	89	72	130	115
R:	0,59	0,79	4,38	2,93	5,31	3,00	0,50	0,52
S:	0,22	0,24	0,14	0,12	0,13	0,23	0,20	0,21
Factor de Corrección Ft:	0,99	0,99	0,95	0,99	0,94	0,88	1,00	0,99
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS								
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	898,3	882,1	869,9	858,3	844,6	825,8	803,5	781,1
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,79	1,88	1,95	2,02	2,12	2,22	2,33	2,43
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	717,9	719,3	719,3	719,3	817,3	828,7
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	-	2,40	2,58	2,58	2,58	2,65	2,67
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:								
Calor transferido, Q (kJoules/s):	384	341	261	321	366	592	584	567
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,064	0,061	0,054	0,066	0,127	0,126	0,091	0,100

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 14. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 2 (CRUO ORIENTE ECUATORIANO)

	E-1B	E-33A	E-33B	E-35A	E-35B	E-35C	E-35D
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR							
Número de tubos:	156	100	100	162	162	240	240
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	75,9	47,5	47,5	77,1	77,1	113,8	113,8
DATOS DEL PROCESO:							
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Gasóleo liviano de vacío	Gasóleo pesado de vacío	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Flujo crudo (kg/s)	12,1	12,1	12,1	12,1	12,1	12,1	12,1
Flujo producto (kg/s)	2,8	6,5	2,0	9,7	9,7	9,7	9,7
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	142	155	345	310	272	224
Temperatura de salida tubos (°C):	44	155	172	310	272	224	174
Temperatura de ingreso casco (°C):	145	198	279	207	172	95	44
Temperatura de salida casco (°C):	120	177	191	240	207	142	95
Temperatura promedio lado tubos (°C):	34	149	164	327	291	248	199
Temperatura promedio lado casco (°C):	132	188	235	224	190	119	69
LMTD (°C):	99	39	65	104	101	129	130
R:	1,25	1,61	5,20	0,93	0,93	0,98	1,04
S:	0,16	0,23	0,14	0,26	0,27	0,27	0,27
Factor de Corrección Ft:	0,99	0,97	0,93	0,98	0,98	0,98	0,97
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS							
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	900,2	824,4	814,4	769,3	796,8	844,6	877,0
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,77	2,23	2,29	2,48	2,36	2,11	1,91
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	719,3	780,0	820,0	840,0	860,0	890,0
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	2,58	2,68	2,85	2,72	2,55	2,47
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:							
Calor transferido, Q (kJoules/s):	426	348	469	987	998	1 201	1 182
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,057	0,194	0,162	0,126	0,131	0,084	0,082

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Observaciones:

- El calor transferido en cada uno de los intercambiadores de calor fue calculado mediante la siguiente fórmula:

$$Q = (W) (C) (\Delta T) \quad (8)$$

Donde:

W = caudal másico (kg/s)

C = calor específico del crudo (kjoules/°C x kg)

ΔT = temperatura de salida – temperatura de entrada al intercambiador

- El coeficiente global de transferencia de calor fue calculado mediante la siguiente fórmula:

$$U = \frac{Q}{(LMTD) (A)} \quad (9)$$

Donde:

U = coeficiente global de transferencia de calor

LMTD = diferencia de temperatura media logarítmica

A = área de transferencia de calor

- Las temperaturas de salida de crudo de los intercambiadores de calor E-5A (circuito de intercambio N° 1) y E-35A (circuito de intercambio N° 2) serán considerados datos de ingreso para el análisis del calentamiento en Hornos.

8.4 Análisis del calentamiento de crudo en los Hornos de procesos

Cuando se procesa altas cargas en la UDP (superiores a los 11 000 BPSD) el crudo precalentado en los trenes de intercambio de calor N° 1 y

Nº2 es dividido en dos corrientes, la primera de ellas pasa por la zona convectiva del Horno F-1, mientras que la otra parte pasa por la zona convectiva del Horno F-2. Luego, ambas corrientes se unen para pasar por la zona radiante del Horno F-1 donde finalmente el crudo alcanzará la temperatura requerida para su ingreso a la columna de destilación primaria C-1.

El esquema de calentamiento de crudo puede ser apreciado gráficamente en la Figura 6.

En el cuadro 15 se muestra los resultados del análisis del calentamiento del crudo en los hornos de procesos F-1 y F-2.

Observaciones:

- El consumo de combustible para el Horno F-1 fue calculado de la siguiente manera:

$$\text{Consumo} = \frac{\text{Duty calculado z. convectiva y z. radiante}}{(\text{P. C. l. del combustible} \times \text{Eficiencia térmica})} \quad (10)$$

Donde:

P.C.I.: Poder calorífico inferior

- El consumo de combustible para el Horno F-2 fue calculado de la siguiente manera:

$$\text{Consumo} = \frac{(\text{Duty calculado z. convectiva}) / 33\%}{(\text{P. C. l. del combustible} \times \text{Eficiencia térmica})} \quad (11)$$

El factor "33%" corresponde a la proporción porcentual del calor entregado en la zona convectiva respecto al calor total entregado en el horno.

**Cuadro 15. CALENTAMIENTO DEL CRUDO EN LOS HORNOS DE
PROCESO F-1 Y F-2**

	CRUDO LORETO	CRUDO ORIENTE ECUATORIANO
ZONA CONVECTIVA HORNO F-1		
Flujo de crudo (kg/s)	9,75	9,46
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,49	2,52
Temperatura de ingreso, °C	235	235
Temperatura de salida, °C	290	290
Duty calculado, kjoules/s	1 335	1 313
Duty máximo de diseño, kjoules/s	1 674	1 674
Caída de presión (diseño), kg/cm ²	2,3	2,3
ZONA CONVECTIVA HORNO F-2		
Flujo de crudo (kg/s)	11,00	10,67
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,49	2,52
Temperatura de ingreso, °C	235	235
Temperatura de salida, °C	290	290
Duty calculado, kjoules/s	1 506	1 481
Duty máximo de diseño, kjoules/s	1 729	1 729
Caída de presión (diseño), kg/cm ²	2,7	2,7
ZONA RADIANTE HORNO F-1		
Flujo de crudo (kg/s)	20,75	20,13
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,64	2,67
Temperatura de ingreso, °C	290	290
Temperatura de salida, °C	342	342
Duty calculado, kjoules/s	2 849	2 799
Duty máximo de diseño, kjoules/s	3 399	3 399
Caída de presión (diseño), kg/cm ²	2,2	2,2
COMBUSTIBLE (Petróleo Industrial N°6)		
Poder calorífico inferior del combustible, kjoules/m ³	39 521 859	39 521 859
Consumo de combustible en F-1, m ³ /s	0,000151	0,000149
Consumo de combustible en F-2, m ³ /s	0,000165	0,000162
Eficiencia térmica ambos hornos, %	70	70

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

8.5 Parámetros de operación de la columna de destilación primaria

Con la finalidad de evaluar la performance del fraccionamiento actual empleando el simulador de procesos PRO 2, fue necesario recopilar información histórica y definir las condiciones de operación más representativas de la unidad de destilación primaria considerando el procesamiento de los crudos Loreto y Oriente Ecuatoriano a 12 000 BPSD ó 1 907,8 std. m³/día.

A continuación se muestran los parámetros operativos más relevantes referidos al esquema actual de procesamiento de la Refinería Conchán:

Crudo: Loreto (18,9°API)

Tipo de operación: Gasolina primaria (Existen otros tipos de operación menos frecuentes como Solvente 1 y Solvente 3, dependiendo de los productos que se deseen obtener).

Temperaturas:

Ingreso a C-1:	340°C
Tope de C-1:	128°C
Plato 26 (Solvente):	178°C
Plato 19 (Kerosene):	208°C
Plato 11 (Diesel):	272°C

Presiones:

Zona de vaporización:	2,01 kg/cm ²
Tope de C-1:	1,90 kg/cm ²

Vapor despojante: 249,5 kg/h

Reflujo de tope:

Relación de reflujo: 3:1 en volumen (reflujo/ destilado)

Temperatura: 89°C

Caudal: 650 std. m³/día

Reflujo intermedio (diesel):

Temperatura: 160°C

Caudal: 330 std. m³/día

Rendimientos estimados:

Gasolina primaria = 178 std. m³/ día

Solvente = 40 std. m³/ día

Kerosene = 148 std. m³/ día

Diesel = 180 std. m³/día

Crudo reducido = 1 357 std. m³/día

Crudo: **Oriente Ecuatoriano (23,6°API)**

Tipo de operación: Gasolina primaria

Temperaturas:

Ingreso a C-1: 340°C

Tope de C-1: 144°C

Plato 26 (Solvente): 185°C

Plato 19 (Kerosene): 210°C

Plato 11 (Diesel): 272°C

Presiones:

Zona de vaporización: 2,16 kg/cm²

Tope de C-1: 2,04 kg/cm²

Vapor despojante: 249,5 kg/h

Reflujo de tope:

Relación de reflujo: 2,75:1 en volumen (reflujo/ destilado)

Temperatura: 93°C

Caudal: 670 std. m³/día

Reflujo intermedio (diesel):

Temperatura: 170°C

Caudal: 360 std. m³/día

Rendimientos estimados:

Gasolina primaria = 222 std. m³/ día

Solvente = 40 std. m³/ día

Kerosene = 157 std. m³/ día

Diesel = 212 std. m³/ día

Crudo reducido = 1 268 std. m³/ día

8.6 Análisis de la operación actual de la columna de destilación primaria procesando crudo Loreto a 12 000 BPSD

Para realizar el análisis de la operación actual de la columna de destilación primaria fue necesario desarrollar simulaciones del proceso, las cuales fueron ajustadas tomando en consideración la información de entrada que se describirá a continuación, con el objeto de reproducir con la mayor precisión posible los resultados obtenidos en la operación real en planta:

- Caracterización del crudo (curvas TBP descritas en el capítulo V). A partir de esta caracterización el simulador de procesos genera los pseudo-componentes, cuyas propiedades termodinámicas determinan

los cálculos de transferencia de masa y calor en la columna, así como las propiedades de las corrientes intermedias y productos.

- Ecuaciones termodinámicas. Se ha empleado la correlación de Grayson-Streed, la cual es recomendada por el proveedor del software para la simulación de columnas de destilación atmosférica de crudo. Esta correlación se basa en las ecuaciones desarrolladas por Chao-Seader, pero incluyen correcciones que hacen que sea considerada más exacta. Estas correlaciones son ampliamente recomendadas para temperaturas no mayores a los 538°C y presiones menores a los 70 kg/cm².
- Las condiciones de operación empleadas para la simulación fueron definidas en el ítem 8.5 del presente informe.
- Número de etapas. Como es usual en este tipo de estimaciones, se ha considerado un factor de eficiencia de 70% para todas las etapas de la columna C-1, de manera que en la simulación se han definido 24 etapas teóricas correspondientes a los 32 platos reales de la columna más el condensador de tope ($33 \times 0,7 \approx 24$). Del mismo modo, los cortes laterales y reflujos han sido distribuidos de manera que mantengan la relación teórica mencionada.
Para realizar el cálculo de la inundación y caída de presión en la columna también se han colocado en el simulador las características físicas y mecánicas de la columna C-1 (diámetro de la columna, espesor y material de los platos, número y espesor de las copas de burbujeo, entre otros datos).

Los resultados de la evaluación de la operación actual de la columna de destilación primaria son mostrados en los cuadros 16, 17, 18 y 19, así como en las figuras 10 y 11.

Cuadro 16. OPERACIÓN ACTUAL COLUMNA DE DESTILACIÓN PRIMARIA, CRUDO LORETO

	Unidades	Carga a UDP	Incondensables	Gasolina	Solvente	Kerosene	Diesel	Crudo reducido
Estado físico		Mixto	Vapor	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Total Flujo másico	kg/día	1 793 228,8	2 861,2	123 786,2	32 355,2	124 828,4	159 572,0	1 350 383,0
Total Flujo vol. estándar	m ³ /día	1 907,8	4,1	178,0	39,7	148,8	180,9	1 357,0
Temperatura	°C	339,9	77,9	84,1	127,3	185,3	256,5	331,6
Presión	kg/cm ²	2,8	1,1	1,1	2,4	2,4	2,4	2,0
Fracción molar de líquido		0,6	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Peso molecular		293,0	62,9	101,1	131,7	155,1	212,5	438,4
Factor K		11,4	12,3	12,6	11,3	11,3	11,3	11,3
TBP a 760 mm Hg (LV)	°C							
1%		90,3	-39,3	44,8	98,4	112,3	167,2	221,3
5%		103,3	18,4	71,3	133,0	159,0	220,6	304,4
10%		157,6	54,6	74,5	153,5	166,6	234,4	333,6
30%		308,7	81,1	87,3	160,2	189,4	262,0	434,8
50%		433,7	94,3	101,4	167,5	208,7	284,7	508,1
70%		548,0	101,6	124,3	175,5	225,7	308,1	595,8
90%		735,6	106,1	147,1	190,9	246,1	336,5	813,5
95%		882,3	107,2	153,1	198,1	255,1	348,8	929,4
98%		937,6	108,1	165,7	216,2	267,2	367,7	937,6

Fuente: Resultados simulación de proceso a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

**Cuadro 17. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS,
CRUDO LORETO**

Columna C-1								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación	Producto		
			kg-mol/día					
1	89,0	1,41	4 522,7			2 018,3 (V+L+A)	-232,1717	
2	127,6	1,90	4 871,6	6 541,0	308,7 (V)			
3	145,1	1,90	4 500,7	6 581,2				
4	162,3	1,91	4 467,4	6 210,3				
5	172,9	1,92	4 510,5	6 177,1				
6	178,6	1,93	4 095,8	6 220,1		373,0 (L)		
7	183,1	1,93	3 963,3	6 178,4				
8	188,5	1,94	3 721,4	6 045,9	336,4 (V)			
9	196,4	1,95	3 444,8	5 467,5				
10	207,5	1,95	2 115,5	5 191,0		996,0 (L)		
11	221,8	1,96	1 919,6	4 857,7				
12	232,2	1,96	1 778,8	4 661,8				
13	240,1	1,97	1 595,7	4 521,0				
14	248,6	1,97	4 015,6	4 337,9	277,0 (V) 1 398,5 (L Reflujo)			-80,0816
15	260,9	1,98	3 998,8	5 082,3				
16	272,1	1,99	1 283,8	5 065,5		907,3 (L) 1398,5 (L Reflujo)		
17	291,5	1,99	1 012,0	4 656,3				
18	304,5	2,00	785,9	4 384,4				
19	315,0	2,01	308,8	4 158,3				
20	334,8	2,01	3 367,0	776,3	6 120,6 2 904,9 (V) 3 215,7 (L)			
21	334,4	2,02	3 305,7	618,8				
22	334,1	2,03	3 262,9	557,5				
23	333,6	2,04	3 211,0	514,7				
24	331,6	2,04		462,8	332,4 (V)	3 080,5 (L)		

Stripper C-3							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación	Producto	
			kg-mol/día				
1/25	269,0	2,39	868,0		907,3 (L)	277,0 (V)	
2/26	266,6	2,40	841,3	237,8			
3/27	263,6	2,42	812,3	211,1			
4/28	256,5	2,43		182,0	120,9 (V)	751,1 (L)	

Stripper C-2							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación	Producto	
			kg-mol/día				
1/29	202,5	2,39	946,1		996,0 (L)	336,4 (V)	
2/30	198,5	2,40	909,3	286,6			
3/31	193,9	2,42	872,7	249,8			
4/32	185,3	2,43		213,2	145,0 (V)	804,6 (L)	

Stripper C-5							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación	Producto	
			kg-mol/día				
1/33	160,7	2,39	321,0		373,0 (L)	308,7 (V)	
2/34	149,4	2,40	295,5	256,7			
3/35	139,6	2,42	276,6	231,2			
4/36	127,3	2,43		212,3	181,3 (V)	245,6 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 18. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA, CRUDO LORETO

Balances de materia y energía						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Retorno vapor C-5	Vapor		2	308,7	19,1
Ingreso	Retorno vapor C-2	Vapor		8	336,4	26,2
Ingreso	Retorno vapor C-3	Vapor		14	277,0	29,5
Ingreso	Carga a UDP	Mixto		20	6 120,6	1 440,9
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		24	332,4	16,6
Salida	Gases V1	Vapor	1		960,5	48,0
Salida	Gasolina V1	Líquido	1		754,9	15,2
Salida	Agua V1	Agua	1		302,8	2,0
Salida	Ext. Solvente	Líquido	6		373,0	18,2
Salida	Ext. Kerosene	Líquido	10		996,0	66,4
Salida	Ext. Diesel	Líquido	16		907,3	109,9
Salida	Salida Cr. Reducido	Líquido	24		3 080,5	960,3
Retiro de calor por reflujo intermedio y de tope						312,3
STRIPPER C-3						
Ingreso	Ext. Diesel	Líquido		25	907,3	109,9
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		28	120,9	6,0
Salida	Retorno vapor C-3	Vapor	25		277,0	29,5
Salida	Diesel a tanques	Líquido	28		751,1	86,5
STRIPPER C-2						
Ingreso	Ext. Kerosene	Líquido		29	996,0	66,4
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		32	145,0	7,3
Salida	Retorno vapor C-2	Vapor	29		336,4	26,2
Salida	Kerosene a tanques	Líquido	32		804,6	47,4
STRIPPER C-5						
Ingreso	Ext. Solvente	Líquido		33	373,0	18,2
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		36	181,3	9,1
Salida	Retorno vapor C-5	Vapor	33		308,7	19,1
Salida	Solvente a tanques	Líquido	36		245,6	8,2
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Figura 10. PERFIL DE TEMPERATURAS, CRUDO LORETO

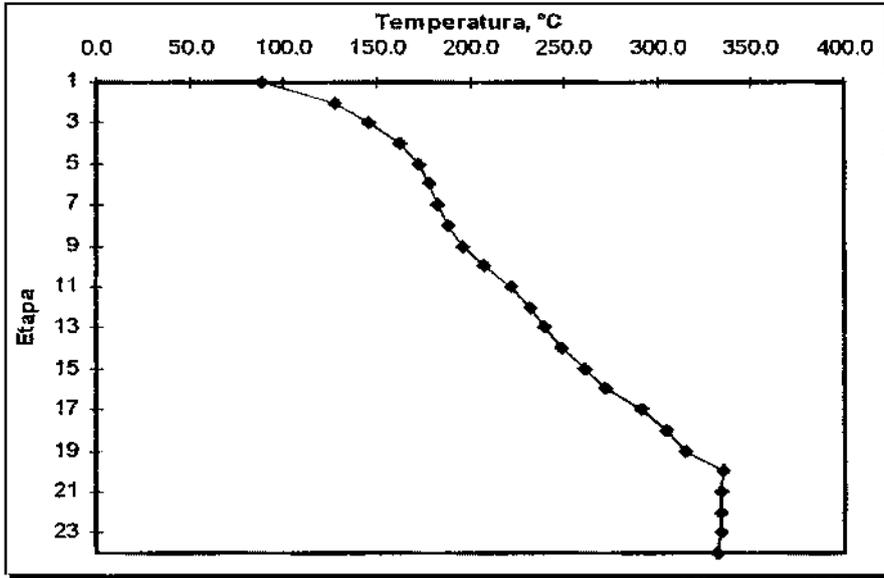
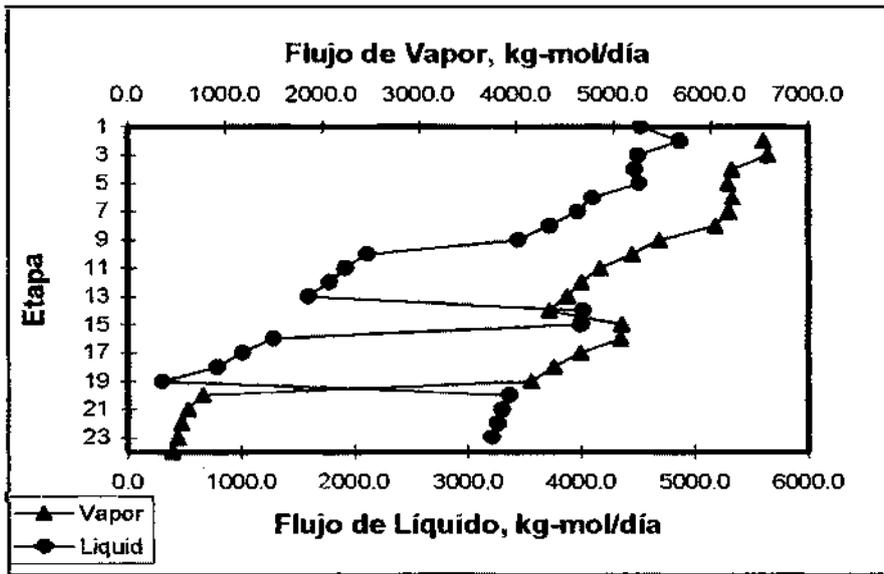


Figura 11. PEFIL DE FLUJOS, CRUDO LORETO



**Cuadro 19. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF),
CRUDO LORETO**

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caida de presión kg/cm ²
2	1,41300	0,00972	0,13200	1,52	93,9	0,007
3	1,31700	0,00935	0,12300	1,52	87,2	0,006
4	1,33600	0,00963	0,12600	1,52	89,1	0,007
5	1,35700	0,00996	0,12800	1,52	91,5	0,007
6	1,35700	0,01004	0,12900	1,52	92,0	0,007
7	1,33900	0,00908	0,12700	1,52	88,9	0,007
8	1,30600	0,00876	0,12400	1,52	86,1	0,007
9	1,19000	0,00844	0,11400	1,52	79,2	0,006
10	1,14500	0,00806	0,11000	1,52	75,9	0,006
11	1,11900	0,00532	0,10800	1,52	69,2	0,006
12	1,10000	0,00516	0,10600	1,52	67,9	0,006
13	1,07200	0,00482	0,10300	1,52	65,3	0,005
14	1,34700	0,01275	0,13200	1,52	100,1	0,007
15	1,29300	0,01317	0,12900	1,52	99,1	0,007
16	1,23100	0,01244	0,12200	1,52	92,9	0,007
17	1,18600	0,00385	0,11600	1,52	71,6	0,006
18	1,14600	0,00319	0,11100	1,52	67,0	0,006
19	1,06000	0,00134	0,09600	1,52	55,3	0,005
20	0,18000	0,02046	0,01300	1,52	29,2	0,007
21	0,16200	0,02022	0,01100	1,52	27,7	0,009
22	0,14900	0,02006	0,01000	1,52	26,5	0,008
23	0,13300	0,01986	0,00800	1,52	25,1	0,008
24	0,06700	0,01930	0,00200	1,52	22,1	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Análisis de los resultados:

- Según el cuadro 17, el calor que debe ser retirado para el reflujo de tope es de 232,17 MMkjoule/día. De acuerdo al análisis realizado en el ítem 8.3, los intercambiadores de calor E-1, E-1A y E-1B retiran un total de 95,8 MMkjoules/día; mientras que en el ítem 7.3 del presente informe se indicó que por diseño los aerorefrigerantes E-6 y E-9 tienen la capacidad de retirar calor hasta 126,9 MMkjoules/día y 27,9 MMkjoules/día respectivamente. La suma de estas tasas disponibles de remoción de energía es de 250,5 MMkjoules/día; valor que supera a la tasa de energía que se requiere retirar del proceso (232,17 MMkjoules/día), lo cual demuestra que este análisis es consistente.

- Los balances de materia y energía mostrados en el cuadro 18 cierran con diferencias menores a 0,0 kg-mol/día y 0,0 MMKjoules/día respectivamente.
- El perfil de temperaturas mostrado en la figura 10 es consistente, la mayor temperatura se alcanza en la zona de vaporización (etapa 20) y decrece en la medida que asciende a través de la columna. De la misma manera decrece en la zona de stripping de la columna (etapas 21 a 24) sin embargo este decremento es menos acentuado y se debe principalmente al contacto del crudo reducido que desciende por la zona de fondos de la columna con el vapor despojante que se encuentra a menor temperatura.
- El perfil de flujos de la figura 11 muestra que la mayor tasa de flujos de vapor y líquido se encuentra en las zonas de reflujo de diesel (etapas 14, 15 y 16) y reflujo de tope (etapas de 1 a 5); por ello en el cuadro 19 se observa que el factor de inundación es significativamente elevado en estas etapas; lo cual indica la existencia de problemas de inundación en la columna. Estos altos valores de inundación indican que no es posible realizar un fraccionamiento óptimo a cargas superiores a la anteriormente evaluada.

8.7 Análisis de la operación actual de la columna de destilación primaria procesando COE a 12 000 BPSD

La evaluación del esquema actual de fraccionamiento de COE en la columna C-1 ha sido realizada tomando en cuenta las consideraciones anteriormente citadas para el caso del análisis de la operación actual de la columna de destilación primaria procesando crudo Loreto.

En las siguientes páginas se muestran los resultados del análisis de la operación actual de la columna de destilación C-1 procesando COE a 12 000 BPSD.

Cuadro 20. OPERACIÓN ACTUAL COLUMNA DE DESTILACIÓN PRIMARIA, COE

	Unidades	Carga a UDP	Incondensables	Gasolina	Solvente	Kerosene	Diesel	Crudo reducido
Estado físico		Mixto	Vapor	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Total Flujo másico	kg/día	1 738 917,3	7 815,3	156 711,9	30 931,3	128 401,8	183 835,6	1 232 322,0
Total Flujo volumétrico	m ³ /día	1 907,8	11,1	221,8	38,8	157,2	213,9	1 266,2
Temperatura	°C	339,9	78,1	85,8	130,1	187,6	258,2	332,6
Presión	kg/cm ²	2,8	1,1	1,1	2,4	2,4	2,4	2,2
Fracción molar de líquido		0,5	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Peso molecular		286,9	61,8	104,4	137,6	158,6	219,0	470,2
Factor K		11,7	12,3	12,5	11,6	11,6	11,6	11,6
TBP a 760 mm Hg (LV)	°C							
1%		84,0	-42,1	37,6	111,5	116,0	164,8	222,2
5%		98,2	-2,7	71,8	138,6	160,5	217,4	306,6
10%		140,1	32,5	75,5	149,8	169,5	233,4	339,7
30%		284,2	80,2	90,4	163,3	190,3	262,7	441,6
50%		416,1	94,0	108,3	172,4	205,5	283,7	523,4
70%		546,0	112,2	129,7	182,4	221,1	305,9	601,4
90%		733,3	132,4	153,3	196,4	241,7	336,6	826,4
95%		879,9	137,5	161,9	206,1	252,3	350,2	934,8
98%		936,4	141,5	171,5	217,5	265,7	372,7	936,4

Fuente: Resultados simulación de proceso a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 21. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS, COE

Columna C-1								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación	Producto		
			kg-mol/día					
1	93,3	1,41	4 554,8			2 346,6 (V+L+A)	-249,6174	
2	144,1	2,04	5 164,2	6 901,4	318,9 (V)			
3	162,1	2,05	5 123,7	7 191,9				
4	173,2	2,05	5 126,9	7 151,3				
5	179,9	2,06	5 071,1	7 154,5				
6	185,0	2,07	4 587,5	7 098,8		362,5 (L)		
7	190,2	2,08	4 420,1	6 977,6				
8	195,9	2,08	4 193,6	6 810,2	371,3 (V)			
9	203,1	2,09	3 966,0	6 212,3				
10	211,8	2,10	2 626,3	5 984,7		1 035,9 (L)		
11	222,8	2,10	2 388,3	5 681,0				
12	232,3	2,11	2 184,4	5 443,0				
13	240,7	2,12	1 937,8	5 239,1				
14	250,0	2,12	4 389,4	4 992,5	307,5 (V) 1 446,6 (L Reflujo)			-81,1498
15	261,9	2,13	4 329,5	5 690,1				
16	273,3	2,14	1 374,6	5 630,2		1 026,0 (L) 1 446,6 (L Reflujo)		
17	293,1	2,14	1 041,8	5 147,8				
18	306,6	2,15	773,0	4 815,0				
19	317,4	2,16	275,5	4 546,2				
20	335,7	2,16	2 881,4	745,2	6 061,6 3 303,5 (V) 2 758,1 (L)			
21	335,3	2,17	2 822,9	593,0				
22	335,0	2,18	2 782,9	534,5				
23	334,5	2,18	2 735,8	494,5				
24	332,6	2,19		447,3	332,4 (V)	2 620,8 (L)		
Stripper C-3								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación	Producto		
			kg-mol/día					
1/25	269,9	2,39	972,8		1 026,1 (L)	307,5 (V)		
2/26	267,6	2,40	940,9	254,2				
3/27	264,7	2,42	907,9	222,3				
4/28	258,2	2,43		189,3	120,9 (V)	839,4 (L)		
Stripper C-2								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación	Producto		
			kg-mol/día					
1/29	205,5	2,39	967,1		1 035,9 (L)	371,3 (V)		
2/30	201,1	2,40	924,3	302,5				
3/31	196,3	2,42	883,4	259,7				
4/32	187,6	2,43		218,8	145,0 (V)	809,6 (L)		
Stripper C-5								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación	Producto		
			kg-mol/día					
1/33	165,1	2,39	302,5		362,4 (L)	319,0 (V)		
2/34	153,0	2,40	275,3	259,1				
3/35	142,7	2,42	255,7	231,8				
4/36	130,2	2,43		212,2	181,3 (V)	224,8 (L)		

Fuente: Resultados simulación de proceso a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 22. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA, COE

Balances de materia y energía						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Retorno vapor C-5	Vapor		2	319,0	20,4
Ingreso	Retorno vapor C-2	Vapor		8	371,3	30,5
Ingreso	Retorno vapor C-3	Vapor		14	307,5	34,6
Ingreso	Carga a UDP	Mixto		20	6 061,7	1 454,2
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		24	332,4	16,6
Salida	Gases V1	Vapor	1		1 540,7	77,9
Salida	Gasolina V1	Líquido	1		806,0	17,5
Salida	Agua V1	Agua	1			0,0
Salida	Ext. Solvente	Líquido	6		362,5	19,6
Salida	Ext. Kerosene	Líquido	10		1 035,9	74,1
Salida	Ext. Diesel	Líquido	16		1 026,1	132,0
Salida	Salida Cr. Reducido	Líquido	24		2 620,7	904,5
Retiro de calor por reflujo intermedio y de tope						330,8
STRIPPER C-3						
Ingreso	Ext. Diesel	Líquido		25	1 026,1	132,0
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		28	120,9	6,0
Salida	Retorno vapor C-3	Vapor	25		307,5	34,6
Salida	Diesel a tanques	Líquido	28		839,4	103,4
STRIPPER C-2						
Ingreso	Ext. Kerosene	Líquido		29	1 035,9	74,1
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		32	145,0	7,3
Salida	Retorno vapor C-2	Vapor	29		371,3	30,5
Salida	Kerosene a tanques	Líquido	32		809,6	50,9
STRIPPER C-5						
Ingreso	Ext. Solvente	Líquido		33	362,5	19,6
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		36	181,3	9,1
Salida	Retorno vapor C-5	Vapor	33		319,0	20,4
Salida	Solvente a tanques	Líquido	36		224,8	8,2
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Figura 12. PERFIL DE TEMPERATURA, COE

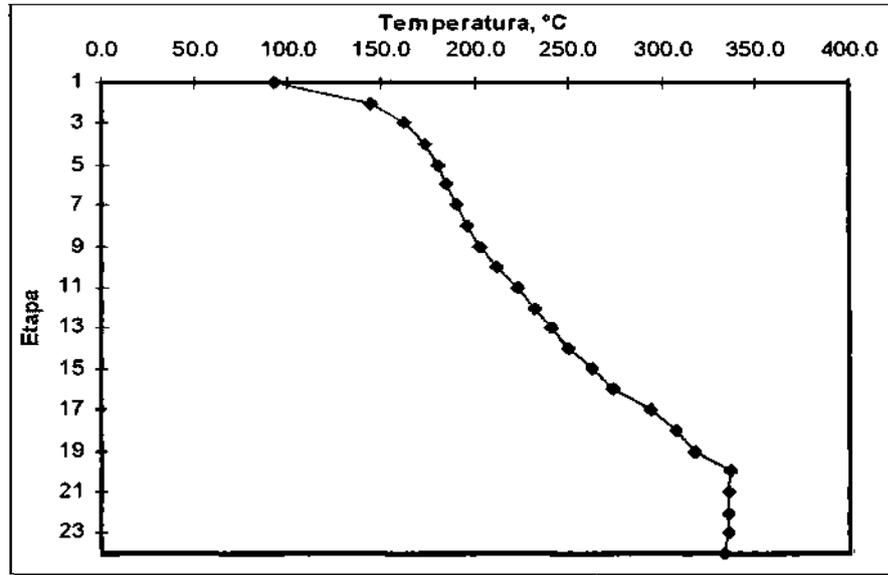
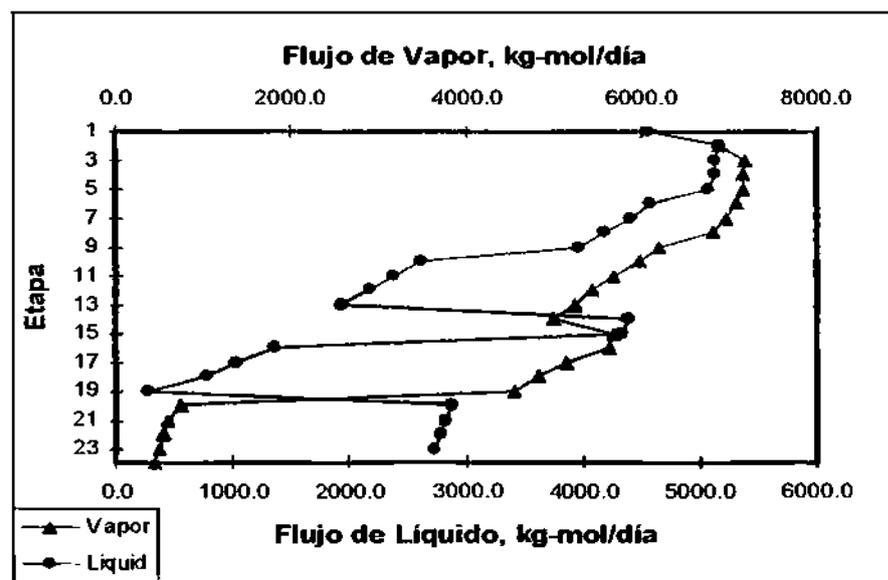


Figura 13. PERFIL DE FLUJOS, COE



Cuadro 23. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF), COE

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diametro Columna m	Factor de inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	1,48300	0,01093	0,14600	1,52	105,2	0,007
3	1,43800	0,01139	0,14300	1,52	104,9	0,007
4	1,45400	0,01177	0,14600	1,52	107,6	0,007
5	1,45300	0,01191	0,14700	1,52	108,5	0,007
6	1,43900	0,01188	0,14600	1,52	107,8	0,007
7	1,41800	0,01087	0,14400	1,52	104,2	0,007
8	1,38800	0,01062	0,14100	1,52	101,7	0,007
9	1,27900	0,01040	0,13200	1,52	94,9	0,007
10	1,23900	0,01003	0,12800	1,52	91,6	0,007
11	1,20800	0,00691	0,12500	1,52	82,9	0,006
12	1,18000	0,00663	0,12200	1,52	80,5	0,006
13	1,14400	0,00614	0,11700	1,52	76,9	0,006
14	1,39600	0,01473	0,14600	1,52	115,2	0,008
15	1,33200	0,01510	0,14200	1,52	113,1	0,008
16	1,26300	0,01416	0,13400	1,52	105,1	0,007
17	1,21000	0,00424	0,12600	1,52	78,4	0,006
18	1,16600	0,00338	0,12000	1,52	72,6	0,006
19	1,08300	0,00130	0,10400	1,52	59,7	0,005
20	0,16100	0,01916	0,01200	1,52	27,2	0,006
21	0,14500	0,01893	0,01000	1,52	25,7	0,008
22	0,13400	0,01877	0,00900	1,52	24,7	0,008
23	0,12000	0,01857	0,00800	1,52	23,3	0,008
24	0,06200	0,01804	0,00200	1,52	20,6	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Análisis de los resultados:

- Según el cuadro 21, el calor que debe ser retirado para el reflujo de tope es de 251,71 MMkjoules/día. De acuerdo al análisis realizado en el ítem 8.3, los intercambiadores de calor E-1, E-1A y E-1B retiran un total de 101,1 MMkjoules/día; mientras que en el ítem 7.3 del presente informe se indicó que por diseño los aerorefrigerantes E-6 y E-9 tienen la capacidad de retirar calor en 126,9 MMkjoules/día y 27,9 MMkjoules/día respectivamente. La suma de estas tasas disponibles de remoción de energía es de 255,7 MMkjoules/día; valor que supera a la tasa de energía que se requiere retirar del proceso (251,71 MMkjoules/día).

- Al igual que para el análisis con crudo Loreto, los balances de materia y energía mostrados en el cuadro 22 cierran con diferencias menores a 0,0 kg-mol/día y 0,0 MMKjoules/día respectivamente.
- En el perfil de temperaturas mostrado en la figura 12 se observa que la mayor temperatura se alcanza en la zona de vaporización (etapa 20) y decrece en la medida que asciende a través de la columna. Del mismo modo decrece en la zona de stripping de la columna (etapas 21 a 24) sin embargo este decremento es menos acentuado y se debe principalmente al contacto del crudo reducido que desciende por la zona de fondos de la columna con el vapor despojante que se encuentra a menor temperatura.
- Los factores de inundación son significativamente altos entre las etapas teóricas 1 a 5 (tope de columna) y de 14 a 16 (zona de reflujo de diesel); debido a la mayor afluencia de hidrocarburos vaporizados y líquidos (ver figura 13); por ello no sería posible procesar cargas superiores a la carga en evaluación (12 000 BPSD).
- Para mejorar el fraccionamiento en la columna de destilación primaria es necesario aliviar la carga de vapores y líquidos en las zonas críticas de la columna donde la inundación es mayor (reflujos de diesel y tope); por ello se hace necesaria la implementación de una torre Pre-Flash que, como se verá en el próximo capítulo, reducirá significativamente los problemas de inundación y adicionalmente permitirá un incremento en la capacidad de procesamiento de crudo en la columna de destilación primaria.

IX. DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA DEL PROCESO CON PRE-FLASH

9.1 Esquema de refinación incluyendo la implementación de la Torre Pre-Flash

De acuerdo a lo observado en el capítulo anterior, para mejorar el fraccionamiento y procesar cargas mayores a 12 000 BPSD de crudo Loreto y/o crudo Oriente Ecuatoriano, es necesario superar los problemas de inundación que se presentan en las zonas de tope y reflujo de diesel de la columna C-1.

La alternativa técnica que se desarrollará en el presente capítulo para mejorar el fraccionamiento e incrementar carga en UDP consiste en la implementación de una torre Pre-Flash, la cual cumplirá la función de separar los componentes más ligeros (vapores de gasolina) de los componentes más pesados, de manera que sólo la fracción pesada pase a través de los hornos e ingrese a la columna de destilación C-1, aliviando la congestión de vapores en la zona media y tope y reduciendo la inundación en la columna. La torre Pre-Flash al poseer un reflujo de tope, permite separar gasolina en especificación; de manera que esta podrá ser enviada directamente al pool de gasolina primaria o solvente 1 dependiendo del tipo de operación que se realice.

Una ventaja adicional para la implementación de la torre Pre-Flash es que al eliminar los componentes ligeros en la carga a la columna de destilación primaria, se incrementa la eficiencia de absorción de calor en el horno, ya que estos componentes, vaporizados en dicho equipo, disminuyen la tasa de transferencia de calor (generan un bajo coeficiente de transferencia).

En la figura 14 se muestra el esquema propuesto de destilación primaria incluyendo la implementación de una torre Pre-Flash.

9.2 Diseño de la Torre Pre-Flash

El diseño de una columna de destilación multicomponente es sumamente complejo, por ello numerosas y reconocidas firmas de ingeniería y empresas dedicadas a la venta de equipos para la industria del petróleo han desarrollado diversas metodologías basadas en ecuaciones empíricas, las cuales han sido probadas y mejoradas de acuerdo a la tecnología disponible y a su propia experiencia.

Para efectos del diseño de la torre Pre-Flash se seguirán los lineamientos recomendados por la UOP, los cuales se encuentran basados en las ecuaciones desarrolladas por la firma Glitsch, reconocida proveedora de equipos y artículos para la industria de la refinación del petróleo.

Número de etapas

El número de etapas mínimo de la torre Pre-Flash puede ser calculado mediante la ecuación de Fenske. Para aplicar esta ecuación es necesario designar dos componentes clave de la mezcla multicomponente, los cuales se requiere separar en las corrientes de tope y fondos de la torre, alcanzando concentraciones que el diseñador considere adecuadas para los propósitos de la destilación.

Para este caso, se considerará los pseudocomponentes NBP 195 (punto de ebullición de 195°C a presión atmosférica) y NBP 227 (punto de ebullición de 227°C a presión atmosférica). El propósito de la destilación en el Pre-Flash será obtener gasolina dentro de especificación, por ello para lograr un punto final no mayor a 192°C es necesario tener la menor concentración posible de NBP 227. El pseudocomponente NBP 195 debería tener una concentración mayor dado que se encuentra prácticamente en el límite de la especificación de la gasolina.

La ecuación de Fenske es la siguiente:

$$n = \ln (r_D / r_B) / \ln (\alpha) \quad (12)$$

Donde:

$$r_D = (X_{clD} / X_{cpD})$$

$$r_B = (X_{clB} / X_{cpB})$$

D = destilado

B = fondos

X_i = moles (ó moles-h) del componente i

cl = componente liviano clave

cp = componente pesado clave

α = volatilidad relativa = K_{cl} / K_{cp}

K = constante de equilibrio (obtenido de Nomografías, Apéndices 1 y 2)

Esta evaluación fue desarrollada para los crudos Loreto y Oriente Ecuatoriano, obteniendo los siguientes resultados:

Cuadro 24. NÚMERO DE ETAPAS, CRUDO LORETO

	kg-mol/día			
	TOPE	FONDOS		
NBP 195	7,2	156,2		
NBP 227	0,3	210,7		
$r_D =$	26,04		$r_D / r_B =$	35,11
$r_B =$	0,74		$\ln (r_D / r_B) =$	3,56
Volatilidad relativa:				
Condiciones: T = 186,8°C (368 °F) y P = 2,04 kg/cm ² (29 psia), temperatura y presión estimadas para Pre-Flash				
		PESO MOLEC	K	
NBP 195		150,5	0,36	
NBP 227		172,4	0,22	
$\alpha =$		1,62		
$\ln (\alpha) =$		0,48		
Nro. platos teóricos =	7,4	=	8	

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 25. NÚMERO DE ETAPAS, COE

	kg-mol/día			
	TOPE	FONDOS		
NBP 195	9,2	221,6		
NBP 227	0,2	195,0		
$r_D =$	42,88		$r_D / r_B =$	37,72
$r_B =$	1,14		$\ln (r_D / r_B) =$	3,63
Volatilidad relativa:				
Condiciones: T = 187,2°C (369 °F) y P = 2,04 kg/cm ² (29 psia), temperatura y presión estimadas para Pre-Flash				
		PESO MOLEC	K	
NBP 195		150,5	0,36	
NBP 227		172,4	0,22	
$\alpha =$		1,62		
$\ln (\alpha) =$		0,48		
Nro. platos teóricos =		7,5	=	8

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

De acuerdo a lo indicado en los cuadros 24 y 25, el número mínimo de etapas teóricas calculado para ambos crudos es de 8 (haciendo una aproximación al entero superior). La primera de estas etapas corresponderá al condensador de tope, por lo que las 7 etapas restantes corresponderán a los platos de la torre Pre-Flash.

Plato de alimentación

Según Nelson, es recomendable que exista una separación de 4 platos entre la zona de expansión y los fondos de una columna de destilación de crudo.

Sin embargo, para evaluar con un mayor nivel de detalle el plato de ingreso, se simuló los rendimientos de la Torre Pre-Flash considerando diferentes niveles para la zona de expansión.

Los resultados de esta evaluación se encuentran en los siguientes cuadros:

Cuadro 26. CASO I - ALIMENTACIÓN EN EL PLATO 7, CRUDO LORETO

Nombre de la corriente	Carga a Torre	Vapor despojante	Gasolina	Incondensables	Agua decantada	Fondos de Torre
Estado físico	Mixta	Vapor	Líquido	Líquido	Agua	Líquido
Flujo másico total, kg/día	1 793,229	1 134	90 767	3 413	1 646	1 698,537
Caudal a cond. estand, m³/día	1 907,8	1,14	128,0	4,99	1,65	1 774,3
Temperatura, °C	234,14	170,13	82,47	30,00	64,58	228,74
Presión, kg/cm²	3,52	8,06	1,12	1,12	1,12	2,08
Fracción molar de líquido	0,95	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Peso molecular	292,98	18,01	104,48	97,23	18,01	327,37
Factor K	11,42	8,76	12,44	12,71	8,76	11,37
TBP a 760 mm Hg (%Vol), °C						
1%	90,33	n/a	39,34	-30,89	n/a	97,08
5%	103,26	n/a	71,54	32,63	n/a	165,08
10%	157,59	n/a	75,16	70,15	n/a	212,27
30%	308,70	n/a	89,61	83,25	n/a	333,65
50%	433,65	n/a	108,46	96,34	n/a	452,08
70%	548,01	n/a	134,17	118,91	n/a	561,96
90%	735,57	n/a	162,92	143,29	n/a	752,24
95%	882,31	n/a	174,94	149,39	n/a	893,68
98%	937,60	n/a	192,00	167,43	n/a	937,60

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 27. CASO II - ALIMENTACIÓN EN EL PLATO 6, CRUDO LORETO

Nombre de la corriente	Carga a Torre	Vapor despojante	Gasolina	Incondensables	Agua decantada	Fondos de Torre
Estado físico	Mixta	Vapor	Líquido	Líquido	Agua	Líquido
Flujo másico total, kg/día	1 793,229	1 134	93 383	4 120	1 564	1 695,295
Caudal a cond. estand, m³/día	1 907,8	1,14	132,0	6,02	1,57	1 769,4
Temperatura, °C	234,14	170,13	82,39	30,00	59,87	228,22
Presión, kg/cm²	3,52	8,06	1,12	1,12	1,12	2,08
Fracción molar de líquido	0,95	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Peso molecular	292,98	18,01	104,14	97,38	18,01	328,69
Factor K	11,42	8,76	12,45	12,71	8,76	11,36
TBP a 760 mm Hg (%Vol), °C						
1%	90,33	n/a	40,44	-28,80	n/a	97,40
5%	103,26	n/a	71,52	34,03	n/a	167,77
10%	157,59	n/a	75,08	70,37	n/a	214,11
30%	308,70	n/a	89,34	83,39	n/a	334,53
50%	433,65	n/a	107,63	96,41	n/a	452,69
70%	548,01	n/a	133,02	118,91	n/a	562,47
90%	735,57	n/a	161,32	143,15	n/a	752,89
95%	882,31	n/a	173,72	149,22	n/a	894,11
98%	937,60	n/a	192,00	166,12	n/a	937,60

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 28. CASO III - ALIMENTACIÓN EN EL PLATO 5, CRUDO LORETO

Nombre de la corriente	Carga a Torre	Vapor despojante	Gasolina	Incondensables	Agua decantada	Fondos de Torre
Estado físico	Mixta	Vapor	Líquido	Líquido	Agua	Líquido
Flujo másico total, kg/día	1 793 229	1 134	92 921	4 242	1 524	1 695 676
Caudal a cond. estand. m³/día	1 907,8	1,14	131,8	6,20	1,53	1 769,4
Temperatura, °C	234,14	170,13	82,12	30,00	58,90	227,58
Presión, kg/cm²	3,52	8,06	1,12	1,12	1,12	2,08
Fracción molar de líquido	0,95	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Peso molecular	292,98	18,01	103,51	97,30	18,01	328,77
Factor K	11,42	8,76	12,48	12,71	8,76	11,36
TBP a 760 mm Hg (%Vol), °C						
1%	90,33	n/a	39,92	-28,50	n/a	97,58
5%	103,26	n/a	71,43	34,13	n/a	168,48
10%	157,59	n/a	74,91	70,36	n/a	214,09
30%	308,70	n/a	88,83	83,33	n/a	334,53
50%	433,65	n/a	106,15	96,30	n/a	452,69
70%	548,01	n/a	131,01	118,64	n/a	562,47
90%	735,57	n/a	158,20	142,82	n/a	752,90
95%	882,31	n/a	171,40	148,86	n/a	894,11
98%	937,60	n/a	192,00	163,92	n/a	937,60

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash, PRO 2 V7

Cuadro 29. CASO IV - ALIMENTACIÓN EN EL PLATO 4, CRUDO LORETO

Nombre de la corriente	Carga a Torre	Vapor despojante	Gasolina	Incondensables	Agua decantada	Fondos de Torre
Estado físico	Mixta	Vapor	Líquido	Líquido	Agua	Líquido
Flujo másico total, kg/día	1 793 229	1 134	88 962	4 053	1 504	1 699 843
Caudal a cond. estand. m³/día	1 907,8	1,14	127,0	5,93	1,51	1 774,5
Temperatura, °C	234,14	170,13	81,60	30,00	60,12	225,91
Presión, kg/cm²	3,52	8,06	1,12	1,12	1,12	2,08
Fracción molar de líquido	0,95	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Peso molecular	292,98	18,01	102,46	97,04	18,01	327,52
Factor K	11,42	8,76	12,54	12,72	8,76	11,36
TBP a 760 mm Hg (%Vol), °C						
1%	90,33	n/a	38,02	-29,08	n/a	97,69
5%	103,26	n/a	71,28	33,41	n/a	167,31
10%	157,59	n/a	74,62	70,22	n/a	212,18
30%	308,70	n/a	88,00	83,13	n/a	333,64
50%	433,65	n/a	103,73	96,04	n/a	452,08
70%	548,01	n/a	127,82	116,58	n/a	561,96
90%	735,57	n/a	151,90	138,84	n/a	752,23
95%	882,31	n/a	165,95	144,40	n/a	893,68
98%	937,60	n/a	192,00	148,85	n/a	937,60

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 30. DETERMINACIÓN DEL PLATO DE INGRESO, CRUDO LORETO

	CASO I	CASO II	CASO III	CASO IV
Plato de alimentación	7	6	5	4
Etapas de Separación entre Z.Expansión y Fondos	1	2	3	4
Rate de alimentación (std. m ³ /día)	1 907,8	1 907,8	1 907,8	1 907,8
Temp. De ingreso (°C)	234,1	234,1	234,1	234,1
Rate Destilado + Ligeros (std. m ³ /día)	133,0	138,0	138,0	132,9
Rate Residual de fondo (std. m ³ /día)	1 774,34	1 769,43	1 769,45	1 774,54
% Separación	6,97%	7,23%	7,23%	6,97%
P.I. Gasolina ligera	39,34	40,44	39,92	38,02
Agua decantada (std. m ³ /día)	1,65	1,57	1,53	1,51

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

De acuerdo al Cuadro N° 30, los resultados del Caso II son los más favorables considerando que se obtiene el rendimiento más alto de separación (7,23%), el punto inicial de la gasolina es el más alto (40,44°C, según la especificación del producto debe ser mayor a 38°C) y el caudal de decantación de agua es superior a los casos III y IV.

Cuadro 31. CASO I - ALIMENTACIÓN EN EL PLATO 7, COE

Nombre de la corriente	Carga a Torre	Vapor despojante	Gasolina	Incondensables	Agua decantada	Fondos de Torre
Estado físico	Mixta	Vapor	Líquido	Líquido	Agua	Líquido
Flujo másico total, kg/día	1 738 917	1 179	111 402	7 262	1 707	1 619 726
Caudal a cond. estand. m ³ /día	1 907,8	1,18	157,0	10,67	1,71	1 739,6
Temperatura, °C	234,39	170,13	82,17	30,00	45,64	227,67
Presión, kg/cm ²	3,52	8,06	1,12	1,12	1,12	2,15
Fracción molar de líquido	0,91	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Peso molecular	286,87	18,01	105,57	95,11	18,01	330,50
Factor K	11,71	8,76	12,45	12,73	8,76	11,66
TBP a 760 mm Hg (%Vol), °C						
1%	83,97	n/a	26,11	-42,07	n/a	96,94
5%	98,19	n/a	71,67	1,64	n/a	160,48
10%	140,07	n/a	75,51	47,42	n/a	199,77
30%	284,23	n/a	90,86	81,73	n/a	321,34
50%	416,12	n/a	110,03	95,60	n/a	447,14
70%	545,96	n/a	132,90	116,52	n/a	562,77
90%	733,25	n/a	161,85	139,26	n/a	754,46
95%	879,87	n/a	175,18	144,95	n/a	894,21
98%	936,42	n/a	192,00	164,69	n/a	936,42

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 32. CASO II – ALIMENTACIÓN EN EL PLATO 6, COE

Nombre de la corriente	Carga a Torre	Vapor despojante	Gasolina	Incondensables	Agua decantada	Fondos de Torre
Estado físico	Mixta	Vapor	Líquido	Líquido	Agua	Líquido
Flujo másico total, kg/día	1 738 917	1 179	114 003	7 656	1 623	1 616 815
Caudal a cond. estand. m ³ /día	1 907,8	1,18	161,0	11,25	1,62	1 735,1
Temperatura, °C	234,39	170,13	82,02	30,00	42,10	226,94
Presión, kg/cm ²	3,52	8,06	1,12	1,12	1,12	2,15
Fracción molar de líquido	0,91	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Peso molecular	286,87	18,01	105,13	95,16	18,01	331,85
Factor K	11,71	8,76	12,46	12,74	8,76	11,65
TBP a 760 mm Hg (%Vol), °C						
1%	83,97	n/a	26,19	-42,07	n/a	97,39
5%	98,19	n/a	71,61	2,94	n/a	163,96
10%	140,07	n/a	75,39	50,16	n/a	201,31
30%	284,23	n/a	90,48	81,78	n/a	322,33
50%	416,12	n/a	109,11	95,59	n/a	447,85
70%	545,96	n/a	131,66	116,42	n/a	563,21
90%	733,25	n/a	159,83	139,07	n/a	755,07
95%	879,87	n/a	173,53	144,73	n/a	894,60
98%	936,42	n/a	192,00	162,81	n/a	936,42

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 33. CASO III – ALIMENTACIÓN EN EL PLATO 5, COE

Nombre de la corriente	Carga a Torre	Vapor despojante	Gasolina	Incondensables	Agua decantada	Fondos de Torre
Estado físico	Mixta	Vapor	Líquido	Líquido	Agua	Líquido
Flujo másico total, kg/día	1 738 917	1 179	112 190	7 959	1 582	1 618 366
Caudal a cond. estand. m ³ /día	1 907,8	1,18	159,0	11,70	1,58	1 736,7
Temperatura, °C	234,39	170,13	81,72	30,00	40,29	225,96
Presión, kg/cm ²	3,52	8,06	1,12	1,12	1,12	2,15
Fracción molar de líquido	0,91	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Peso molecular	286,87	18,01	104,40	95,12	18,01	331,57
Factor K	11,71	8,76	12,49	12,74	8,76	11,65
TBP a 760 mm Hg (%Vol), °C						
1%	83,97	n/a	25,63	-42,07	n/a	97,62
5%	98,19	n/a	71,51	3,92	n/a	164,34
10%	140,07	n/a	75,18	51,89	n/a	200,79
30%	284,23	n/a	89,84	81,77	n/a	321,99
50%	416,12	n/a	107,58	95,49	n/a	447,61
70%	545,96	n/a	129,69	116,15	n/a	563,06
90%	733,25	n/a	156,39	138,72	n/a	754,87
95%	879,87	n/a	170,55	144,36	n/a	894,47
98%	936,42	n/a	192,00	160,02	n/a	936,42

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 34. CASO IV – ALIMENTACIÓN EN EL PLATO 4, COE

Nombre de la corriente Estado físico	Carga a Torre Méxta	Vapor despojan- te Vapor	Gasolina Líquido	Incondensables Líquido	Agua decantada Agua	Fondos de Torre Líquido
Flujo másico total, kg/día	1 738 917	1 179	105 183	8 024	1 562	1 625 328
Caudal a cond. estand, m ³ /día	1 907,8	1,18	150,0	11,82	1,56	1 745,6
Temperatura, °C	234,39	170,13	81,14	30,00	40,98	223,39
Presión, kg/cm ²	3,52	8,06	1,12	1,12	1,12	2,15
Fración molar de líquido	0,91	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Peso molecular	286,87	18,01	103,17	94,86	18,01	329,26
Factor K	11,71	8,76	12,54	12,75	8,76	11,66
TBP a 760 mm Hg (%vol), °C						
1%	83,97	n/a	23,26	-42,07	n/a	97,76
5%	98,19	n/a	71,33	3,55	n/a	161,67
10%	140,07	n/a	74,82	49,82	n/a	197,81
30%	284,23	n/a	88,77	81,56	n/a	320,07
50%	416,12	n/a	105,03	95,17	n/a	446,21
70%	545,96	n/a	126,52	115,55	n/a	562,21
90%	733,25	n/a	148,98	138,06	n/a	753,69
95%	879,87	n/a	163,81	143,69	n/a	893,71
98%	936,42	n/a	192,00	156,18	n/a	936,42

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 35. DETERMINACIÓN DEL PLATO DE INGRESO, COE

	CASO I	CASO II	CASO III	CASO IV
Plato de alimentación	7	6	5	4
Etapas de Separación entre Z.Expansión y Fondos	1	2	3	4
Rate de alimentación (std. m ³ /día)	1 907,8	1 907,8	1 907,8	1 907,8
Temp. De ingreso (°C)	234,4	234,4	234,4	234,4
Rate Destilado + Ligeros (std. m ³ /día)	167,7	172,3	170,7	161,8
Rate Residual de fondo (std. m ³ /día)	1 739,64	1 735,14	1 736,73	1 745,64
% Separación	8,79%	9,03%	8,95%	8,48%
P.I. Gasolina ligera	26,11	26,19	25,63	23,26
Agua decantada (std. m ³ /día)	1,71	1,62	1,58	1,56

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

Según los resultados con COE detallados en el Cuadro N° 35, el Caso II nuevamente es el más favorable, considerando los criterios mencionados anteriormente en la evaluación para crudo Loreto.

Por lo tanto el plato teórico de ingreso a la Torre Pre-Flash será el nro. 6, y considerando una eficiencia de platos de 70% (valor normalmente empleado para estimaciones de este tipo) se tendría una separación real de $2/0,7 \approx 3$ platos entre la zona de expansión y los fondos de la torre.

Dimensionamiento de la Torre Pre-Flash, porcentaje de inundación y caídas de presión al interior de la columna

En primer lugar es necesario definir los flujos netos de líquido y vapor en las etapas correspondientes a las zonas de tope y fondos de la columna. Si los flujos de líquido y vapor en la zona de tope son superiores a los de la zona de fondos, será necesario considerar un diámetro mayor en la zona de tope, de la misma manera deberá procederse en caso sea la zona de fondos la de mayor tráfico de flujos.

El detalle de los cálculos desarrollados se encuentra anotado en el Apéndice 3.

a. Velocidad de diseño de la bajante.-

El procedimiento empleado por Glitsch para establecer el área de la bajante está basado en una "velocidad de diseño" calculada mediante las siguientes ecuaciones:

$$1ra: VD_{dsg} = 250 \times \text{Factor del Sistema} \quad (13)$$

$$2da: VD_{dsg} = 41 \times (D_L - D_V)^{0,5} \times \text{Factor del Sistema} \quad (14)$$

$$3ra: VD_{dsg} = 7,5 \times (TS)^{0,5} \times (D_L - D_V)^{0,5} \times \text{Factor del Sistema} \quad (15)$$

Donde:

V_{dsg} = Velocidad de diseño, gpm/pie²

TS = Espacio entre platos, pulgadas

D_L = Densidad del líquido, libras/pie³

D_V = Densidad del vapor, libras/pie³

El valor más bajo de los obtenidos mediante las ecuaciones N° 13, 14 y 15 deberá ser considerado como la velocidad de diseño. De acuerdo a Glitsch, para sistemas de formación moderada de espuma como en el presente caso se considera un factor de 0,85.

b. Factor de capacidad de vapor (CAF).-

En la figura del Apéndice 4 se muestran los factores de capacidad de Glitsch según el espaciamiento entre platos y el valor de la densidad del vapor. El valor de CAF_0 obtenido del Apéndice 4 debe ser multiplicado por el factor del sistema (0,85) para obtener el valor corregido de CAF considerando la formación de espuma.

$$CAF = CAF_0 \times \text{Factor del sistema} \quad (16)$$

c. Estimación inicial del diámetro de la columna.-

La carga de vapor (V_{carga}) es determinada mediante la siguiente ecuación:

$$V_{\text{carga}} = CFS \times (D_V / (D_L - D_V))^{0,5} \quad (17)$$

Donde:

CFS = Caudal de vapor, pie^3/s

De la figura mostrada en el Apéndice 5 se puede obtener el diámetro inicial de la columna a partir del valor calculado de V_{carga} y al caudal de líquido (gpm). Asimismo se puede definir si será de paso simple, doble o triple.

Longitud de paso de flujo (preliminar). Es necesario establecer un valor aproximado de la longitud de paso de flujo para poder calcular el diámetro mínimo de la columna.

$$FPL = 9 \times D \times NP \quad (18)$$

Donde:

FPL = Longitud de paso de flujo, pulgadas

D = Diámetro de la columna, pies

NP = número de pasos

Área efectiva mínima. El área efectiva mínima está en función de las cargas de líquido y vapor, propiedades del sistema, porcentaje o factor de inundación y de la longitud de paso de flujo.

$$AAM = \frac{V_{carga} + GPM \times FPL / 13\,000}{CAF \times FF} \quad (19)$$

Donde:

GPM = caudal de líquido

AAM = área efectiva mínima, pies²

FF = factor de inundación, fracción.

Área mínima de la bajante. El área mínima de la bajante está en función del caudal de líquido, la velocidad de diseño de la bajante y del factor de inundación.

$$ADM = GPM / (VD_{dsg} \times FF) \quad (20)$$

Donde:

ADM = área mínima de la bajante

Si el resultado de esta ecuación fuera menor al 11% del área efectiva, entonces el área mínima de la bajante se obtendrá multiplicando por 2 dicho resultado.

d. **Área de la columna.**

El área transversal aproximada de la columna será el valor más bajo obtenido mediante las siguientes ecuaciones:

$$1ra: ATM = AAM + 2 \times ADM \quad (21)$$

$$2da: ATM = (V_{carga}) / (0,78 \times CAF \times FF) \quad (22)$$

Donde:

ATM = Área transversal aproximada de la columna, pie²

El correspondiente diámetro de la columna será obtenido mediante la siguiente ecuación

$$D = (ATM / 0,7854)^{0,5} \quad (23)$$

No se considerarán decimales, el resultado deberá redondearse al valor superior.

El área transversal de la columna considerando el diámetro redondeado se obtendrá mediante la siguiente ecuación:

$$AT = 0,7854 \times D^2 \quad (24)$$

El área total de la bajante será calculado mediante la siguiente ecuación:

$$AD = AT \times ADM / ATM \quad (25)$$

Donde:

AD = Área total de la bajante, pie²

Usualmente el área de la bajante no debe ser menor al 10% del área transversal de la columna. Sin embargo si la carga de líquido es baja, es posible que el área de la bajante sea menor al 10% del área transversal de la columna.

El ancho de la bajante (H) y la longitud del vertedero (L) serán calculadas empleando la tabla mostrada en el Apéndice 6, a partir de la relación AD/AT.

La altura del vertedero recomendada por Glitsch para la mayoría de aplicaciones incluyendo el diseño de una columna de destilación atmosférica es de 2 pulgadas.

La longitud de paso de flujo para una columna con configuración de platos de paso simple se calculará mediante la siguiente ecuación:

$$FPL = 12 \times D - (2 \times H) \quad (26)$$

El área efectiva (AA) se calculará mediante la siguiente fórmula:

$$AA = AT - 2 \times (AD) \quad (27)$$

e. Porcentaje de inundación

Luego de haber determinado el área efectiva, el porcentaje de inundación será calculado mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ inundación} = (V_{\text{carga}} + GPM \times FPL/13\ 000) / (AA + CAF) \quad (28)$$

f. Caída de presión

La caída de presión está en función de los caudales de vapor y líquido, número, tipo, densidad del metal y espesor de las válvulas, así como la altura y la longitud del vertedero. A bajos caudales de vapor, las válvulas se encontrarán parcialmente abiertas y la caída de presión será proporcional al peso de la válvula, es decir, será independiente al caudal de vapor. Cuando las tasas de flujo de vapor sean lo suficientemente altas como para abrir totalmente las válvulas, entonces la caída de presión será proporcional al cuadrado de la velocidad de vapor a través de los orificios.

El primer paso para calcular la caída de presión será determinar el número de válvulas por plato. Según Glitsch se deberá estimar de 12 a 14 válvulas por cada pie cuadrado del área efectiva del plato. El tipo de válvula que se empleará para el presente estudio será el V-1 (recomendado por Glitsch para todo tipo de aplicaciones, incluyendo columnas de destilación atmosférica de crudo).

El área de paso de vapor o área hueca se determinará mediante la siguiente ecuación:

$$A_H = (\text{Número de válvulas}) / 78,5 \quad (29)$$

Mientras que la velocidad del paso de vapor a través de dicha área hueca será:

$$V_H = \text{CFS} / A_H \quad (30)$$

Donde:

A_H = área hueca

V_H = paso de vapor por área hueca

Las caídas de presión por el paso de vapor (plato seco) cuando las unidades V-1 se encuentran parcialmente y totalmente abiertas, se determinarán mediante el gráfico mostrado en el Apéndice 7 a partir del valor calculado de $V_H^2 \times D_V / D_L$. Se elegirá el valor más alto obtenido.

La caída de presión total estará dada por la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{vapor}} + 0,4 \times (\text{GPM} / L)^{2/3} + 0,4 \times H \quad (31)$$

Donde:

ΔP = caída de presión total, pulgadas de líquido

H = altura del vertedero

L = longitud del vertedero

A continuación se mostrará un cuadro con el resumen de los resultados obtenidos al aplicar el procedimiento de cálculo de acuerdo a las recomendaciones de la firma Glitsch para el diseño de la Torre Pre-Flash, considerando una carga de 12000 BPSD para los crudos Loreto y COE.

Cuadro 36. RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE LA TORRE PRE-FLASH

Crudo	Loreto	Oriente Ecuatoriano
Caudal, BPSD	12 000	12 000
Zona de tope		
Diámetro, m	0,91	0,91
Área total de la columna, m ²	0,66	0,66
Área total de la bajante, m ²	0,04	0,04
Ancho de la bajante, m	0,10	0,11
Longitud del vertedero, m	0,56	0,59
Altura del vertedero, m	0,05	0,05
Longitud de paso de flujo, m	0,72	0,70
Área efectiva, m ²	0,58	0,57
% inundación	51,7	68,4
Caída de presión (por plato)	0,004	0,006
Zona de fondos		
Diámetro, m	1,22	1,22
Área total de la columna, m ²	1,17	1,17
Área total de la bajante, m ²	0,26	0,24
Ancho de la bajante, m	0,33	0,31
Longitud del vertedero, m	1,08	1,06
Altura del vertedero, m	0,05	0,05
Longitud de paso de flujo, m	0,56	0,60
Área efectiva, m ²	0,66	0,70
% inundación	55,6	62,8
Caída de presión (por plato)	0,007	0,008

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Observaciones:

Los resultados mostrados en el Cuadro 36 para el dimensionamiento de la Torre Pre-Flash considerando el procesamiento de los crudos Loreto y Oriente Ecuatoriano son similares. En el siguiente ítem se definirán las dimensiones de dicho equipo, tomando como base los resultados antes mencionados.

Dimensiones de la Torre Pre-Flash

Luego de haber completado los cálculos correspondientes se ha considerado el siguiente dimensionamiento para la Torre Pre-Flash:

Número de etapas teóricas = 8 (etapas reales = $8/0,7 \approx 12$)

Espaciamiento entre platos = 24 pulgadas (0,61 m)

Tapas de tope y fondo de forma elíptica; ratio 1:2 respecto a los diámetros de la torre.

Altura estimada de la torre = 9,0 m

Plato teórico de alimentación = N° 6 (contando desde arriba hacia abajo de la torre e incluyendo al condensador de tope)

La Inyección de vapor despojante deberá estar debajo del último plato de la zona de stripping (fondos) de la torre.

Zona de Tope (platos teóricos 2 al 5):

Diámetro = 3 pies (0,92 m)

Área de la bajante = $0,46 \text{ pie}^2$ ($0,045 \text{ m}^2$)

Área efectiva = $6,15 \text{ pie}^2$ ($0,57 \text{ m}^2$)

Ancho de la bajante = 4 pulgadas (0,11 m)

Longitud del vertedero = 23 pulgadas (0,59 m)

Altura del vertedero = 2 pulgadas (0,05 m)

Longitud de paso de flujo = 28 pulgadas (0,70 m)

Tipo de bandeja = Glitsch Ballast Trays V-1

Espesor de bandeja = 0,134 pulgadas ó gage 10 (0,0034 m)

Tipo de válvulas = V-1

Número de válvulas por plato = 74

Espaciamiento entre válvulas = 3 pulgadas aprox.

Espesor de válvulas = 0,060 pulgadas ó gage 16 (0,00152 m)

Zona de Fondos (platos teóricos 6 al 8):

Diámetro = 4 pies (1,22 m)

Área de la bajante = $2,75 \text{ pie}^2$ ($0,26 \text{ m}^2$)

Área efectiva = 7,07 pie² (0,65 m²)
Ancho de la bajante = 13 pulgadas (0,32 m)
Longitud del vertedero = 43 pulgadas (1,08 m)
Altura del vertedero = 2 pulgadas (0,05 m)
Longitud de paso de flujo = 22 pulgadas (0,58 m)
Tipo de bandeja = Glitsch Ballast Trays V-1
Espesor de bandeja = 0,134 pulgadas ó gage 10 (0,0034 m)
Tipo de válvulas = V-1
Número de válvulas por plato = 85
Espaciamiento entre válvulas = 3 pulgadas aprox.
Espesor de válvulas = 0,060 pulgadas ó gage 16 (0,00152 m)

Observaciones:

1. El material del plato superior (incluyendo las válvulas correspondientes) y condensador de la Torre Pre-Flash deberá ser de acero inoxidable, de manera que pueda resistir la corrosión producida por acción de agentes ácidos como el cloruro de sodio, magnesio y calcio. Se deberá implementar la dosificación de un inhibidor de corrosión como aminas filmicas y neutralizantes.
2. El material de las demás etapas y el cuerpo cilíndrico de la Torre podrá ser de acero al carbono.

9.3 Análisis del nuevo esquema de procesamiento incluyendo la torre Pre-Flash procesando crudo Loreto a 12 000 BPSD.

En la siguiente página se muestran los resultados del análisis de nuevo esquema de procesamiento incluyendo la implementación de la torre Pre-Flash, para una carga de crudo Loreto de 12 000 BPSD.

Las consideraciones tomadas para la realización de este análisis son las mismas que se tomaron para los análisis mostrados en los ítems 8.6 y 8.7 de la presente tesis.

Cuadro 37. RESULTADO DEL ANÁLISIS DEL NUEVO ESQUEMA DE PROCESAMIENTO, CRUDO LORETO

	Unidades	Carga Pre-Flash	Gasolina Pre-Flash	Gasolina Total (Pre-Flash + C-1)	Solvente	Kerosene	Diesel	Crudo reducido
Estado físico		Mixto	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Total Flujo másico	kg/día	1 793 228,8	93 383,3	133 916,1	15 759,7	123 484,6	190 436,2	1 322 037,8
Total Flujo vol. estándar	m ³ /día	1 907,8	132,0	189,3	19,3	147,1	215,3	1 325,7
Temperatura	°C	234,1	82,4	83,4	149,0	193,3	265,6	327,5
Presión	kg/cm ²	3,5	1,1	1,1	2,4	2,4	2,4	1,7
Fracción molar de líquido		0,95	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Peso molecular		293,0	104,1	104,0	132,0	155,6	215,9	446,4
Factor K		11,4	12,5	12,5	11,3	11,3	11,3	11,3
TBP a 760 mm Hg (LV)	°C							
1%		90,3	40,4	47,9	98,4	114,7	157,4	230,2
5%		103,3	71,5	71,7	133,9	159,0	214,1	307,8
10%		157,6	75,1	75,2	153,6	166,4	230,8	337,1
30%		308,7	89,3	89,4	160,1	189,0	262,9	441,3
50%		433,7	107,6	107,5	167,2	208,6	290,0	513,5
70%		548,0	133,0	132,5	175,1	226,2	317,0	598,5
90%		735,6	161,3	159,3	190,0	247,9	349,9	818,7
95%		882,3	173,7	170,9	195,6	256,6	364,6	932,1
98%		937,6	192,0	188,1	215,2	271,6	393,9	937,6

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 38. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

Torre Pre-Flash							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1	82,4	1,12	709,3			79,9 (V) 896,7 (L) 49,5 (Agua)	-77,7608
2	144,6	2,04	736,0	1 735,2			
3	164,4	2,05	646,6	1 761,8			
4	177,6	2,05	545,8	1 672,5			
5	190,7	2,06	251,0	1 571,7			
6	229,3	2,07	5 372,7	1 276,8	6 120,6		
7	228,9	2,07	5 284,9	278,0			
8	228,2	2,08		190,2	62,9 (V)	5157,7 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso PRO 2 V7

Cuadro 39. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

Balances de materia y energía - Torre Pre-Flash						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Carga a Torre Flash	Mixto		6	6 120,6	878,5
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		8	63,0	3,1
Salida	Gases Incondensables	Vapor	1		79,7	3,9
Salida	Gasolina	Líquido	1		896,7	16,7
Salida	Agua decantada	Agua	1		49,5	0,3
Salida	Fondos de Torre	Líquido	8		5 157,7	782,9
Retiro de calor por reflujo de tope						77,8
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso PRO 2 V7

Cuadro 40. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de Inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	0,34900	0,00155	0,03400	0,91	52,8	0,004
3	0,34100	0,00145	0,03300	0,91	50,8	0,004
4	0,32900	0,00129	0,03100	0,91	48,4	0,004
5	0,29300	0,00065	0,02600	0,91	43,4	0,004
6	0,27800	0,02441	0,02300	1,22	53,4	0,007
7	0,04400	0,02417	0,00300	1,22	28,0	0,007
8	0,01200	0,02383	0,00000	1,22	26,1	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Figura 15. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO

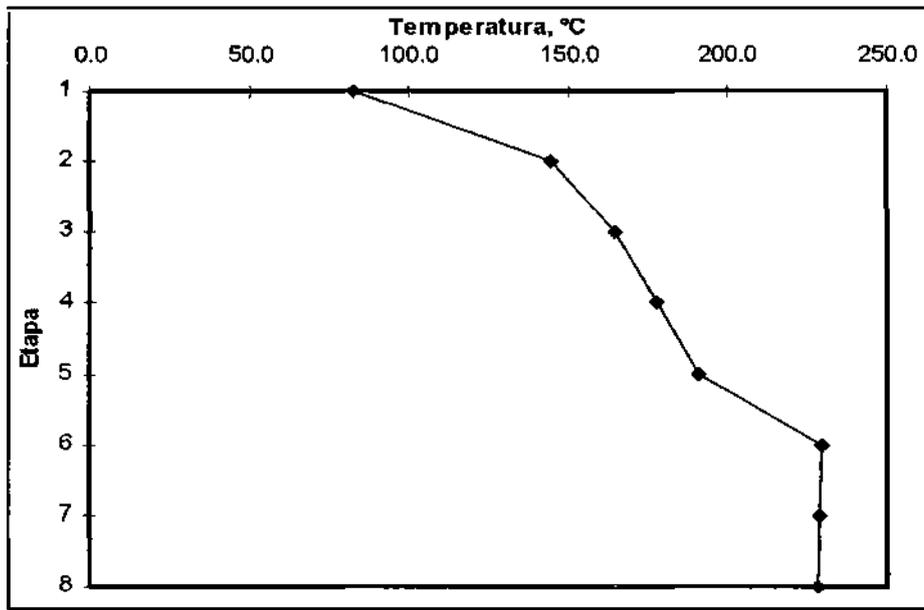
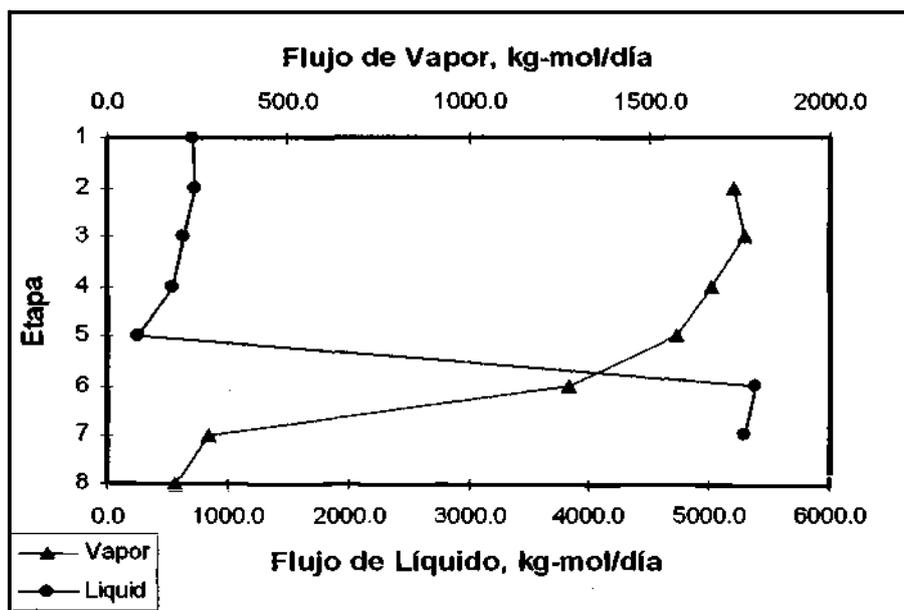


Figura 16. PERFIL DE FLUJOS EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO



Cuadro 41. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN LA COLUMNA C-1, CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

Columna C-1							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1	86,9	1,27	2 727,9			934,9 (V+L+A)	-149,3601
2	125,8	1,55	2 820,2	3 662,8	57,2 (V)		
3	147,8	1,55	2 741,2	3 698,0			
4	163,3	1,56	2 815,1	3 618,9			
5	170,5	1,56	2 843,4	3 692,8			
6	174,4	1,57	2 865,2	3 721,1		146,4 (L)	
7	178,2	1,57	2 585,9	3 689,4			
8	183,4	1,58	2 437,9	3 610,0	164,0 (V)		
9	191,8	1,58	2 265,4	3 298,1			
10	203,9	1,59	1 183,1	3 125,6		877,1 (L)	
11	219,7	1,59	1 080,3	2 920,4			
12	229,8	1,60	1 001,6	2 817,6			
13	237,2	1,60	878,7	2 738,9			
14	246,3	1,60	3 469,7	2 616,0	127,9 (V) 1 565,3 (L Reflujo)		
15	259,0	1,61	3 517,2	3 513,8			
16	271,6	1,62	634,8	3 561,3		949,6 (L) 1 565,3 (L Reflujo)	
17	298,1	1,62	444,6	3 193,7			
18	311,3	1,63	304,9	3 003,6			
19	320,2	1,63	104,4	2 863,8			
20	331,7	1,64	3 304,7	900,1	5 157,7 1 763,2 (V) 3 394,4 (L)		
21	331,0	1,64	3 225,9	706,0			
22	330,5	1,65	3 170,1	627,2			
23	329,8	1,66	3 105,4	571,4			
24	327,5	1,67		506,7	362,6 (V)	2 961,3 (L)	

Stripper C-3							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/25	271,8	2,39	952,7		949,6 (L)	127,9 (V)	
2/26	271,0	2,40	942,8	131,0			
3/27	269,7	2,42	927,3	121,1			
4/28	265,6	2,43		105,6	60,4 (V)	882,1 (L)	

Stripper C-2							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/29	203,9	2,39	877,8		877,1 (L)	164,0 (V)	
2/30	202,2	2,40	864,0	164,7			
3/31	199,6	2,42	843,8	150,9			
4/32	193,3	2,43		130,7	80,6 (V)	793,7 (L)	

Stripper C-5							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/33	169,9	2,39	141,3		146,4 (L)	57,2 (V)	
2/34	164,9	2,40	136,1	52,1			
3/35	159,1	2,42	130,4	46,9			
4/36	149,0	2,43		41,2	30,2 (V)	119,4 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

**Cuadro 42. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA COLUMNA C-1,
CRUDO LORETO A 12 000 BPSD**

Balances de materia y energía - Columna C-1						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacla Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Retorno vapor C-5	Vapor		2	57,2	3,8
Ingreso	Retorno vapor C-2	Vapor		8	164,0	12,7
Ingreso	Retorno vapor C-3	Vapor		14	127,9	13,7
Ingreso	Carga a UDP	Mixto		20	5157,7	1304,0
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		24	362,6	18,1
Salida	Gases V1	Vapor	1		92,7	4,6
Salida	Gasolina V1	Líquido	1		379,2	7,5
Salida	Agua V1	Agua	1		463,1	3,0
Salida	Ext. Solvente	Líquido	6		146,4	7,0
Salida	Ext. Kerosene	Líquido	10		877,1	58,0
Salida	Ext. Diesel	Líquido	16		949,6	118,4
Salida	Salida Cr. Reducido	Líquido	24		2961,3	924,0
Retiro de calor por reflujos intermedio y de tope						229,9
STRIPPER C-3						
Ingreso	Ext. Diesel	Líquido		25	949,6	118,4
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		28	60,4	3,0
Salida	Retorno vapor C-3	Vapor	25		127,9	13,7
Salida	Diesel a tanques	Líquido	28		882,1	107,7
STRIPPER C-2						
Ingreso	Ext. Kerosene	Líquido		29	877,1	58,0
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		32	80,6	4,0
Salida	Retorno vapor C-2	Vapor	29		164,0	12,7
Salida	Kerosene a tanques	Líquido	32		793,7	49,3
STRIPPER C-5						
Ingreso	Ext. Solvente	Líquido		33	146,4	7,0
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		36	30,2	1,5
Salida	Retorno vapor C-5	Vapor	33		57,2	3,8
Salida	Solvente a tanques	Líquido	36		119,4	4,7
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Figura 17. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA COLUMNA C-1, CRUDO LORETO

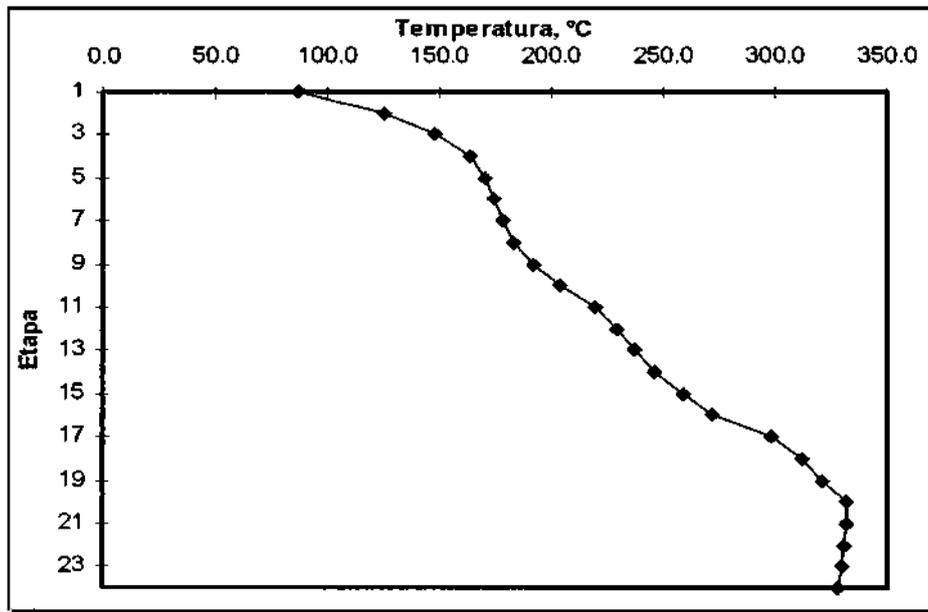
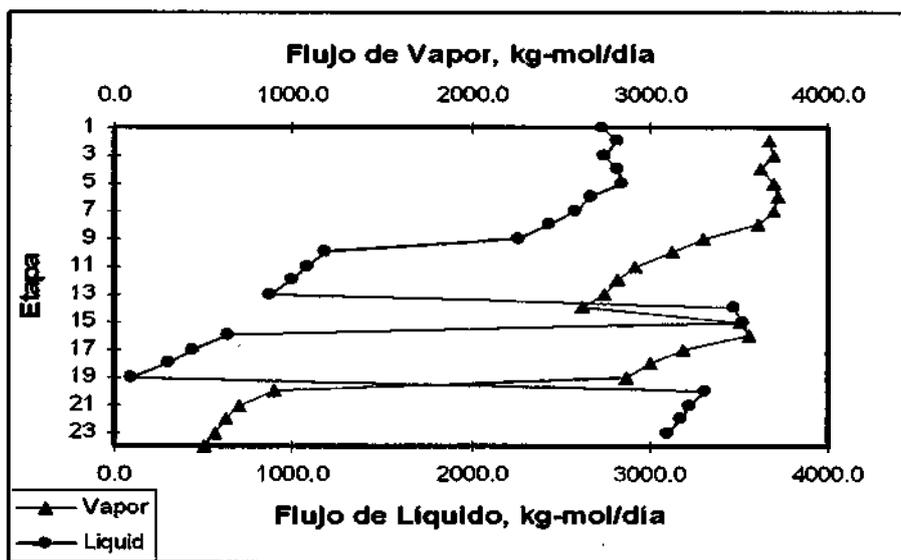


Figura 18. PERFIL DE FLUJOS EN LA COLUMNA C-1, CRUDO LORETO



Cuadro 43. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN LA COLUMNA C-1, CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	0,96000	0,00565	0,08000	1,52	53,2	0,005
3	0,95400	0,00576	0,08000	1,52	53,2	0,005
4	0,98500	0,00610	0,08300	1,52	55,8	0,005
5	0,99800	0,00628	0,08500	1,52	57,1	0,005
6	0,99500	0,00629	0,08400	1,52	57,1	0,005
7	0,98200	0,00589	0,08400	1,52	55,8	0,005
8	0,95800	0,00571	0,08100	1,52	54,2	0,005
9	0,88300	0,00554	0,07600	1,52	50,6	0,005
10	0,85100	0,00535	0,07300	1,52	48,8	0,005
11	0,83600	0,00302	0,07200	1,52	44,5	0,004
12	0,82300	0,00293	0,07100	1,52	43,8	0,004
13	0,79900	0,00268	0,06900	1,52	41,9	0,004
14	1,13000	0,01122	0,10000	1,52	75,9	0,006
15	1,12500	0,01177	0,10200	1,52	78,0	0,006
16	1,05800	0,01115	0,09500	1,52	72,6	0,006
17	1,01800	0,00179	0,09100	1,52	52,9	0,005
18	0,98600	0,00131	0,08600	1,52	49,6	0,004
19	0,93800	0,00048	0,07900	1,52	44,0	0,004
20	0,25100	0,02015	0,01700	1,52	31,8	0,007
21	0,22200	0,01985	0,01400	1,52	29,5	0,009
22	0,20100	0,01963	0,01200	1,52	27,9	0,009
23	0,17800	0,01938	0,01000	1,52	25,9	0,008
24	0,08900	0,01876	0,00300	1,52	22,7	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash, PRO 2 V7

Análisis de los resultados:

- En el cuadro 37 se observa que en el nuevo esquema de procesamiento que incluye la implementación de la torre Pre-Flash, se incrementa considerablemente la producción de diesel, respecto a la producción obtenida en el esquema actual de refinación (ver cuadro 16). Posteriormente, en el ítem 9.5, se mostrará un cuadro comparativo indicando el valor porcentual de este incremento.
- Según el cuadro 38, el calor que debe ser retirado para el reflujo de tope de la torre Pre-Flash es de 77,76 MM kjoule/día; por ello será necesario implementar intercambiadores de calor y un aerorefrigerante que permitan la remoción de dicha tasa de calor requerida por el proceso.

- Los balances de materia y energía tanto de la torre Pre-Flash (cuadro 39) como de la columna C-1 (cuadro 42) cierran con diferencias menores a 0,0 kg-mol/día y 0,0 MMKjoules/día respectivamente.
- El perfil de temperatura en la torre Pre-Flash mostrado en la figura 15 es similar al perfil de la columna C-1 mostrado en la figura 17, básicamente se alcanza la mayor temperatura en la zona de vaporización, disminuyendo progresivamente en la medida que se avanza a los platos superiores; asimismo se aprecia un decremento de la temperatura en la zona de stripping de ambas columnas por contacto del crudo despuntado o reducido con el vapor despojante que asciende desde la zona de fondos.
- El perfil de flujos al interior de la torre Pre-Flash, mostrado en la figura 16, indica que en los platos inferiores a la zona de vaporización existe un mayor flujo de líquidos y un menor flujo de vapores, mientras que en la zona de tope es fundamentalmente lo inverso, es decir existe una mayor presencia de vapores respecto al flujo de líquidos.
- De acuerdo al cuadro 40, los factores de inundación en la torre Pre-Flash son muy bajos, por lo tanto se tiene la capacidad de procesar cargas mayores a los 12 000 BPSD.
- Con la implementación de la torre Pre-Flash, los factores de inundación en la columna C-1 se reducen considerablemente (cuadro 43) lo que conlleva a una mejor eficiencia del fraccionamiento.
- La reducción de los factores de inundación en las zonas de tope y refluo intermedio podrá hacer factible el incremento de la capacidad de procesamiento de crudo Loreto a cargas superiores a los 12 000 BPSD en la columna de destilación atmosférica.

9.4 Análisis del nuevo esquema de fraccionamiento incluyendo la Torre Pre-Flash procesando COE a 12 000 BPSD.

En la siguiente página se muestran los resultados del análisis de nuevo esquema de fraccionamiento incluyendo la implementación de la Torre Pre-Flash, procesando COE a 12 000 BPSD.

Cuadro 44. RESULTADO DEL ANÁLISIS DEL NUEVO ESQUEMA DE PROCESAMIENTO, COE A 12 000 BPSD

	Unidades	Carga Pre-Flash	Gasolina Pre-Flash	Gasolina Total (Pre-Flash + C-1)	Solvente	Kerosene	Diesel	Crudo reducido
Estado físico		Mixto	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Total Flujo másico	kg/día	1 738 917,3	114 003,3	163 318,5	12 741,5	113 110,5	236 482,3	1 205 285,5
Total Flujo vol. estándar	m ³ /día	1 907,8	161,0	229,8	16,0	139,1	275,6	1 235,6
Temperatura	°C	234,4	82,0	83,1	147,3	187,0	265,5	326,4
Presión	kg/cm ²	3,5	1,1	1,1	2,4	2,4	2,4	1,8
Fracción molar de líquido		0,91	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Peso molecular		286,9	105,1	105,7	135,1	154,7	216,5	479,7
Factor K		11,7	12,5	12,4	11,6	11,6	11,6	11,6
TBP a 760 mm Hg (LV)	°C							
1%		84,0	26,2	36,6	105,3	123,8	140,8	238,2
5%		98,2	71,6	71,9	126,5	156,2	200,6	310,2
10%		140,1	75,4	75,8	147,8	165,9	219,4	343,4
30%		284,2	90,5	91,4	158,3	184,8	254,8	448,7
50%		416,1	109,1	110,6	167,9	199,1	280,6	529,0
70%		546,0	131,7	132,9	176,8	213,6	308,7	604,5
90%		733,3	159,8	158,9	191,9	235,0	349,3	831,6
95%		879,9	173,5	170,6	198,9	242,9	367,1	936,4
98%		936,4	192,0	188,3	213,4	260,8	400,7	936,4

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 45. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN LA TORRE PRE-FLASH, COE A 12 000 BPSD

Torre Pre-Flash							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1	82,0	1,12	928,2			149,6 (V) 1 084,4 (L) 20,9 (Agua)	-98,0791
2	147,5	2,11	1 010,2	2 183,2			
3	166,2	2,12	904,6	2 265,1			
4	178,8	2,12	785,5	2 159,6			
6	190,9	2,13	398,0	2 040,5			
6	228,3	2,14	5 112,2	1 652,9	6 061,6		
7	227,7	2,14	5 011,4	305,5			
8	226,9	2,15		204,7	65,5 (V)	4 872,1 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Cuadro 46. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA TORRE PRE-FLASH, COE A 12 000 BPSD

Balances de materia y energía - Torre Pre-Flash						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Carga a Torre Flash	Mixto		6	6 061,7	888,7
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		8	65,5	3,3
Salida	Gases incondensables	Vapor	1		149,6	7,2
Salida	Gasolina	Líquido	1		1 084,4	20,3
Salida	Agua decantada	Agua	1		20,9	0,1
Salida	Fondos de Torre	Líquido	8		4 872,2	766,2
Retiro de calor por reflujo de tope						98,1
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Cuadro 47. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN LA TORRE PRE-FLASH, COE A 12 000 BPSD

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	0,43400	0,00219	0,04400	0,91	68,3	0,006
3	0,42500	0,00209	0,04300	0,91	66,5	0,006
4	0,41200	0,00192	0,04100	0,91	63,8	0,005
5	0,36500	0,00105	0,03400	0,91	52,2	0,004
6	0,34200	0,02414	0,02900	1,22	61,9	0,007
7	0,04500	0,02386	0,00400	1,22	28,1	0,007
8	0,01300	0,02347	0,00000	1,22	25,6	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Figura 19. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA TORRE PRE-FLASH, COE

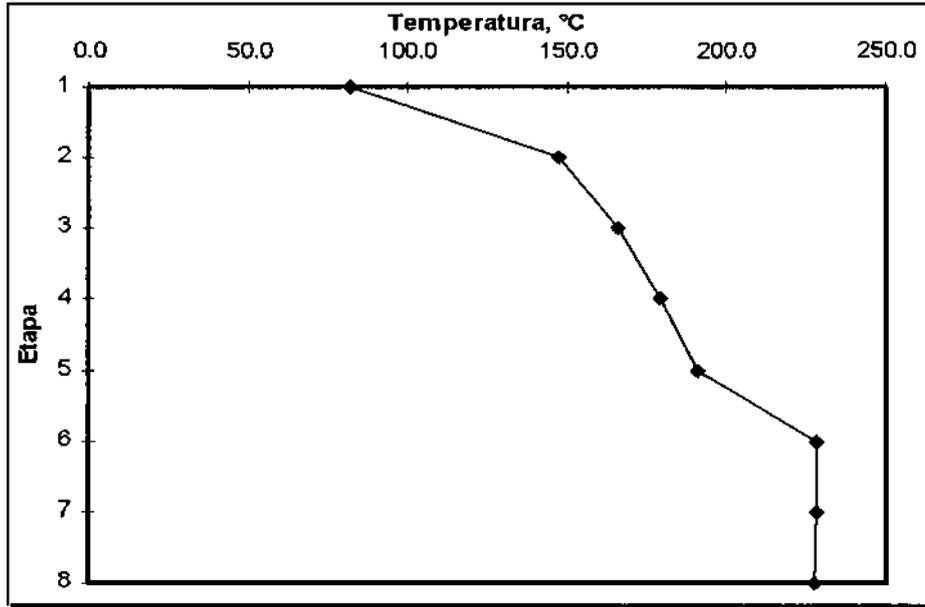
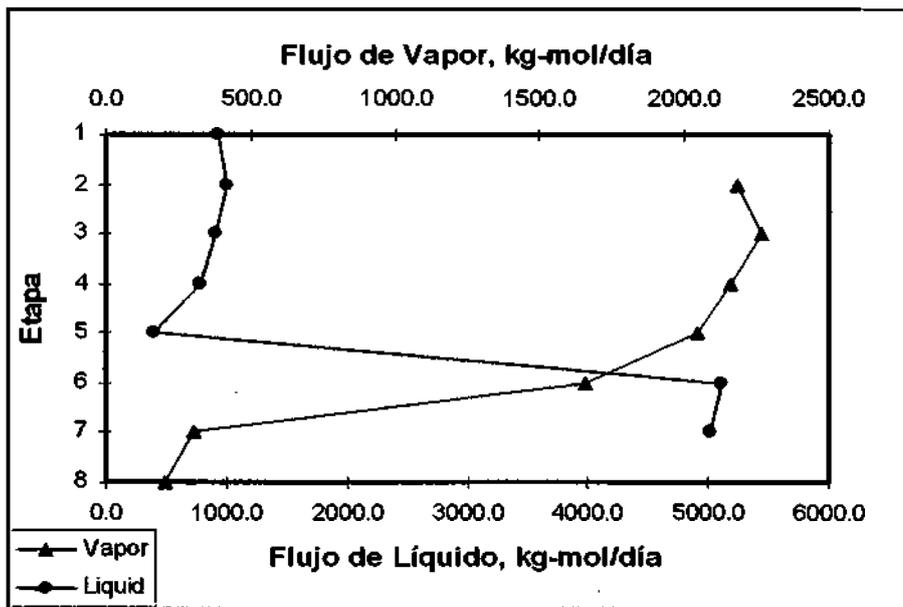


Figura 20. PERFIL DE FLUJOS EN LA TORRE PRE-FLASH, COE



Cuadro 48. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN LA COLUMNA C-1, COE A 12 000 BPSD

Columna C-1							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1	89,8	1,27	2 652,8			1 041,5 (V+L+A)	-152,9944
2	140,7	1,69	3 055,1	3 694,3	54,9 (V)		
3	158,0	1,69	3 103,9	4 041,7			
4	167,5	1,70	3 132,2	4 090,5			
5	172,9	1,70	3 109,6	4 118,8			
6	177,2	1,71	2 929,7	4 096,2		121,5 (L)	
7	181,8	1,71	2 845,9	4 037,8			
8	187,3	1,72	2 721,1	3 954,0	223,6 (V)		
9	194,5	1,72	2 607,5	3 605,6			
10	203,2	1,73	1 593,0	3 492,0		854,7 (L)	
11	214,4	1,73	1 473,4	3 332,2			
12	223,5	1,74	1 363,4	3 212,7			
13	231,7	1,74	1 196,5	3 102,7			
14	242,3	1,75	3 795,3	2 935,7	77,1 (V) 1 514,7 (L Reflujo)		
15	254,7	1,75	3 780,4	3 942,8			
16	268,5	1,76	602,6	3 927,9		1 136,0 (L) 1 514,7 (L Reflujo)	
17	300,0	1,76	363,7	3 400,7			
18	314,9	1,77	229,4	3 161,8			
19	323,0	1,77	70,5	3 027,5			
20	330,9	1,78	2 855,8	997,1	4 872,1 1 871,5 (V) 3 000,6 (L)		
21	330,2	1,78	2 771,6	781,8			
22	329,6	1,79	2 714,0	697,5			
23	328,9	1,80	2 649,4	640,0			
24	326,4	1,81		575,4	438,5 (V)	2 512,6 (L)	

Stripper C-3							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/25	269,0	2,39	1 146,8		1 136,0 (L)	77,1 (V)	
2/26	268,7	2,40	1 141,3	87,9			
3/27	268,1	2,42	1 130,6	82,4			
4/28	265,5	2,43		71,7	33,3 (V)	1 092,2 (L)	

Stripper C-2							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/29	201,2	2,39	838,8		854,7 (L)	223,6 (V)	
2/30	196,4	2,40	816,8	207,7			
3/31	194,7	2,42	789,4	185,7			
4/32	187,0	2,43		158,3	99,9 (V)	731,1 (L)	

Stripper C-5							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/33	170,5	2,39	114,8		121,5 (L)	54,9 (V)	
2/34	164,5	2,40	109,4	48,2			
3/35	158,0	2,42	104,1	42,8			
4/36	147,3	2,43		37,5	27,8 (V)	94,3 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

**Cuadro 49. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA COLUMNA C-1,
COE A 12 000 BPSD**

Balances de materia y energía - Columna C-1						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Retomo vapor C-5	Vapor		2	54,9	3,7
Ingreso	Retomo vapor C-2	Vapor		8	223,6	17,7
Ingreso	Retomo vapor C-3	Vapor		14	77,1	8,8
Ingreso	Carga a UDP	Mixto		20	4 872,2	1 281,6
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		24	438,5	21,9
Salida	Gases V1	Vapor	1		380,2	19,1
Salida	Gasolina V1	Líquido	1		295,2	6,2
Salida	Agua V1	Agua	1		366,1	2,5
Salida	Ext. Solvente	Líquido	6		121,5	6,2
Salida	Ext. Kerosene	Líquido	10		854,7	57,5
Salida	Ext. Diesel	Líquido	16		1 136,0	145,0
Salida	Salida Cr. Reducido	Líquido	24		2 512,6	862,3
Retiro de calor por reflujo intermedio y de tope						234,9
STRIPPER C-3						
Ingreso	Ext. Diesel	Líquido		25	1 136,0	145,0
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		28	33,3	1,7
Salida	Retomo vapor C-3	Vapor	25		77,1	8,8
Salida	Diesel a tanques	Líquido	28		1 092,2	137,9
STRIPPER C-2						
Ingreso	Ext. Kerosene	Líquido		29	854,7	57,5
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		32	99,9	5,0
Salida	Retomo vapor C-2	Vapor	29		223,6	17,7
Salida	Kerosene a tanques	Líquido	32		731,1	44,8
STRIPPER C-5						
Ingreso	Ext. Solvente	Líquido		33	121,5	6,2
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		36	27,8	1,4
Salida	Retomo vapor C-5	Vapor	33		54,9	3,7
Salida	Solvente a tanques	Líquido	36		94,3	3,9
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Figura 21. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA COLUMNA C-1, COE

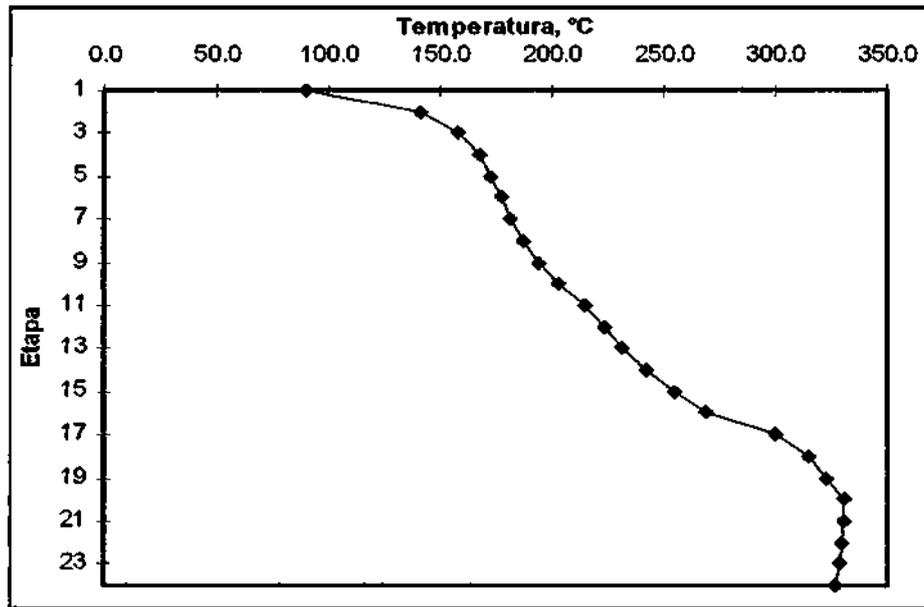
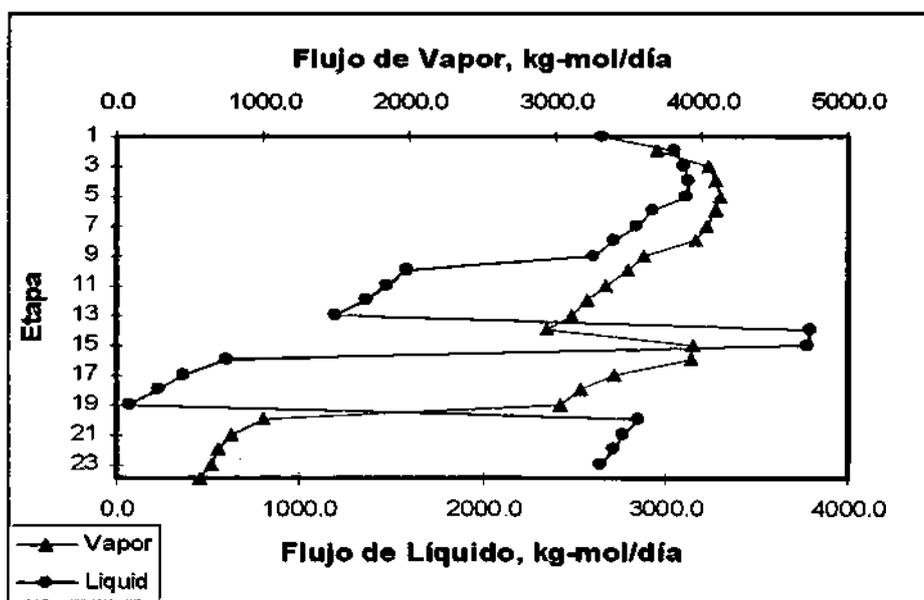


Figura 22. PEFIL DE FLUJOS EN LA COLUMNA C-1, COE



Cuadro 50. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN LA COLUMNA C-1, COE A 12 000 BPSD

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	0,97900	0,00645	0,08600	1,52	58,4	0,005
3	0,99400	0,00685	0,08900	1,52	60,6	0,005
4	1,00900	0,00710	0,09100	1,52	62,4	0,005
5	1,01000	0,00719	0,09100	1,52	62,9	0,005
6	1,00300	0,00719	0,09100	1,52	62,7	0,005
7	0,99100	0,00686	0,09000	1,52	61,6	0,005
8	0,97300	0,00674	0,08900	1,52	60,5	0,005
9	0,89900	0,00668	0,08300	1,52	57,0	0,005
10	0,87700	0,00655	0,08100	1,52	55,7	0,005
11	0,85900	0,00417	0,08000	1,52	50,9	0,005
12	0,84200	0,00403	0,07800	1,52	49,7	0,004
13	0,81300	0,00370	0,07500	1,52	47,3	0,004
14	1,13000	0,01261	0,10800	1,52	83,8	0,006
15	1,12900	0,01306	0,10900	1,52	85,7	0,006
16	1,03700	0,01202	0,09900	1,52	77,0	0,006
17	0,99000	0,00158	0,09300	1,52	53,9	0,004
18	0,96200	0,00108	0,08800	1,52	50,6	0,004
19	0,92700	0,00036	0,08200	1,52	57,9	0,004
20	0,25600	0,01897	0,01800	1,52	31,0	0,006
21	0,22700	0,01863	0,01500	1,52	28,6	0,009
22	0,20800	0,01839	0,01300	1,52	27,0	0,009
23	0,18600	0,01811	0,01100	1,52	24,9	0,008
24	0,10000	0,01748	0,00300	1,52	21,5	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 12 000 BPSD, PRO 2 V7

Análisis de los resultados:

- Al igual que en la evaluación para el crudo Loreto, la implementación de la torre Pre-Flash incrementa la producción de diesel (cuadro 44), respecto al esquema actual de procesamiento de COE (cuadro 19).
- Los balances de materia y energía, perfiles de temperatura y flujo tanto en la torre Pre-Flash como en la columna C-1 muestran una tendencia similar a la mostrada en la evaluación para crudo Loreto.
- De acuerdo al cuadro 50, luego de la implementación de la torre Pre-Flash, los factores de inundación en la columna C-1 son considerablemente menores a los factores obtenidos en el esquema actual.

9.5 Análisis de Rendimiento de productos considerando la implementación de la Torre Pre-Flash respecto del esquema actual de fraccionamiento.

En los siguientes cuadros se resumen los resultados de la implementación de la Torre Pre-Flash respecto a los rendimientos actuales del fraccionamiento con crudos Loreto y COE:

Cuadro 51. RENDIMIENTOS CON CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

	CRUDO LORETO		
	A. Esquema actual	B. Esquema con Pre-Flash	Diferencia ((B - A) / (A)) x 100%
Caudal de alimentación (std m ³ /día)	1 907,8	1 907,8	0,0%
Producción de gasolina (std m ³ /día)	178,0	189,3	6,3%
Producción de solvente (std m ³ /día)	39,7	19,3	-51,3%
Producción de kerosene (std m ³ /día)	148,8	147,1	-1,1%
Producción de diesel (std m ³ /día)	180,9	215,3	19,0%
Caudal de crudo reducido (std m ³ /día)	1 357,0	1 325,7	-2,3%
Rendimiento de destilados	28,7%	29,9%	4,3%
% de inundación en zona de tope	92,0%	57,1%	-37,9%
% de inundación en zona de diesel	100,1%	78,0%	-22,1%

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Cuadro 52. RENDIMIENTOS CON COE A 12 000 BPSD

	CRUDO ORIENTE ECUATORIANO		
	A. Esquema actual	B. Esquema con Pre-Flash	Diferencia ((B - A) / (A)) x 100%
Caudal de alimentación (std m ³ /día)	1 907,8	1 907,8	0,0%
Producción de gasolina (std m ³ /día)	221,8	229,8	3,6%
Producción de solvente (std m ³ /día)	38,8	16,0	-58,7%
Producción de kerosene (std m ³ /día)	157,2	139,1	-11,5%
Producción de diesel (std m ³ /día)	213,9	275,6	28,8%
Caudal de crudo reducido (std m ³ /día)	1 266,2	1 235,6	-2,4%
Rendimiento de destilados	33,1%	34,6%	4,6%
% de inundación en zona de tope	108,5%	62,9%	-42,0%
% de inundación en zona de diesel	115,2%	85,7%	-25,6%

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Básicamente, desde el punto de vista de la performance del fraccionamiento, se obtienen las siguientes mejoras:

- Se incrementa significativamente la producción de diesel.
- En general, se incrementa la producción de destilados y por ende, se reduce la carga de crudo reducido a la Unidad de destilación al vacío.
- Se reduce significativamente la inundación en la zona de tope y reflujo intermedio de la columna de destilación primaria. Este decremento de la inundación permite que la capacidad de fraccionamiento de la columna mejore y sea posible procesar cargas mayores a 12 000 BPSD. En el capítulo XI se evaluará el nuevo esquema de fraccionamiento de la columna de destilación primaria considerando el procesamiento de crudos Loreto y COE a 15 000 BPSD.

9.6 Análisis de capacidad de la Planta considerando la implementación de la Torre Pre-Flash: pérdidas de carga, precalentamiento en intercambiadores de calor y calentamiento de crudo en Homos.

9.6.1 Pérdidas de carga en el transporte de crudo desde las bombas de carga hasta los trenes de intercambio de calor

No se han considerado modificaciones en el esquema de transporte de crudo respecto al actual; por ello se mantienen las mismas pérdidas de carga que las obtenidas en el ítem 8.1 del presente informe.

9.6.2 Pérdidas de carga en los trenes de intercambio de calor

Empleando el mismo criterio que el indicado en el ítem 8.2 del presente informe, se considerará este análisis sólo para el crudo Loreto dado que es el que genera mayores caídas de presión respecto al COE. Respecto al análisis mostrado en el ítem 8.2, en la evaluación que se mostrará a continuación se han considerado

modificaciones en las corrientes de proceso, las cuales corresponden a las nuevas condiciones de proceso generadas por la implementación de la torre Pre-Flash. Estas nuevas condiciones han generado la necesidad de implementar dos intercambiadores de calor y un aerorefrigerante adicionales para el enfriamiento de los vapores de gasolina de la torre Pre-Flash. Los intercambiadores proveerán el servicio de transferir calor de la corriente caliente de los vapores de gasolina hacia el crudo frío que pasa a través del tren de intercambio N° 2. El diseño de estos nuevos equipos será descrito en el ítem 9.7 del presente informe. La adición de nuevas corrientes y consecuentemente de nuevos intercambiadores en el proceso, ha requerido una redistribución de dichos equipos de manera que la nueva distribución que será empleada en los análisis posteriores será la indicada en el cuadro 53. Los resultados de los cálculos efectuados para determinar la pérdida de carga se muestran en los cuadros 54 y 55.

Cuadro 53. REDISTRIBUCIÓN DE TRENES DE INTERCAMBIO

Tren de intercambio N° 1	Tren de intercambio N° 2
E-1: Vapores de gasolina de C-1	Nuevo intercambiador: Vapores de gasolina de Torre Pre-Flash
E-1A: Vapores de gasolina de C-1	Nuevo intercambiador: Vapores de gasolina de Torre Pre-Flash
E-1B: Vapores de gasolina	E-35A: Residual de vacío
E-2: Kerosene (a tanques)	E-35B: Residual de vacío
E-3: Diesel (a tanques)	E-33A: Gasóleo liviano de vacío
E-3A: Diesel (reflujo)	E-33B: Gasóleo pesado de vacío
E-4: Diesel (reflujo)	E-35C: Residual de vacío
E-5: Crudo reducido	E-35D: Residual de vacío
E-5A: Crudo reducido	-

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

Cuadro 54. PÉRDIDAS DE CARGA EN EL CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 1 A 12 000 BPSD

TAG	Tipo de fluido		Dens crudo (kg/m ³)	Visc crudo (kg/m*s)	Lado Tubos, °C			N° tubos	Diam. Tubos (m)	Area (m ²)	Long (m)	Veloc. (m/s)	NRe	f	h (kg/cm ²)
	CASCO	TUBOS			Ent.	Sal.	Temp promedio								
E-1	Vapores de gasolina C-1	Crudo circuito 1	928,6	0,00404	24	44	34	128	0,0266	60,9	6,1	0,7	4 555	0,010	0,16
E-1A	Vapores de gasolina C-1	Crudo circuito 1	917,0	0,00289	44	61	52	156	0,0266	75,9	6,1	0,6	5 160	0,009	0,11
E-1B	Vapores de gasolina C-1	Crudo circuito 1	906,2	0,00218	61	77	69	156	0,0266	75,9	6,1	0,6	6 759	0,009	0,10
E-2	Kerosene	Crudo circuito 1	896,6	0,00173	77	92	84	6	0,0266	72,7	6,1	7,9	109 557	0,004	4,75
E-3	Diesel	Crudo circuito 1	885,2	0,00134	92	112	102	8	0,0408	37,5	6,1	3,4	91 043	0,005	0,87
E-3A	Reflujo Diesel	Crudo circuito 1	871,7	0,00103	112	134	123	72	0,0266	34,2	6,1	2,2	49 695	0,005	1,37
E-4	Reflujo Diesel	Crudo circuito 1	854,0	0,00077	134	167	150	156	0,0266	74,0	6,1	1,0	30 058	0,006	0,32
E-5	Crudo reducido	Crudo circuito 1	833,0	0,00056	167	195	181	52	0,0266	49,8	6,1	1,2	48 376	0,005	0,16
E-5A	Crudo reducido	Crudo circuito 1	813,0	0,00045	195	223	209	52	0,0266	49,8	6,1	1,2	58 756	0,005	0,16

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 55. PÉRDIDAS DE CARGA EN EL CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR Nº 2 A 12 000 BPSD

TAG	Tipo de fluido		Dens crudo (kg/m ³)	Visc crudo (kg/m*s)	Lado Tubos, °C			N° tubos	Diam. Tubos (m)	Area (m ²)	Long (m)	Veloc. (m/s)	NRe	f	h (kg/cm ²)
	CASCO	TUBOS			Ent.	Sal.	Promedio								
INTERC. 1	Vapores de gasolina Pre-Flash	Crudo circuito 2	930,6	0,00431	24	38	31	156	0,0266	75,9	6,1	0,9	5 266	0,009	0,24
INTERC. 2	Vapores de gasolina Pre-Flash	Crudo circuito 2	922,2	0,00333	38	50	44	156	0,0266	75,9	6,1	0,9	6 755	0,009	0,22
E-33A	Gasóleo liviano de vacío	Crudo circuito 2	846,7	0,00068	156	166	161	100	0,0266	47,5	6,1	1,4	47 378	0,005	0,34
E-33B	Gasóleo pesado de vacío	Crudo circuito 2	838,5	0,00061	166	181	173	100	0,0266	47,5	6,1	1,4	52 304	0,005	0,33
E-35A	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	794,9	0,00037	-	-	-	162	0,0266	77,1	6,1	-	-	-	0,44
E-35B	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	820,3	0,00048	-	-	-	162	0,0266	77,1	6,1	-	-	-	0,43
E-35C	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	866,5	0,00094	-	-	-	240	0,0266	113,8	6,1	-	-	-	0,34
E-35D	Crudo circuito 2	Residuo de vacío	900,4	0,00189	-	-	-	240	0,0266	113,8	6,1	-	-	-	0,33

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Análisis de los resultados:

La caída de presión total desde la descarga de las bombas P-1 y P-1B, es la siguiente:

Circuito 1:

- Caída de presión en tuberías desde las bombas de carga hasta el ingreso a los intercambiadores de calor de vapores de gasolina vs. crudo = $2,62 \text{ kg/cm}^2$.
- Caída de presión al pasar por los intercambiadores = $7,99 \text{ kg/cm}^2$.
- Pérdidas por tuberías y accesorios en el tren de intercambio = $0,80 \text{ kg/cm}^2$ (valor estimado en 10% de la caída de presión calculada para el paso por los intercambiadores)

Caída de presión total = $11,41 \text{ kg/cm}^2$

Circuito 2:

- Caída de presión en tuberías desde las bombas de carga hasta el ingreso a los intercambiadores de calor de vapores de gasolina vs. crudo = $4,29 \text{ kg/cm}^2$.
- Caída de presión al pasar por los intercambiadores = $2,68 \text{ kg/cm}^2$.
- Pérdidas por tuberías y accesorios en el tren de intercambio = $0,27 \text{ kg/cm}^2$ (valor estimado en 10% de la caída de presión calculada para el paso por los intercambiadores)

Caída de presión total = $7,24 \text{ kg/cm}^2$

Dado que la presión de descarga de las bombas P-1 (365 psig ó $25,7 \text{ kg/cm}^2$ según diseño) y P-1B (410 psig ó $28,8 \text{ kg/cm}^2$ según

diseño) superan largamente el requerimiento de caída de presión determinado en esta evaluación, no será necesario implementar nuevas bombas de carga; las bombas P-1 y P-1B podrán mantener su servicio actual.

Para optimizar la performance de las bombas sería recomendable evaluar, mediante un estudio técnico-económico especializado, la posibilidad de implementar variadores de velocidad en los motores de estas bombas y así hacer un uso más eficiente de la energía disponible.

9.6.3 Análisis del sistema de intercambio de calor de crudo versus productos del proceso

Los resultados del análisis del sistema de intercambio de calor, con la implementación de la Torre Pre-Flash, se muestran detalladamente en los cuadros 56, 57, 58 y 59. Para el desarrollo de esta evaluación se empleó el mismo procedimiento de cálculo que el indicado en el ítem 8.3 del presente informe, considerando adicionalmente los nuevos intercambiadores señalados en el punto anterior (9.6.2).

Análisis de los resultados:

- Dado que en el nuevo esquema con Pre-Flash el intercambiador E-1B se mantendrá en el tren de intercambio N° 1, se consigue incrementar la temperatura final del crudo a la salida del tren en 3°C más respecto al esquema actual.
- De igual manera, debido a la implementación de los dos nuevos intercambiadores de calor en el tren de intercambio N° 2; se ha incrementado la temperatura del crudo a la salida de este tren de intercambio hasta en 4°C respecto al esquema actual.

Cuadro 56. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N°1, CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

	E-1	E-1A	E-1B	E-2	E-3	E-3A	E-4	E-5	E-5A
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR									
Número de tubos:	128	156	156	6	8	72	156	52	52
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0408	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	60,9	75,9	75,9	72,7	37,5	34,2	74,0	49,8	49,8
DATOS DEL PROCESO:									
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Kerosene	Diesel	Reflujo Diesel	Reflujo Diesel	Crudo reducido	Crudo reducido
Flujo crudo (kg/s)	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3
Flujo producto (kg/s)	1,2	1,4	1,4	1,4	2,2	1,4	2,5	15,3	15,3
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	44	61	77	92	112	134	167	195
Temperatura de salida tubos (°C):	44	61	77	92	112	134	167	195	223
Temperatura de ingreso casco (°C):	126	126	126	193	266	272	272	314	328
Temperatura de salida casco (°C):	83	95	107	121	208	166	181	301	314
Temperatura promedio lado tubos (°C):	34	52	69	84	102	123	150	181	209
Temperatura promedio lado casco (°C):	104	110	116	157	237	219	226	307	321
LMTD (°C):	70	58	48	69	134	89	72	126	111
R:	2,18	1,76	1,21	4,65	2,88	4,92	2,76	0,47	0,48
S:	0,19	0,21	0,24	0,13	0,12	0,13	0,24	0,19	0,21
Factor de Corrección Ft:	0,97	0,97	0,98	0,96	0,99	0,95	0,89	1,00	0,99
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS									
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	928,6	917,0	906,2	896,6	885,2	871,7	854,0	833,0	813,0
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,73	1,81	1,87	1,92	1,98	2,07	2,16	2,26	2,36
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	5,214	717,6	719,3	719,3	719,3	817,3	828,7
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	-	-	2,41	2,60	2,58	2,58	2,65	2,70
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:									
Calor transferido, Q (kJoules/s):	282	264	241	247	330	369	591	537	551
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,068	0,062	0,068	0,051	0,066	0,128	0,124	0,086	0,100

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 57. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 2, CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

	INTERC. 1	INTERC. 2	E-33A	E-33B	E-35A	E-35B	E-35C	E-35D
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR								
Número de tubos:	156	156	100	100	162	162	240	240
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	75,9	75,9	47,5	47,5	77,1	77,1	113,8	113,8
DATOS DEL PROCESO:								
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Gasóleo liviano de vacío	Gasóleo pesado de vacío	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Flujo crudo (kg/s)	12,4	12,4	12,4	12,4	12,4	12,4	12,4	12,4
Flujo producto (kg/s)	1,0	1,0	6,5	2,0	11,3	11,3	11,3	11,3
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	38	156	166	345	314	280	235
Temperatura de salida tubos (°C):	38	50	166	181	314	280	235	187
Temperatura de ingreso casco (°C):	145	145	198	279	216	181	106	50
Temperatura de salida casco (°C):	82	95	182	198	249	216	156	106
Temperatura promedio lado tubos (°C):	31	44	161	173	329	297	258	211
Temperatura promedio lado casco (°C):	113	120	190	239	233	199	131	78
LMTD (°C):	80	74	29	59	97	98	126	133
R:	4,57	3,97	1,64	5,26	1,06	1,05	1,10	1,17
S:	0,11	0,12	0,23	0,14	0,24	0,25	0,26	0,26
Factor de Corrección Ft:	0,98	0,98	0,97	0,93	0,98	0,98	0,98	0,97
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS								
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	930,6	922,2	846,7	838,5	794,9	820,3	866,5	900,4
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,72	1,77	2,21	2,23	2,43	2,34	2,09	1,91
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	719,3	780,0	820,0	840,0	860,0	890,0
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	-	2,58	2,68	2,85	2,72	2,55	2,47
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:								
Calor transferido, Q (kJoules/s):	293	275	261	431	998	1 018	1 303	1 327
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,049	0,050	0,183	0,164	0,137	0,137	0,083	0,080

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 58. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 1, COE A 12 000 BPSD

	E-1	E-1A	E-1B	E-2	E-3	E-3A	E-4	E-5	E-5A
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR									
Número de tubos:	128	156	156	6	8	72	156	52	52
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0408	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	60,9	75,9	75,9	72,7	37,5	34,2	74,0	49,8	49,8
DATOS DEL PROCESO:									
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Kerosene	Diesel	Reflujo Diesel	Reflujo Diesel	Crudo reducido	Crudo reducido
Flujo crudo (kg/s)	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1
Flujo producto (kg/s)	1,2	1,4	1,4	1,3	2,7	1,3	2,5	14,0	14,0
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	45	64	79	93	113	134	166	195
Temperatura de salida tubos (°C):	45	64	79	93	113	134	166	195	224
Temperatura de ingreso casco (°C):	141	141	141	187	266	266	266	311	326
Temperatura de salida casco (°C):	94	99	110	117	219	162	177	296	311
Temperatura promedio lado tubos (°C):	34	54	71	86	103	124	150	181	209
Temperatura promedio lado casco (°C):	117	120	125	152	242	215	223	304	319
LMTD (°C):	82	65	54	62	139	84	69	123	109
R:	2,22	2,21	2,01	5,04	2,33	5,07	2,84	0,51	0,53
S:	0,18	0,20	0,20	0,13	0,12	0,14	0,24	0,20	0,22
Factor de Corrección Ft:	0,98	0,97	0,97	0,95	0,99	0,94	0,88	1,00	0,99
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS									
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	899,6	886,6	875,7	866,7	855,0	841,9	823,8	802,7	781,1
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,77	1,85	1,92	1,97	2,04	2,14	2,23	2,34	2,43
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	5,214	717,6	719,3	719,3	719,3	817,3	828,7
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	-	-	2,40	2,58	2,58	2,58	2,65	2,67
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:									
Calor transferido, Q (kJoules/s):	299	281	236	220	330	362	573	546	564
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,061	0,059	0,060	0,061	0,064	0,134	0,128	0,089	0,104

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 59. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 2, COE A 12 000 BPSD

	INTERC. 1	INTERC. 2	E-33A	E-33B	E-35A	E-35B	E-35C	E-35D
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR								
Número de tubos:	156	156	100	100	162	162	240	240
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	75,9	75,9	47,5	47,5	77,1	77,1	113,8	113,8
DATOS DEL PROCESO:								
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Gasóleo liviano de vacío	Gasóleo pesado de vacío	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Flujo crudo (kg/s)	12,1	12,1	12,1	12,1	12,1	12,1	12,1	12,1
Flujo producto (kg/s)	1,3	1,3	6,5	2,0	9,7	9,7	9,7	9,7
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	38	147	159	345	310	274	225
Temperatura de salida tubos (°C):	38	50	159	175	310	274	225	176
Temperatura de ingreso casco (°C):	148	148	198	279	209	175	101	50
Temperatura de salida casco (°C):	82	95	179	193	242	209	147	101
Temperatura promedio lado tubos (°C):	31	44	153	167	328	292	250	201
Temperatura promedio lado casco (°C):	115	121	189	236	226	192	124	75
LMTD (°C):	81	76	35	63	102	100	125	125
R:	4,75	4,20	1,62	5,25	0,93	0,93	0,97	1,03
S:	0,11	0,11	0,23	0,14	0,26	0,27	0,28	0,28
Factor de Corrección Ft:	0,98	0,98	0,97	0,93	0,98	0,98	0,98	0,97
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS								
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	902,2	893,7	821,7	812,0	768,5	793,9	841,9	873,8
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,76	1,81	2,24	2,30	2,48	2,36	2,13	1,93
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	719,3	780,0	820,0	840,0	860,0	890,0
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	-	2,58	2,68	2,85	2,72	2,55	2,47
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:								
Calor transferido, Q (kJoules/s):	293	274	314	456	966	969	1 203	1 175
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,049	0,051	0,194	0,164	0,125	0,129	0,086	0,085

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

9.6.4 Calentamiento de crudo en los Hornos de procesos

Los resultados del análisis del calentamiento de crudo para el esquema con Torre Pre-Flash se muestran en el cuadro 60.

Análisis de los resultados:

- La temperatura del crudo despuntado que ingresa a las zonas convectivas de los hornos F-1 y F-2 es menor respecto a la temperatura de ingreso del esquema actual (ítem IX.4 del presente informe) debido a que la carga a estos hornos es el líquido de los fondos de la Torre Pre-Flash, cuya temperatura es menor a la temperatura alcanzada a la salida de los trenes de intercambio (que es la misma temperatura del crudo en la zona de expansión de dicha torre).
- La temperatura del crudo a la salida de la zona radiante del horno F-1 (aprox. 336°C) es menor a la temperatura indicada en el esquema actual (340°C de acuerdo al ítem IX.4 de este informe) debido a que al disminuir la presión en la columna C-1 por efecto de la eliminación de los hidrocarburos más ligeros extraídos por el tope de la Torre Pre-Flash, se requiere de una temperatura menor para lograr optimizar el fraccionamiento. Asimismo, la inyección de vapor de agua despojante en la columna disminuye la presión parcial de los hidrocarburos y favorece el fraccionamiento bajo las condiciones indicadas.
- En los cuadros 61 y 62 se resume el efecto de la implementación de la Torre Pre-Flash respecto al esquema actual de operación. En estos cuadros se puede apreciar que el requerimiento de energía así como el consumo de combustible se reducen significativamente con la implementación de la Torre Pre-Flash. La mejora económica derivada de esta optimización del proceso será evaluada en el capítulo XIII del presente informe.

Cuadro 60. HORNOS DE PROCESOS

	CRUDO LORETO	COE
ZONA CONVECTIVA HORNO F-1		
Flujo de crudo (kg/s)	9,22	8,80
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,51	2,54
Temperatura de ingreso, °C	232	232
Temperatura de salida, °C	287	287
Duty calculado, kjoules/s	1274	1226
Duty máximo de diseño, kjoules/s	1674	1674
Caída de presión (diseño), kg/cm ²	2,3	2,3
ZONA CONVECTIVA HORNO F-2		
Flujo de crudo (kg/s)	10,40	9,92
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,51	2,54
Temperatura de ingreso, °C	232	232
Temperatura de salida, °C	287	287
Duty calculado, kjoules/s	1437	1383
Duty máximo de diseño, kjoules/s	1729	1729
Caída de presión (diseño), kg/cm ²	2,7	2,7
ZONA RADIANTE HORNO F-1		
Flujo de crudo (kg/s)	19,62	18,71
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,65	2,68
Temperatura de ingreso, °C	287	287
Temperatura de salida, °C	337	337
Duty calculado, kjoules/s	2601	2509
Duty máximo de diseño, kjoules/s	3399	3399
Caída de presión (diseño), kg/cm ²	2,2	2,2
COMBUSTIBLE (Petróleo Industrial N°6)		
Poder calorífico inferior del combustible, kjoules/m ³	39521859	39521859
Consumo de combustible en F-1, m ³ /s	0,000136	0,000131
Consumo de combustible en F-2, m ³ /s	0,000153	0,000147
Eficiencia térmica ambos hornos, %	72	72

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 61. CALENTAMIENTO DE CRUDO EN LOS HORNOS DE PROCESOS EN ESQUEMA ACTUAL Y CON TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO A 12 000 BPSD

	CRUDO LORETO		
	A. Esquema actual	B. Esquema con Pre Flash	Diferencia $((B - A) / (A)) \times 100\%$
Zona Convectiva F-1 (kjoules/s)	1 335	1 274	-4,6%
Zona Convectiva F-2 (kjoules/s)	1 506	1 437	-4,6%
Zona Radiante F-1 (kjoules/s)	2 849	2 601	-8,7%
Consumo de combustible F-1 (m ³ /s)	0,000151	0,000136	-10,0%
Consumo de combustible F-2 (m ³ /s)	0,000165	0,000153	-7,2%
Zona Convectiva F-1 (MM kjoules/día)	115	110	-4,6%
Zona Convectiva F-2 (MM kjoules/día)	130	124	-4,6%
Zona Radiante F-1 (MM kjoules/día)	246	225	-8,7%
Consumo de combustible F-1 (m ³ /día)	13,07	11,77	-10,0%
Consumo de combustible F-2 (m ³ /día)	14,25	13,22	-7,2%
Consumo de combustible total (m ³ /día)	27,32	24,99	-8,5%

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

Cuadro 62. CALENTAMIENTO DE CRUDO EN LOS HORNOS DE PROCESOS EN ESQUEMA ACTUAL Y CON TORRE PRE-FLASH, COE A 12 000 BPSD

	CRUDO ORIENTE ECUATORIANO		
	A. Esquema actual	B. Esquema con Pre Flash	Diferencia $((B - A) / (A)) \times 100\%$
Zona Convectiva F-1 (kjoules/s)	1 313	1 226	-6,6%
Zona Convectiva F-2 (kjoules/s)	1 481	1 383	-6,6%
Zona Radiante F-1 (kjoules/s)	2 799	2 509	-10,4%
Consumo de combustible F-1 (m ³ /s)	0,000149	0,000131	-11,7%
Consumo de combustible F-2 (m ³ /s)	0,000162	0,000147	-9,2%
Zona Convectiva F-1 (MM kjoules/día)	113	106	-6,6%
Zona Convectiva F-2 (MM kjoules/día)	128	119	-6,6%
Zona Radiante F-1 (MM kjoules/día)	242	217	-10,4%
Consumo de combustible F-1 (m ³ /día)	12,84	11,34	-11,7%
Consumo de combustible F-2 (m ³ /día)	14,01	12,72	-9,2%
Consumo de combustible total (m ³ /día)	26,85	24,07	-10,4%

Fuente: resumen elaborado para la presente tesis

9.7 Diseño de equipos adicionales

Debido a la implementación de la Torre Pre-Flash y a la consecuente generación de nuevas corrientes de proceso, se ha considerado implementar en forma adicional otros equipos necesarios para mantener el funcionamiento normal del nuevo esquema de fraccionamiento:

- Dos intercambiadores de carcasa-tubo para la transferencia de calor entre los vapores de gasolina que salen del tope de la Torre Pre-Flash y el crudo frío del tren de intercambio N° 1.
- Un aerorefrigerante para el enfriamiento del líquido (gasolina) empleado como reflujo de tope de la Torre Pre-Flash.
- Dos bombas centrífugas para el bombeo de los líquidos de fondo de la Torre Pre-Flash hacia los hornos de proceso y columna de destilación C-1.
- Un acumulador de tope (recipiente horizontal, con salida de gases incondensables por el tope, salida de hidrocarburos líquidos por rebose y salida de agua por una pierna colectora ubicada en el fondo del recipiente).
- Una bomba para el reflujo de gasolina a la Torre Pre-Flash y despacho de gasolina al pool correspondiente, pasando previamente por el sistema de tratamiento cáustico.
- Finalmente, la implementación de la Torre Pre-Flash requerirá de instrumentos de medición y control, inyección de inhibidor anticorrosivo para la protección del sistema de tope de la columna, servicios de electricidad, vapor de agua saturada a 100 psig (como vapor despojante) y sistemas de drenajes.

9.7.1 Nuevos intercambiadores de calor

Se ha considerado emplear el mismo diseño de que los intercambiadores E-1A y E-1B para los nuevos intercambiadores de calor. El criterio técnico para elegir estos intercambiadores está

sustentado en la disponibilidad de energía de transferencia que permitirían aprovechar del proceso (aprox. 25 MM kjoules/día por cada una de las unidades en el nuevo esquema de fraccionamiento con Pre-Flash), así como en el know how que se tiene respecto a estos intercambiadores ya que fueron adecuados y añadidos al proceso actual de refinación de Conchán en la segunda parte de la década de 1990; se abriría inclusive la posibilidad de fabricar los intercambiadores con alguna firma nacional de construcción de metal mecánica.

Las características básicas de estos intercambiadores son las siguientes:

Lado casco:

- Longitud = 19,4 pies aprox.
- Diámetro externo = 20 pulgadas
- Espesor = 0,375 pulgadas
- Número de pasos = 1
- Material del casco: Acero SA-285-C

Lado tubos:

- Longitud = 240 pulgadas.
- Número de tubos = 156
- Espesor de los tubos = 0,083 pulgadas
- Número de pasos = 6
- Área de transferencia = 817 pies²
- Material: Acero SA-179 (tubos), SA-212-B (placa portatubos), SA-285-C (cabezal flotante), SA-7 (baffles).

9.7.2 Nuevo aerorefrigerante

El proceso requiere de un aerorefrigerante que permita retirar 50 MMkjoules/día. Se considerará un margen en exceso de 33% de

duty de enfriamiento, es decir, 68 MMkjoules/día en total de manera que permita el incremento de carga a 15 000 BPSD (25% más respecto a la carga límite actual de 12 000 BPSD) a la Torre Pre-Flash en caso se requiera procesar dicho nivel de carga en futuras operaciones.

De acuerdo a los lineamientos indicados en la bibliografía consultada (2), las características básicas de dicho aerorefrigerante serían las siguientes:

Calor a retirar:	68 MM kjoules/día
Fluido:	Mezcla de vapores de gasolina / gasolina líquida
Carga:	220 860 kg/día
Diferencial de temperatura:	40°C (lado gasolina) y 22°C (aire) aprox.
Coefficiente de Transf.:	60 BTU/ (h x pie ² x °F) ó 14 700 kjoules/ (día x m ² x °C)
Área de transferencia:	423 pie ² = 39,3 m ² (superficie lisa)
Número de filas de tubos:	4
Longitud de los tubos:	12 pies (3,66 m)
Diámetro de los tubos:	1 pulgada (0,0254 m)
Distribución de los tubos:	Triangular, distancia entre ejes de tubos de 2 ½ pulgadas
Aletas:	5/8 pulgadas (0,016 m), de aluminio 10 aletas/pulg tubo liso
Ancho de la unidad:	8 pies (2,44 m)
Número de ventiladores:	1
Potencia del motor:	10 hp aprox. (7,46 kilovatios).
Material del cabezal:	Acero A214
Material de los tubos:	Acero A214, 14 BWG
Presión de diseño:	75 psig (5,3 kg/cm ²)
Temperatura de diseño:	180°C

Adicionalmente, para el diseño especializado de las características del aerorefrigerante, se deberá considerar la implementación de un variador de velocidad que permita mantener una alta eficiencia en la entrega de energía del motor.

9.7.3 Nuevas bombas para el líquido de fondo de Torre

Se ha considerado diseñar dos bombas (una de ellas en stand by mientras la otra se encuentre en servicio para asegurar la continuidad de la operación); con idénticas características, las cuales se indican a continuación:

Tipo de bomba:	Centrífuga
Presión de succión:	2 kg/cm ²
Incremento de presión:	10 kg/cm ²
Head:	320 pies (97,5 m)
Caudal de bombeo:	2 400 std. m ³ /día
Material de la bomba:	Acero al carbono A216-WCB
Motor:	Eléctrico (corriente trifásica)
Potencia requerida:	42 HP
Características del fluido:	
Temperatura:	230°C
Presión de vapor:	0,08 kg/cm ²
Densidad @ T:	825 kg/m ³
Viscosidad @ T:	0,4 cP @230°C (0,0004 kg / m x s)

Las características de estas bombas permitirán el bombeo del líquido del fondo de la Torre Pre-Flash para cargas inclusive superiores a los 15 000 BPSD (25% más de la carga en evaluación). Se deberá considerar la implementación de un variador de velocidad que permita optimizar el consumo de energía en el motor.

9.7.4 Nuevo acumulador de tope

De igual forma que para el diseño de la Torre Pre-Flash, se ha considerado hacer el diseño del nuevo acumulador de tope según los lineamientos indicados por la UOP. La data requerida y las ecuaciones que se mostrarán se encuentran desarrolladas en unidades inglesas, sin embargo, para fines ilustrativos, los resultados más relevantes serán presentados también en unidades del Sistema Internacional.

1. En primer lugar se ha ordenado la siguiente información correspondiente a las corrientes de tope de la Torre Pre-Flash. Para el diseño del acumulador se ha considerado una carga de 12 000 BPSD de crudo Oriente Ecuatoriano (con un margen en exceso de 0,25%). Sólo se ha evaluado este crudo debido a que se obtiene una mayor producción y reflujo de gasolina respecto del crudo Loreto):

Cuadro 63. CORRIENTES DE TOPE DE TORRE PRE-FLASH

	Vapor	Hidrocarburo líquido	Agua líquida
Flujo, lb/h	1 250	24 000	500
Flujo, ft ³ /s	2,31	0,16	0,0022
Flujo, gal/min	F	60,96	0,83
Densidad, lb/ft ³	0,15	40,9	62,3
Viscosidad, cP	0,0074	0,26	0,34
Viscosidad, lb/pie x s (x 10 ⁻⁴)	0,000005	0,000175	0,000228

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

2. Se seleccionó el ratio longitud/diámetro (L/D). De acuerdo a la UOP es recomendable elegir un ratio de 3 debido a que

resulta en un diseño más económico. Por ello se ha considerado que $L/D = 3$.

3. Se definió el tiempo de residencia (t) más adecuado de acuerdo a las propiedades fisicoquímicas de las corrientes que se requieren separar. UOP recomienda que para un separador horizontal con una salida de vapor y dos fases líquidas, el tiempo de residencia sea de 10 minutos. Por lo tanto, $t = 600s$.
4. Se definió el nivel normal de líquido (NLL) al interior del separador. UOP recomienda que el nivel normal se encuentre al 50% por lo tanto $NLL = 0,5$.
5. Se determinó el diámetro del separador. Se tiene 4 métodos desarrollados para calcular el diámetro:

5.1 Considerando el volumen del líquido y la geometría cilíndrica del separador:

$$V_v = V_L/F = (Q_L \times t)/F \quad (32)$$
$$D = (4V_v/3\pi)^{1/3} = 4,38 \text{ pies... (Resultado 1)}$$

Donde:

F = Fracción de llenado de líquido (50% del separador)

V_L = Volumen de líquido al interior del separador

V_v = Volumen del separador

Q_L = Caudal de líquido = $(0,16 + 0,0009) \text{ ft}^3/s$

t = tiempo de residencia (600 s)

D = diámetro del separador, pies

5.2 Considerando la separación de líquido de la fase vapor:

$$D = \left[\frac{Q_{cv} \times \rho_v^{0,29} \times u_v^{0,43}}{g^{0,71} \times D_{PL}^{1,14} \times (\rho_L - \rho_v)^{0,71}} \right] \quad (33)$$

Donde:

Q_{CV} = Caudal de vapor, pie³/s

ρ_V = Densidad del vapor, lb/pie³

ρ_L = Densidad del líquido, lb/pie³

μ_V = Viscosidad del vapor, lb/(pie x s)

g = constante de aceleración de la gravedad, 32,2 pie/s²

D_{PL} = Diámetro de partícula de líquido (según UOP se asume 0,00082 pies).

El resultado de aplicar esta ecuación es el siguiente:

$$D = 0,86 \text{ pies... (Resultado 2)}$$

5.3 Considerando la separación del vapor de la fase líquida:

$$D = 0,18 \left[\frac{Q_L \times \mu_L}{g \times D_{PV}^2 \times (\rho_L - \rho_V)} \right]^{0,5} \quad (34)$$

Donde:

Q_L = Caudal de líquido, gpm

μ_L = Viscosidad del líquido, lb/(pie x s)

D_{PV} = Diámetro de partícula de vapor (según UOP se asume 0,00057 pies)

El resultado de aplicar esta ecuación es el siguiente:

$$D = 0,91 \text{ pies... (Resultado 3)}$$

5.4 Considerando la separación líquido-líquido:

$$D = 0,18 \left[\frac{Q_L \times \mu_{LL}}{g \times D_{PH}^2 \times (\rho_{HL} - \rho_{LL})} \right]^{0,5} \quad (35)$$

Donde:

μ_{LL} = Viscosidad del líquido más liviano, lb/(pie x s)

ρ_{HL} = Densidad del líquido más pesado, lb/pie³

ρ_{LL} = Densidad del líquido más liviano, lb/pie³

D_{PH} = Diámetro de partícula del líquido más pesado (según UOP, 0,00041 pies)

El resultado de aplicar esta ecuación es el siguiente:

$$D = 1,74 \text{ pies... (Resultado 4)}$$

5.5 Se consideró el valor más alto de los cuatro anteriormente calculados:

$$D = 4,38 \text{ pies} \approx 4,5 \text{ pies} = 1,37 \text{ m}$$

6. El diámetro de la bota de acumulación de agua del separador fue obtenido mediante la aplicación de las siguientes ecuaciones (se eligió el valor más alto):

$$\text{Ec. 1 } D_{DL} = 2,71 \left[\frac{Q_{CHL} \times \mu_{HL}}{g \times D_{PL}^2 \times (\rho_{HL} - \rho_{LL})} \right]^{0,5} \quad (36)$$

$$\text{Ec. 2 } D_{DL} = \left[\frac{4 \times Q_{CHL} \times t}{7,48 \times \pi \times L} \right]^{0,5} \quad (37)$$

Donde:

Q_{CHL} = Caudal del líquido más pesado, gpm

μ_{HL} = Viscosidad del líquido más pesado, lb/(pie x s)

D_{PL} = Diámetro de partícula del líquido más liviano (según UOP: 0,00041 pies)

t = tiempo de residencia (10 minutos)

L = longitud de la bota de acumulación (por recomendación de UOP se asume 3,5 pies ó 1,07 m)

Resolviendo estas ecuaciones:

Ec.1: $D = 3,5$ pulgadas

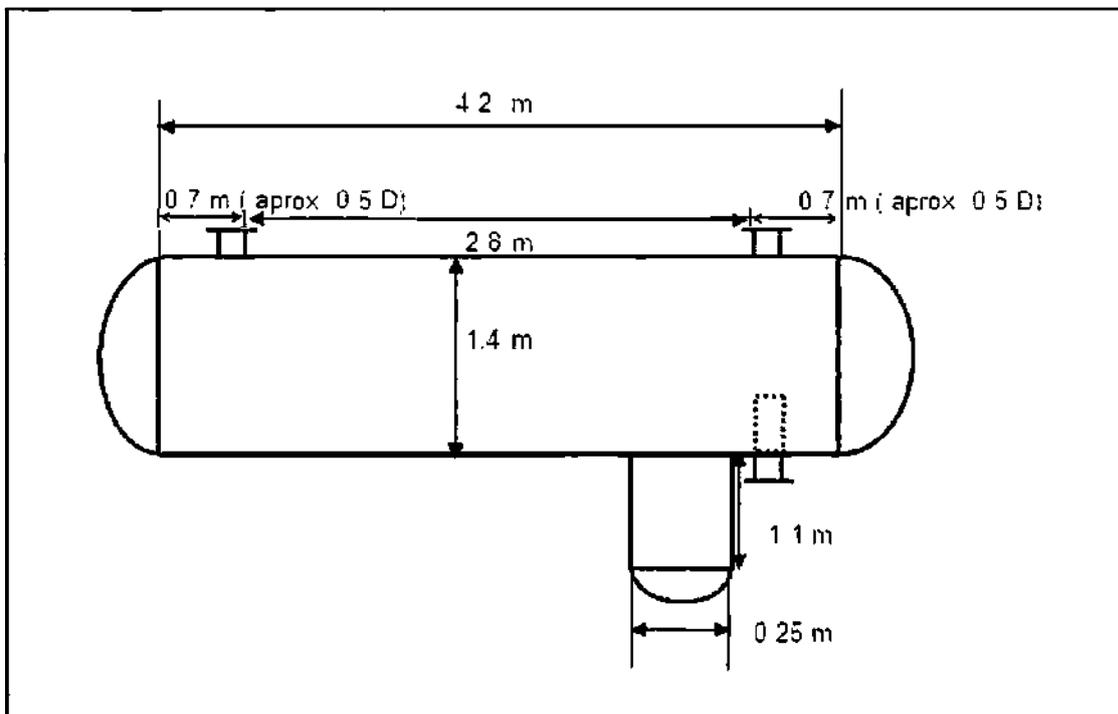
Ec.2: $D = 9,4$ pulgadas

El diámetro de la bota del separador es:

$$D_{DL} = 9,4 \text{ pulgadas} \approx 10 \text{ pulgadas} = 0,254 \text{ m}$$

Gráficamente el diseño del acumulador de tope es el siguiente:

Figura 23. DISEÑO DEL ACUMULADOR DE TOPE



Consideraciones adicionales para el diseño del separador:

Temperatura de diseño:	150° C
Presión de diseño:	3,5 kg/cm ²
Material:	Acero al carbono A216

9.7.5 Nueva bomba para el reflujo y despacho de gasolina de Pre-Flash

Las características de la bomba se indican a continuación:

Tipo de bomba:	Centrífuga
NPSHR:	5,0 m
Incremento de presión:	7 kg/cm ²
Head:	320 pies (97,2 m)
Caudal de bombeo:	300 std. m ³ /día (aprox. 55 gpm)
Material de la bomba:	Acero al carbono A216-WCB
Motor:	Eléctrico (corriente trifásica)
Potencia requerida:	6,8 HP
Características del fluido:	
Temperatura:	60°C
Presión de vapor:	0,7 kg/cm ²
Densidad @ T:	720 kg/m ³
Viscosidad:	0,2 cP @ 80°C (0,0002 kg / m x s)

Se consideró un margen de 25% respecto al caudal de trabajo, de manera que la bomba podría ser empleada para cargas superiores a los 12 000 BPSD. Se deberá considerar en el diseño especializado de esta bomba, la implementación de un variador de velocidad que permita optimizar el consumo de energía en el motor.

De otro lado, las actuales bombas P-3 y P-3B poseen características de diseño que les permitirían brindar el servicio de

bombeo de la gasolina de la Torre Pre-Flash, por lo que es recomendable que en el diseño de tuberías se considere conectar la salida de gasolina de la Torre Pre-Flash con dichas bombas. De igual manera, las características de la nueva bomba le permitirían brindar el servicio de bombeo de la gasolina producida en la columna C-1, por lo que también se recomienda que esta bomba sea conectada a la salida de gasolina de dicha columna. Con este arreglo, se podrán alternar las bombas de gasolina y se facilitará la disponibilidad de las mismas para su mantenimiento preventivo.

X. EVALUACIÓN DEL PROCESO CON TORRE PRE-FLASH A 15 000 BPSD

10.1 Análisis del nuevo esquema de fraccionamiento incluyendo la Torre Pre-Flash procesando crudo Loreto a 15 000 BPSD

La implementación de la torre Pre-Flash además de reducir el problema de inundación en la columna de destilación atmosférica, permite el incremento de carga hasta aproximadamente 15 000 BPSD, lo cual le da un valor agregado considerablemente significativo, dado que Petroperu tendría a su disposición esta capacidad adicional de procesamiento para cuando se requiera operar a máxima carga por paros programados de la Refinería de Talara para el mantenimiento de sus unidades.

En los cuadros 64 al 70 se muestran los resultados del análisis del nuevo esquema de fraccionamiento procesando crudo Loreto a 15 000 BPSD.

Análisis de los resultados:

No se presentan problemas de inundación en la torre Pre-Flash para el nivel de carga evaluado.

En la columna C-1, los factores de inundación obtenidos para 15 000 BPSD se incrementan aproximadamente en 19,5% (zona de tope de columna) y 14,2% (zona de reflujo de diesel) respecto a los calculados para 12 000 BPSD. Este incremento en el porcentaje de inundación incide en una pérdida de eficiencia en el fraccionamiento de crudo a este nivel de carga (15 000 BPSD) respecto a los resultados obtenidos a 12 000 BPSD. En el cuadro de rendimientos del ítem 10.3 del presente informe se mostrarán dichas variaciones.

Cuadro 64. RESULTADO DEL ANÁLISIS DEL NUEVO ESQUEMA DE PROCESAMIENTO, CRUDO LORETO 15 000 BPSD

	Unidades	Carga Pre-Flash	Gasolina Pre-Flash	Gasolina Total (Pre-Flash + C-1)	Solvente	Kerosene	Diesel	Crudo reducido
Estado físico		Mixto	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Total Flujo másico	kg/día	2 241 536,8	99 011,8	178 311,8	15 265,6	140 008,1	217 861,6	1 684 644,4
Total Flujo vol. estándar	m ³ /día	2 384,8	140,0	250,9	18,7	167,0	246,4	1 693,8
Temperatura	°C	224,7	82,2	83,2	151,3	194,8	265,8	324,6
Presión	kg/cm ²	3,5	1,1	1,1	2,4	2,4	2,4	1,8
Fracción molar de líquido		0,98	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Peso molecular		293,0	104,1	104,7	133,3	155,1	215,0	436,2
Factor K		11,4	12,5	12,4	11,3	11,3	11,3	11,3
TBP a 760 mm Hg (LV)	°C							
1%		90,3	38,3	48,7	98,4	107,3	150,4	215,1
5%		103,3	71,5	71,8	151,8	159,4	211,7	295,4
10%		157,6	75,0	75,4	154,6	166,9	229,0	328,2
30%		308,7	89,2	90,1	162,1	188,7	260,7	435,1
50%		433,7	107,3	109,4	169,7	207,5	288,2	508,4
70%		548,0	132,7	134,9	177,4	224,8	316,7	596,0
90%		735,6	161,4	161,5	192,5	245,6	351,9	813,8
95%		882,3	174,5	172,2	200,7	255,1	368,4	929,6
98%		937,6	196,0	188,6	216,5	268,4	402,8	937,6

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 15 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 65. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO A 15 000 BPSD

Torre Pre-Flash							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1	82,2	1,12	611,1			97,3 (V) 951,5 (L) 50,3 (A)	-75,8995
2	144,5	2,04	616,4	1 710,1			
3	163,5	2,05	530,6	1 715,5			
4	175,7	2,05	438,6	1 629,7			
5	187,5	2,06	188,2	1 537,7			
6	220,7	2,07	6 849,5	1 287,3	7 650,7		
7	220,4	2,07	6 760,1	297,8			
8	219,8	2,08		208,4	62,9 (V)	6 614,6 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Cuadro 66. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO A 15 000 BPSD

Balances de materia y energía - Torre Pre-Flash						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Carga a Torre Flash	Mixto		6	7 650,7	1 041,6
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		8	63,0	3,1
Salida	Gases incondensables	Vapor	1		97,3	4,7
Salida	Gasolina	Líquido	1		951,5	17,7
Salida	Agua decantada	Agua	1		50,3	0,3
Salida	Fondos de Torre	Líquido	8		6 614,6	946,1
Retiro de calor por reflujo de tope						75,9
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Cuadro 67. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO 15 000 BPSD

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	0,34000	0,00130	0,03300	0,91	50,7	0,004
3	0,33100	0,00119	0,03200	0,91	48,7	0,004
4	0,32100	0,00104	0,03000	0,91	46,3	0,004
5	0,29100	0,00048	0,02600	0,91	42,7	0,004
6	0,27900	0,03058	0,02300	1,22	59,5	0,008
7	0,04700	0,03035	0,00400	1,22	34,5	0,007
8	0,01200	0,02996	0,00000	1,22	32,6	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Figura 24. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO

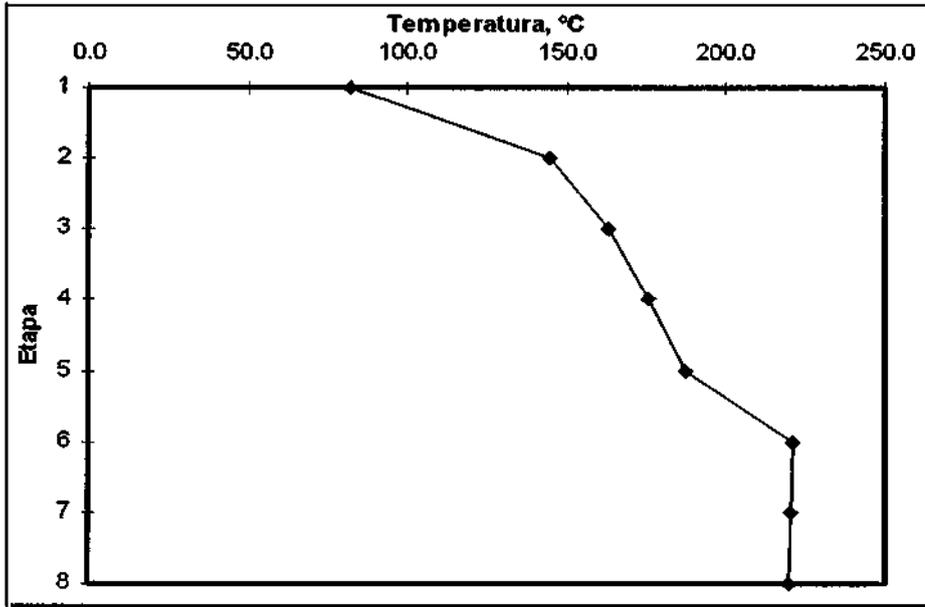
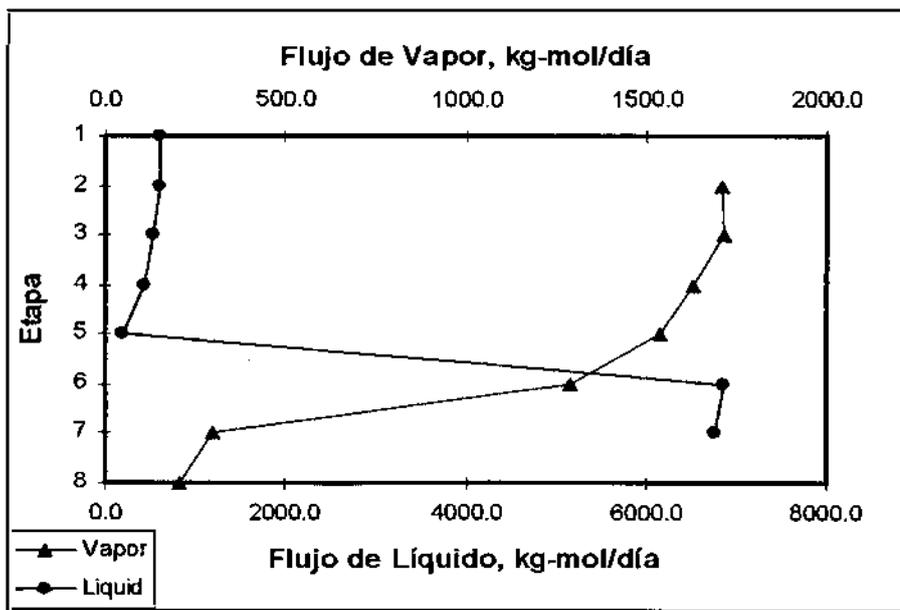


Figura 25. PERFIL DE FLUJOS EN LA TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO



Cuadro 68. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN LA COLUMNA C-1

Columna C-1							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1	89,7	1,27	2 976,2			1 264,3 (V+L+A)	-164,1057
2	144,9	1,69	3 386,0	4 240,4	61,0 (V)		
3	164,3	1,69	3 480,2	4 589,3			
4	173,3	1,70	3 543,3	4 683,5			
5	177,5	1,70	3 532,9	4 746,6			
6	180,6	1,71	3 328,5	4 736,1		145,3 (L)	
7	184,1	1,72	3 225,0	4 677,0			
8	189,0	1,72	3 048,9	4 573,5	205,2 (V)		
9	196,7	1,73	2 847,6	4 192,3			
10	207,4	1,73	1 583,9	3 990,9		1 019,0 (L)	
11	221,5	1,74	1 446,7	3 746,2			
12	231,2	1,74	1 340,7	3 609,0			
13	238,6	1,75	1 177,5	3 503,0			
14	247,7	1,75	3 795,4	3 339,8	145,3 (V) 1 574,7 (L Reflujo)		-80,8788
15	259,6	1,76	3 778,9	4 237,7			
16	272,0	1,77	597,3	4 221,1		1 098,2 (L) 1 574,7 (L Reflujo)	
17	299,9	1,77	358,3	3 712,4			
18	313,3	1,78	218,0	3 473,5			
19	320,9	1,78	69,3	3 333,2			
20	328,0	1,79	4 253,7	964,0	6 614,6 2 220,5 (V) 4 394,1 (L)		
21	327,5	1,79	4 167,0	754,2			
22	327,1	1,80	4 104,7	667,6			
23	326,6	1,81	4 031,3	605,3			
24	324,6	1,82		531,9	362,6 (V)	3 862,0 (L)	

Stripper C-2							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/29	206,5	2,39	1 010,0		1 019,1 (L)	205,2 (V)	
2/30	204,4	2,40	989,2	196,1			
3/31	201,4	2,42	962,5	175,3			
4/32	194,8	2,43		148,6	88,8 (V)	902,7 (L)	

Stripper C-3							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/25	271,9	2,39	1 096,3		1 098,2 (L)	145,3 (V)	
2/26	271,0	2,40	1 082,7	143,4			
3/27	269,7	2,42	1 064,0	129,9			
4/28	265,8	2,43		111,1	60,4 (V)	1 013,3 (L)	

Stripper C-5							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/33	174,1	2,39	137,8		145,3 (L)	61,0 (V)	
2/34	168,2	2,40	131,6	53,5			
3/35	161,8	2,42	125,5	47,3			
4/36	151,3	2,43		41,3	30,2 (V)	114,5 (L)	

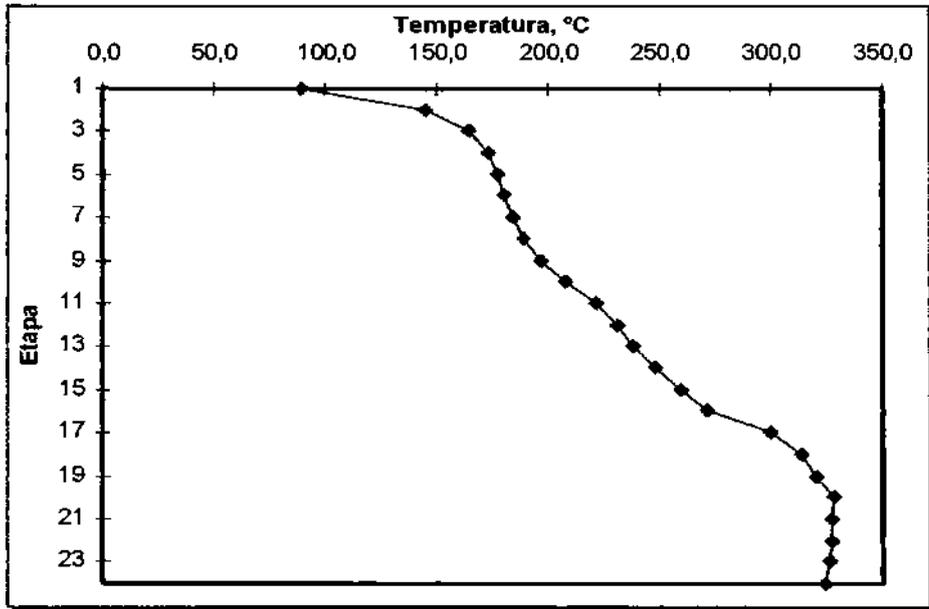
Fuente: Resultados simulación de proceso a 15 000 BPSD, PRO 2 V7

**Cuadro 69. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA COLUMNA C-1,
CRUDO LORETO A 15 000 BPSD**

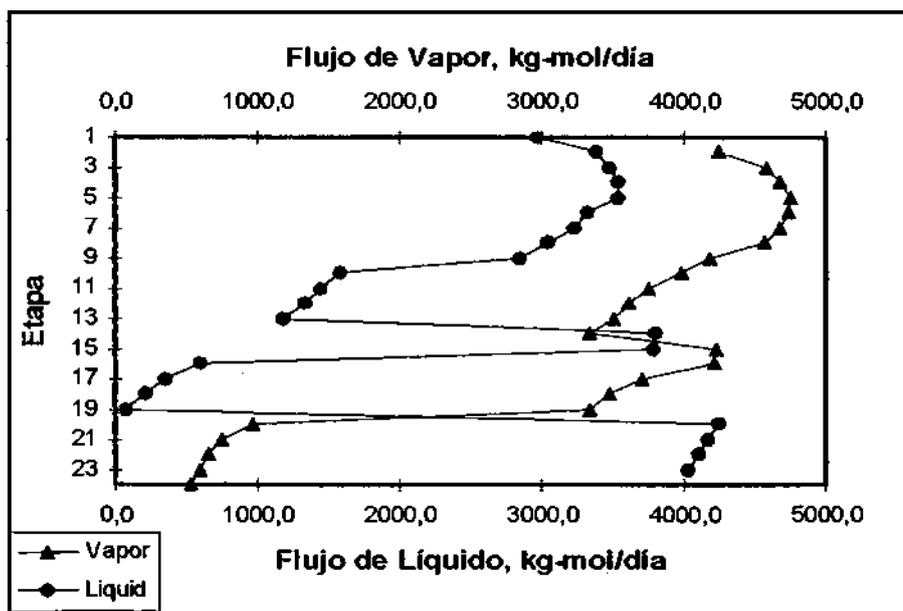
Balances de materia y energía - Columna C-1						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mo/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Retorno vapor C-5	Vapor		2	61,1	4,1
Ingreso	Retorno vapor C-2	Vapor		8	205,2	16,5
Ingreso	Retorno vapor C-3	Vapor		14	145,3	16,0
Ingreso	Carga a UDP	Mixto		20	6 614,6	1 619,9
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		24	362,6	18,1
Salida	Gases V1	Vapor	1		854,7	42,9
Salida	Gasolina V1	Líquido	1		372,2	7,7
Salida	Agua V1	Agua	1		37,4	0,3
Salida	Ext. Solvente	Líquido	6		145,3	7,3
Salida	Ext. Kerosene	Líquido	10		1 019,1	68,5
Salida	Ext. Diesel	Líquido	16		1 098,2	136,3
Salida	Salida Cr. Reducido	Líquido	24		3 862,0	1 166,7
Retiro de calor por reflujo intermedio y de tope						245,0
STRIPPER C-3						
Ingreso	Ext. Diesel	Líquido		25	1 098,2	136,3
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		28	60,4	3,0
Salida	Retorno vapor C-3	Vapor	25		145,3	16,0
Salida	Diesel a tanques	Líquido	28		1 013,3	123,4
STRIPPER C-2						
Ingreso	Ext. Kerosene	Líquido		29	1 019,1	68,5
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		32	88,8	4,4
Salida	Retorno vapor C-2	Vapor	29		205,2	16,5
Salida	Kerosene a tanques	Líquido	32		902,7	56,4
STRIPPER C-5						
Ingreso	Ext. Solvente	Líquido		33	145,3	7,3
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		36	30,2	1,5
Salida	Retorno vapor C-5	Vapor	33		61,1	4,1
Salida	Solvente a tanques	Líquido	36		114,5	4,7
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 15 000 BPSD, PRO 2 V7

**Figura 26. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA COLUMNA C-1,
CRUDO LORETO**



**Figura 27. PERFIL DE FLUJOS EN LA COLUMNA C-1,
CRUDO LORETO**



Cuadro 70. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN LA COLUMNA C-1, CRUDO LORETO A 15 000 BPSD

Etapas	Vapor m³/s	Líquido m³/s	Vcarga m³/s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caida de presión kg/cm²
2	1,12500	0,00707	0,09900	1,52	67,2	0,005
3	1,15000	0,00756	0,10200	1,52	70,1	0,006
4	1,17200	0,00785	0,10500	1,52	72,3	0,006
5	1,17300	0,00793	0,10500	1,52	72,7	0,006
6	1,16400	0,00790	0,10500	1,52	72,3	0,006
7	1,14700	0,00746	0,10300	1,52	70,6	0,006
8	1,12000	0,00724	0,10100	1,52	68,7	0,006
9	1,03500	0,00702	0,09400	1,52	64,1	0,005
10	0,99800	0,00678	0,09100	1,52	61,8	0,005
11	0,97800	0,00402	0,08900	1,52	56,1	0,005
12	0,96100	0,00390	0,08800	1,52	55,0	0,005
13	0,93100	0,00356	0,08500	1,52	52,5	0,005
14	1,24200	0,01219	0,11600	1,52	87,8	0,006
15	1,21800	0,01257	0,11500	1,52	88,3	0,006
16	1,12800	0,01153	0,10500	1,52	79,7	0,006
17	1,08100	0,00146	0,09900	1,52	57,0	0,005
18	1,05200	0,00096	0,09400	1,52	53,4	0,004
19	1,01900	0,00033	0,08800	1,52	62,2	0,004
20	0,24400	0,02551	0,01700	1,52	38,2	0,007
21	0,21500	0,02519	0,01500	1,52	35,6	0,010
22	0,19400	0,02496	0,01300	1,52	33,8	0,010
23	0,17000	0,02467	0,01000	1,52	31,5	0,009
24	0,08200	0,02397	0,00300	1,52	27,7	0,008

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

10.2 Análisis del nuevo esquema de fraccionamiento incluyendo la Torre Pre-Flash procesando COE a 15 000 BPSD

En los cuadros 71 al 77 se muestran los resultados del análisis del nuevo esquema de fraccionamiento procesando COE a 15 000 BPSD.

Análisis de los resultados:

- No hay inundación en la torre Pre-Flash para este nivel de carga.
- En la columna C-1, los factores de inundación obtenidos para 15 000 BPSD son aproximadamente 22,9% (tope de columna) y 20,8% (reflujo de diesel) superiores a los calculados para 12 000 BPSD. Este incremento en la inundación incide en una pérdida de eficiencia en el fraccionamiento de crudo a este nivel de carga respecto a los resultados obtenidos a 12 000 BPSD. En el cuadro de rendimientos del ítem 10.3 del presente informe se mostrarán dichas variaciones.

Cuadro 71. RESULTADOS DEL ANÁLISIS DEL NUEVO ESQUEMA DE PROCESAMIENTO, COE A 15 000 BPSD

	Unidades	Carga Pre-Flash	Gasolina Pre-Flash	Gasolina Total (Pre-Flash + C-1)	Solvente	Kerosene	Diesel	Crudo reducido
Estado físico		Mixto	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Total Flujo másico	kg/día	2 173 647,5	125 691,2	207 716,4	12 428,4	129 485,9	278 034,6	1 535 343,4
Total Flujo vol. estándar	m ³ /día	2 384,8	177,5	291,6	15,6	159,4	324,8	1 577,9
Temperatura	°C	226,2	82,0	83,9	149,5	188,8	265,0	324,5
Presión	kg/cm ²	3,5	1,1	1,1	2,4	2,4	2,4	1,9
Fracción molar de líquido		0,94	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Peso molecular		286,9	105,2	106,2	136,5	153,8	213,6	469,4
Factor K		11,7	12,5	12,4	11,6	11,6	11,6	11,6
TBP a 760 mm Hg (LV)	°C							
1%		84,0	25,6	38,9	106,2	116,3	127,2	222,7
5%		98,2	71,6	72,0	135,5	156,0	196,6	299,7
10%		140,1	75,4	76,0	149,3	165,8	215,5	334,4
30%		284,2	90,4	91,9	161,2	184,1	250,9	442,5
50%		416,1	109,1	111,7	170,4	197,7	277,0	524,1
70%		546,0	131,8	134,3	178,9	211,2	305,7	601,7
90%		733,3	160,8	160,4	193,3	231,8	347,5	827,1
95%		879,9	175,2	172,1	201,4	240,7	365,9	935,1
98%		936,4	196,0	189,7	213,8	255,0	400,6	936,4

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 15 000 BPSD, PRO 2 V7

Cuadro 72. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN LA TORRE PRE-FLASH, COE A 15 000 BPSD

Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²			Alimentación kg-mol/día	Producto	Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor			
1	82,0	1,12	835,8			196,0 (V) 1 194,8 (L) 8,6 (A)	-99,0365
2	147,9	2,11	889,5	2 235,3			
3	165,9	2,12	787,1	2 289,0			
4	177,3	2,12	673,7	2 186,5			
5	188,1	2,13	322,6	2 073,1			
6	221,1	2,14	6 506,7	1 722,0	7 577,1		
7	220,6	2,14	6 401,7	329,1			
8	219,9	2,15		224,1	65,5 (V)	6 243,1 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Cuadro 73. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA TORRE PRE-FLASH, COE A 15 000 BPSD

Tipo	Desde	Hacia	Flujo molar	Flujo de energía
Ingreso				0
Ingreso	Vapor despojante	Vapor	8	65,5
Salida	Gases incondensables	Vapor	1	196,0
Salida	Gasolina	Líquido	1	1 194,8
Salida	Agua decantada	Agua	1	8,6
Salida	Fondos de Torre	Líquido	8	6 243,1
Retiro de calor por reflujo de tope				99,0
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)			0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)				0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Cuadro 74. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN LA TORRE PRE-FLASH, COE A 15 000 BPSD

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	0,43900	0,00193	0,04400	0,91	68,3	0,006
3	0,42900	0,00183	0,04300	0,91	66,3	0,006
4	0,41600	0,00165	0,04100	0,91	63,6	0,005
5	0,37500	0,00085	0,03500	0,91	52,8	0,004
6	0,35800	0,03024	0,03100	1,22	69,5	0,008
7	0,04900	0,02995	0,00400	1,22	34,5	0,007
8	0,01300	0,02952	0,00000	1,22	32,0	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Figura 28. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA TORRE PRE-FLASH, COE

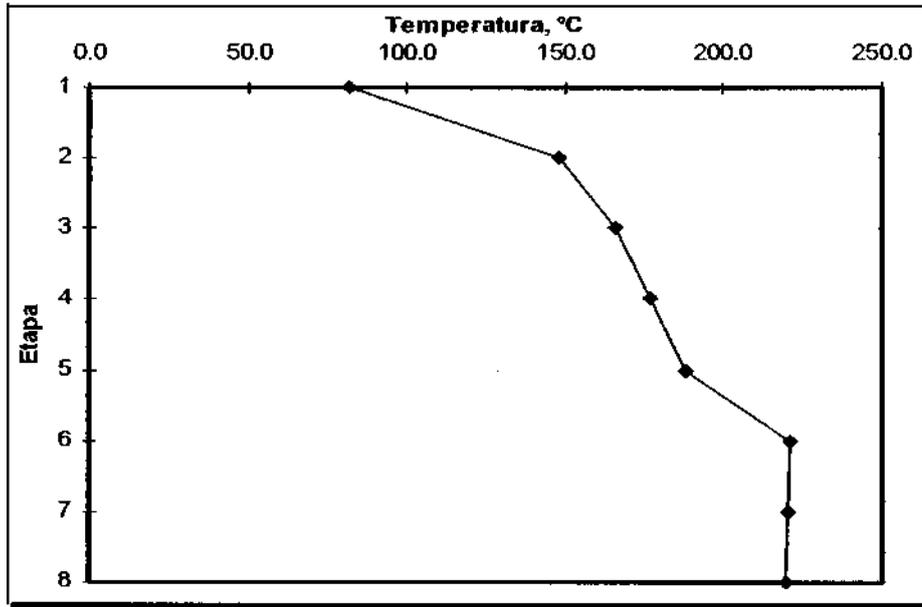
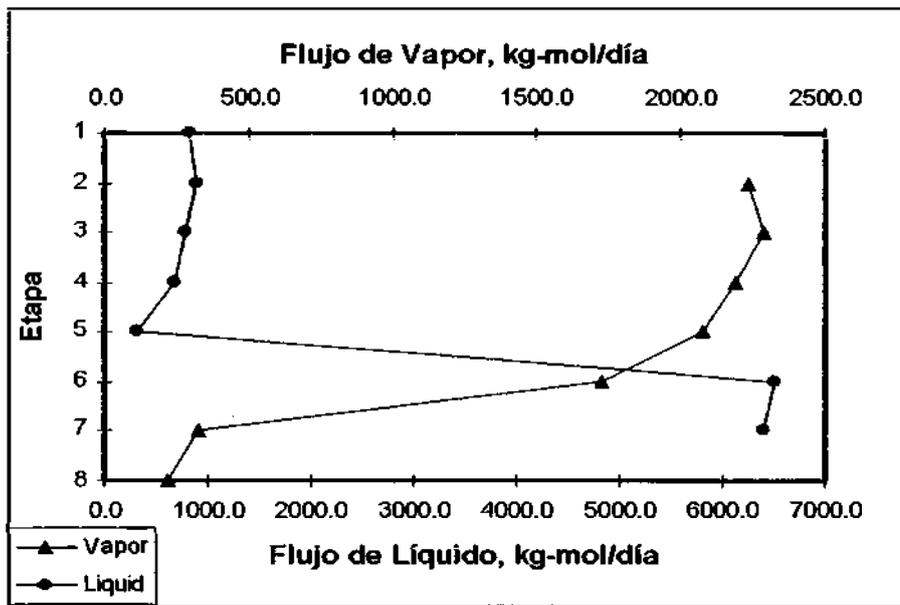


Figura 29. PERFIL DE FLUJOS EN LA TORRE PRE-FLASH, COE



Cuadro 75. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN LA COLUMNA C-1, COE A 15 000 BPSD

Columna C-1							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1	96,8	1,27	3 261,5			1 320,9 (V+L+A)	-176,9836
2	151,8	1,76	3 942,6	4 582,5	57,3 (V)		
3	166,6	1,76	4 034,2	5 206,2			
4	173,9	1,77	4 049,4	5 297,9			
5	178,3	1,78	4 008,4	5 313,1			
6	182,2	1,78	3 813,0	5 272,1		120,6 (L)	
7	186,4	1,79	3 712,1	5 197,2			
8	191,3	1,80	3 566,8	5 096,4	247,5 (V)		
9	197,7	1,80	3 430,4	4 703,5			
10	205,4	1,81	2 250,6	4 567,2		989,2 (L)	
11	215,1	1,81	2 094,9	4 376,6			
12	223,7	1,82	1 944,6	4 220,8			
13	231,8	1,82	1 715,7	4 070,6			
14	242,5	1,83	4 426,5	3 841,6	70,6 (V) 1 605,2 (L Reflujo)		-82,3447
15	253,8	1,84	4 323,8	4 876,6			
16	267,4	1,84	688,8	4 773,9		1 344,4 (L) 1 605,2 (L Reflujo)	
17	298,9	1,85	394,8	4 088,5			
18	313,7	1,85	240,9	3 794,5			
19	321,3	1,86	71,5	3 640,6			
20	328,2	1,86	3 664,5	1 052,2	6 243,1 2 419,0 (V) 3 824,1 (L)		
21	327,6	1,87	3 571,6	821,2			
22	327,2	1,88	3 506,6	728,2			
23	326,6	1,89	3 432,7	663,2			
24	324,5	1,90		589,4	427,4 (V)	3 270,8 (L)	

Stripper C-3							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/28	268,0	2,39	1 357,6		1 344,4 (L)	70,6 (V)	
2/28	267,7	2,40	1 351,9	83,9			
3/27	267,2	2,42	1 340,7	78,1			
4/28	265,0	2,43		67,0	27,8 (V)	1 301,5 (L)	

Stripper C-2							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/29	202,9	2,39	965,8		989,2 (L)	247,5 (V)	
2/30	200,0	2,40	939,0	224,1			
3/31	196,4	2,42	907,4	197,2			
4/32	188,8	2,43		165,7	99,9 (V)	841,6 (L)	

Stripper C-5							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/33	174,0	2,39	112,2		120,6 (L)	57,3 (V)	
2/34	167,4	2,40	106,3	48,9			
3/36	160,5	2,42	100,8	43,0			
4/36	149,5	2,43		37,5	27,8 (V)	91,0 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso a 15 000 BPSD, PRO 2 V7

**Cuadro 76. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA COLUMNA C-1,
COE A 15 000 BPSD**

Balances de materia y energía - Columna C-1						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Retorno vapor C-5	Vapor		2	57,3	3,9
Ingreso	Retorno vapor C-2	Vapor		8	247,5	20,2
Ingreso	Retorno vapor C-3	Vapor		14	70,6	8,2
Ingreso	Carga a UDP	Mixto		20	6 243,1	1 600,1
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		24	427,4	21,4
Salida	Gases V1	Vapor	1		1 031,3	53,1
Salida	Gasolina V1	Líquido	1		289,7	6,7
Salida	Agua V1	Agua	1			0,0
Salida	Ext. Solvente	Líquido	6		120,6	6,4
Salida	Ext. Kerosene	Líquido	10		989,2	67,1
Salida	Ext. Diesel	Líquido	16		1 344,4	168,8
Salida	Salida Cr. Reducido	Líquido	24		3 270,8	1 092,3
Retiro de calor por reflujo intermedio y de tope						259,3
STRIPPER C-3						
Ingreso	Ext. Diesel	Líquido		25	1 344,4	168,8
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		28	27,8	1,4
Salida	Retorno vapor C-3	Vapor	25		70,6	8,2
Salida	Diesel a tanques	Líquido	28		1 301,5	162,0
STRIPPER C-2						
Ingreso	Ext. Kerosene	Líquido		29	989,2	67,1
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		32	99,9	5,0
Salida	Retorno vapor C-2	Vapor	29		247,5	20,2
Salida	Kerosene a tanques	Líquido	32		841,6	51,9
STRIPPER C-5						
Ingreso	Ext. Solvente	Líquido		33	120,6	6,4
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		36	27,8	1,4
Salida	Retorno vapor C-5	Vapor	33		57,3	3,9
Salida	Solvente a tanques	Líquido	36		91,0	3,9
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 15 000 BPSD, PRO 2 V7

Figura 30. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA COLUMNA C-1, COE

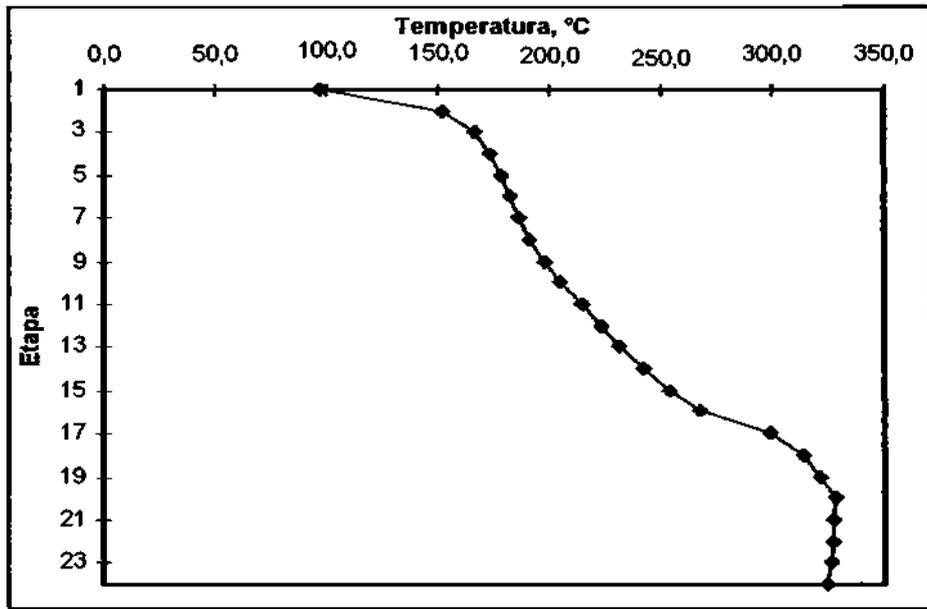
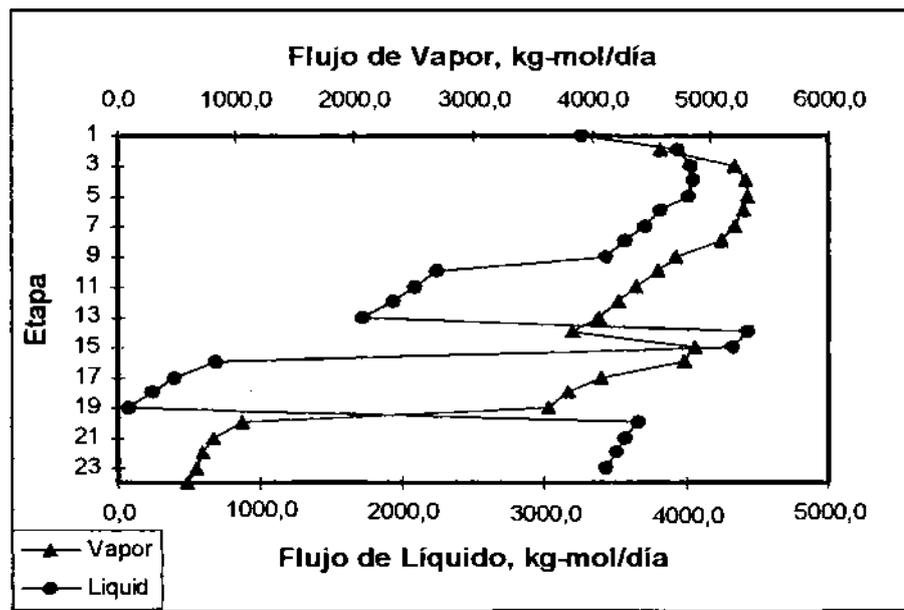


Figura 31. PERFIL DE FLUJOS EN LA COLUMNA C-1, COE



Cuadro 77. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN LA COLUMNA C-1, COE A 15 000 BPSD

Etapas	Vapor m³/s	Líquido m³/s	Vcarga m³/s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caida de presión kg/cm²
2	1,22400	0,00857	0,11200	1,52	78,6	0,006
3	1,24500	0,00911	0,11600	1,52	81,8	0,006
4	1,25600	0,00935	0,11800	1,52	83,6	0,006
5	1,25300	0,00942	0,11800	1,52	83,7	0,006
6	1,24200	0,00941	0,11700	1,52	83,3	0,006
7	1,22700	0,00906	0,11600	1,52	82,0	0,006
8	1,20500	0,00892	0,11400	1,52	80,6	0,006
9	1,12400	0,00884	0,10800	1,52	76,4	0,006
10	1,09600	0,00867	0,10600	1,52	74,7	0,006
11	1,07300	0,00588	0,10400	1,52	68,1	0,005
12	1,04900	0,00569	0,10200	1,52	66,5	0,005
13	1,01000	0,00525	0,09700	1,52	63,1	0,005
14	1,32000	0,01454	0,13000	1,52	103,2	0,007
15	1,30200	0,01477	0,12900	1,52	103,4	0,007
16	1,18400	0,01331	0,11600	1,52	91,0	0,006
17	1,12800	0,00171	0,10800	1,52	62,9	0,005
18	1,09700	0,00113	0,10300	1,52	58,9	0,005
19	1,06200	0,00036	0,09700	1,52	68,1	0,004
20	0,25400	0,02400	0,01800	1,52	37,3	0,007
21	0,22500	0,02364	0,01600	1,52	34,6	0,01
22	0,20400	0,02337	0,01300	1,52	32,7	0,009
23	0,18000	0,02307	0,01100	1,52	30,3	0,009
24	0,09300	0,02235	0,00300	1,52	26,2	0,008

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Torre Pre-Flash a 15 000 BPSD, PRO 2 V7

10.3 Análisis de Rendimiento de productos

En los cuadros 78 y 79 se resumen los resultados de la implementación de la Torre Pre-Flash a 15 000 y 12 000 BPSD respecto a los rendimientos del fraccionamiento actual con crudos Loreto y COE:

Básicamente, desde el punto de vista de la performance del fraccionamiento, se obtienen las siguientes mejoras:

- En general, se incrementa la producción de destilados y por ende, se reduce la carga de crudo reducido a la Unidad de destilación al vacío.
- En el nuevo esquema con la Torre Pre-Flash implementada se pueden procesar cargas de 15 000 BPSD trabajando con menos inundación que en el esquema de fraccionamiento actual a 12 000 BPSD.

Cuadro 78. RENDIMIENTO DE PRODUCTOS EN ESQUEMA ACTUAL Y EN TORRE PRE-FLASH, CRUDO LORETO A 15 000 BPSD

	CRUDO LORETO		
	Esquema actual a 12000 BPSD	Esquema con Pre-Flash 12000 BPSD	Esquema con Pre-Flash a 15000 BPSD
Caudal de alimentación (std m ³ /día)	1 907,8	1 907,8	2 384,8
Producción de gasolina (std m ³ /día)	178,0	189,3	250,9
Producción de solvente (std m ³ /día)	39,7	19,3	18,7
Producción de kerosene (std m ³ /día)	148,8	147,1	167,0
Producción de diesel (std m ³ /día)	180,9	215,3	246,4
Caudal de crudo reducido (std m ³ /día)	1 357,0	1 325,7	1 693,8
Rendimiento de destilados	28,7%	29,9%	28,6%
% de inundación en zona de tope	92,0%	57,1%	72,7%
% de inundación en zona de diesel	100,1%	78,0%	88,3%

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

Cuadro 79. RENDIMIENTO DE PRODUCTOS EN ESQUEMA ACTUAL Y EN TORRE PRE-FLASH, COE A 15 000 BPSD

	CRUDO ORIENTE ECUATORIANO		
	Esquema actual a 12000 BPSD	Esquema con Pre-Flash 12000 BPSD	Esquema con Pre-Flash a 15000 BPSD
Caudal de alimentación (std m ³ /día)	1 907,8	1 907,8	2 384,8
Producción de gasolina (std m ³ /día)	221,8	229,8	291,6
Producción de solvente (std m ³ /día)	38,8	16,0	15,6
Producción de kerosene (std m ³ /día)	157,2	139,1	159,4
Producción de diesel (std m ³ /día)	213,9	275,6	324,8
Caudal de crudo reducido (std m ³ /día)	1 266,2	1 235,6	1 577,9
Rendimiento de destilados	33,1%	34,6%	33,2%
% de inundación en zona de tope	108,5%	62,9%	83,7%
% de inundación en zona de diesel	115,2%	85,7%	103,4%

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

10.4 Análisis de capacidad de la Planta para el proceso con Pre-Flash a 15 000 BPSD: pérdidas de carga, precalentamiento en intercambiadores de calor y calentamiento de crudo en Hornos

10.4.1 Pérdidas de carga en el transporte de crudo desde las bombas de carga hasta los trenes de intercambio de calor

Al igual que en el ítem 8.1 se realizará la evaluación sólo con crudo Loreto debido a que posee mayor viscosidad y densidad que el COE, por lo que generará mayores caídas de presión para una carga de 15 000 BPSD.

Cuadro 80. Pérdidas de carga en el Circuito 1

	Temp = 23,9°C	Temp = 37,8°C
Velocidad (m/s)	1,344	1,344
Densidad (kg/m ³)	935,222	926,167
Visc. dinámica (kg/m x s)	0,00497	0,00376
Nre	25 867,84	33 861,25
h (pérdidas total) (m)	35,45	30,06
h (pérdidas total) (kg/cm²)	3,32	2,78

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 81. Pérdidas de carga en el Circuito 2

	Temp = 23,9°C	Temp = 37,8°C
Velocidad (m/s)	2,016	2,016
Densidad (kg/m ³)	935,222	926,167
Visc. dinámica (kg/m x s)	0,00497	0,00376
NRe	38801,75	50791,88
h (pérdidas total) (m)	58,76	50,16
h (pérdidas total) (kg/cm²)	5,50	4,65

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

10.4.2 Pérdidas de carga en los trenes de intercambio de calor

Empleando el mismo criterio que el indicado en la parte 8.2 del presente informe, se realizará sólo el análisis de pérdidas de carga para el crudo Loreto puesto que es el que genera mayores caídas de presión.

Los resultados de los cálculos efectuados para determinar la pérdida de carga se muestran en los cuadros 82 y 83.

Análisis de los resultados:

La caída de presión total desde la descarga de las bombas P-1 y P-1B, es la siguiente:

Circuito 1:

Caída de presión en tuberías desde las bombas de carga hasta el ingreso a los intercambiadores de calor de vapores de gasolina vs. crudo = 3,32 kg/cm².

Caída de presión al pasar por los intercambiadores = 12,43 kg/cm².

Pérdidas por tuberías y accesorios en el tren de intercambio = 1,24 kg/cm² (valor estimado en 10% de la caída de presión calculada para el paso por los intercambiadores).

Caída de presión total = 16,99 kg/cm²

Circuito 2:

Caída de presión en tuberías desde las bombas de carga hasta el ingreso a los intercambiadores de calor de vapores de gasolina vs. crudo = 5,50 kg/cm².

Caída de presión al pasar por los intercambiadores = 4,14 kg/cm².

Pérdidas por tuberías y accesorios en el tren de intercambio = 0.41 kg/cm² (valor estimado en 10% de la caída de presión calculada para el paso por los intercambiadores).

Caída de presión total = 10,05 kg/cm²

Dado que la presión de descarga de las bombas P-1 (365 psig ó 25,7 kg/cm² según diseño) y P-1B (410 psig ó 28,8 kg/cm² según diseño) superan el requerimiento de caída de presión determinado en esta evaluación, no será necesario implementar nuevas bombas de carga para procesar 15 000 BPSD.

La pérdida de carga en el intercambiador E-2 del tren de intercambio de calor N° 1, es muy alta (7,03 kg/cm²), por lo que se recomienda reemplazar este intercambiador por otro del tipo carcasa-tubos, cuyas características mecánicas sean apropiadas para el proceso de manera que genere una menor caída de presión y pueda mantener o superar la tasa actual de transferencia de calor del intercambiador en cuestión.

10.4.3 Análisis del sistema de intercambio de calor de crudo versus productos del proceso

Los resultados de la evaluación del sistema de intercambio de calor se muestran en los cuadros 84 al 87.

Análisis de los resultados:

La temperatura a la salida de ambos trenes de intercambio de calor cuando se procesa 15 000 BPSD disminuye en aproximadamente 7°C respecto a la temperatura alcanzada cuando se procesa 12 000 BPSD.

Cuadro 82. PÉRDIDAS DE CARGA EN EL CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 1 A 15 000 BPSD

TAG	Tipo de fluido		Dens crudo (kg/m ³)	Visc crudo (kg/m*s)	Lado Tubos, °C		Temp promedio	N° tubos	Diam. Tubos (m)	Area (m ²)	Long (m)	Veloc. (m/s)	NRe	f	h (kg/cm ²)
	CASCO	TUBOS			Ent.	Sal.									
E-1	Vapores de gasolina C-1	Crudo circuito 1	928,6	0,00397	23,9	45,6	34,8	128	0,0266	60,9	6,1	0,9	5 795	0,009	0,24
E-1A	Vapores de gasolina C-1	Crudo circuito 1	917,0	0,00271	45,6	65,1	55,4	156	0,0266	75,9	6,1	0,8	6 878	0,009	0,15
E-1B	Vapores de gasolina C-1	Crudo circuito 1	906,2	0,00204	65,1	81,7	73,4	156	0,0266	75,9	6,1	0,8	9 029	0,008	0,14
E-2	Kerosene	Crudo circuito 1	894,7	0,00163	81,7	95,4	88,6	6	0,0266	72,7	6,1	9,9	145 040	0,004	7,03
E-3	Diesel	Crudo circuito 1	884,5	0,00131	95,4	113,2	104,3	8	0,0408	37,5	6,1	4,2	116 318	0,004	1,30
E-3A	Reflujo Diesel	Crudo circuito 1	873,0	0,00104	113,2	130,9	122,1	72	0,0266	34,2	6,1	2,8	61 613	0,005	2,07
E-4	Reflujo Diesel	Crudo circuito 1	858,6	0,00081	130,9	158,3	144,6	156	0,0266	74,0	6,1	1,3	35 909	0,006	0,48
E-5	Crudo reducido	Crudo circuito 1	839,2	0,00061	158,3	186	172,2	52	0,0266	49,8	6,1	1,5	55 927	0,005	0,52
E-5A	Crudo reducido	Crudo circuito 1	819,6	0,00048	186	213,6	199,8	52	0,0266	49,8	6,1	1,5	69 414	0,005	0,49

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 83. PÉRDIDAS DE CARGA EN EL CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 2 A 15 000 BPSD

TAG	Tipo de fluido		Dens crudo (kg/m ³)	Visc crudo (kg/m*s)	Lado Tubos, °C		Temp promedio	N° tubos	Diam. Tubos (m)	Area (m ²)	Long (m)	Veloc. (m/s)	NRe	f	h (kg/cm ²)
	CASCO	TUBOS			Ent.	Sal.									
INTERC. 1	Vapores de gasolina Pre-Flash	Crudo circuito 1	931,2	0,00439	23,9	36	30,0	156	0,0266	75,9	6,1	1,1	6 467	0,009	0,36
INTERC. 2	Vapores de gasolina Pre-Flash	Crudo circuito 1	923,5	0,00350	36	47	41,5	156	0,0266	75,9	6,1	1,1	8 045	0,008	0,34
E-33A	Gasóleo liviano de vacío	Crudo circuito 1	852,7	0,00075	146,4	157	151,7	100	0,0266	47,5	6,1	1,8	54 076	0,005	0,52
E-33B	Gasóleo pesado de vacío	Crudo circuito 1	843,9	0,00066	157	173	165,0	100	0,0266	47,5	6,1	1,8	60 816	0,005	0,50
E-35A	Crudo circuito 2	Crudo circuito 1	804,1	0,00040	-	-	-	162	0,0266	77,1	6,1	-	-	-	0,69
E-35B	Crudo circuito 2	Crudo circuito 1	827,3	0,00053	-	-	-	162	0,0266	77,1	6,1	-	-	-	0,67
E-35C	Crudo circuito 2	Crudo circuito 1	871,7	0,00103	-	-	-	240	0,0266	113,8	6,1	-	-	-	0,54
E-35D	Crudo circuito 2	Crudo circuito 1	887,1	0,00140	-	-	-	240	0,0266	113,8	6,1	-	-	-	0,53

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 84. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N°1, CRUDO LORETO A 15 000 BPSD

	E-1	E-1A	E-1B	E-2	E-3	E-3A	E-4	E-5	E-5A
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR									
Número de tubos:	128	156	156	6	8	72	156	52	52
Diámetro interno de los tubos (m):	0.0266	0.0266	0.0266	0.0266	0.0408	0.0266	0.0266	0.0266	0.0266
Longitud de los tubos (m):	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1
Area de transferencia (m ²):	60.9	75.9	75.9	72.7	37.5	34.2	74.0	49.8	49.8
DATOS DEL PROCESO:									
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Kerosene	Diesel	Reflujo Diesel	Reflujo Diesel	Crudo reducido	Crudo reducido
Flujo crudo (kg/s):	10.4	10.4	10.4	10.4	10.4	10.4	10.4	10.4	10.4
Flujo producto (kg/s):	1.5	1.8	1.8	1.6	2.5	1.4	2.5	19.5	19.5
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	46	65	82	95	113	131	158	186
Temperatura de salida tubos (°C):	46	65	82	95	113	131	158	186	214
Temperatura de ingreso casco (°C):	144	144	144	195	266	272	272	312	325
Temperatura de salida casco (°C):	112	122	127	125	210	164	179	300	312
Temperatura promedio lado tubos (°C):	35	55	73	89	104	122	145	172	200
Temperatura promedio lado casco (°C):	128	133	135	160	238	218	226	306	318
LMTD (°C):	93	77	62	68	133	88	76	133	118
R:	1.45	1.10	0.99	5.11	3.13	6.10	3.39	0.45	0.46
S:	0.18	0.20	0.21	0.12	0.10	0.11	0.19	0.18	0.20
Factor de Corrección Ft:	0.99	0.99	0.99	0.96	0.99	0.96	0.92	1.00	1.00
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS									
Densidad @ T (kg/m ³ (crudo):	928.6	917.0	906.2	894.7	884.5	873.0	858.6	839.2	819.6
Calor específico @ T (kiloJes/kg x °C) (crudo):	1.74	1.82	1.88	1.93	1.95	2.07	2.13	2.23	2.34
Densidad @ T (kg/m ³ (producto):	5.214	5.214	5.214	717.6	719.3	719.3	719.3	817.3	828.7
Calor específico @ T (kiloJes/kg x °C) (producto):				2.41	2.60	2.58	2.58	2.65	2.70
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF.:									
Calor transferido Q (kiloJes/s):	393	368	325	274	367	380	605	642	670
Coef. De Transf. Global (kiloJes/s x m ² x °C):	0.070	0.063	0.070	0.058	0.074	0.132	0.117	0.097	0.114

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 85. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR Nº2, CRUDO LORETO A 15 000 BPSD

	INTERC. 1	INTERC. 2	E-33A	E-33B	E-35A	E-35B	E-35C	E-35D
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR								
Número de tubos:	156	156	100	100	162	162	240	240
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	75,9	75,9	47,5	47,5	77,1	77,1	113,8	113,8
DATOS DEL PROCESO:								
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Gasóleo liviano de vacío	Gasóleo pesado de vacío	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Flujo crudo (kg/s)	15,6	15,6	15,6	15,6	15,6	15,6	15,6	15,6
Flujo producto (kg/s)	1,0	1,0	7,3	2,5	14,6	14,6	14,6	14,6
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	36	146	157	340	311	281	240
Temperatura de salida tubos (°C):	36	47	157	173	311	281	240	198
Temperatura de ingreso casco (°C):	145	145	200	279	206	173	98	47
Temperatura de salida casco (°C):	92	100	181	198	238	206	146	98
Temperatura promedio lado tubos (°C):	30	42	152	165	326	296	261	219
Temperatura promedio lado casco (°C):	118	122	190	239	222	190	122	73
LMTD (°C):	87	80	39	69	104	107	138	146
R:	4,34	4,05	1,80	5,09	1,11	1,10	1,16	1,22
S:	0,10	0,10	0,20	0,13	0,21	0,22	0,23	0,22
Factor de Corrección Ft:	0,99	0,99	0,98	0,95	0,99	0,99	0,98	0,98
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS								
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	931,2	923,5	852,7	843,9	804,1	827,3	871,7	887,1
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,72	1,76	2,17	2,21	2,40	2,30	2,06	1,89
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	719,3	780,0	820,0	840,0	860,0	890,0
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	-	2,58	2,68	2,85	2,72	2,55	2,47
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:								
Calor transferido, Q (kJoules/s):	324	301	358	550	1 186	1 190	1 538	1 515
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,050	0,050	0,200	0,178	0,151	0,147	0,100	0,093

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 86. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 1, COE

	E-1	E-1A	E-1B	E-2	E-3	E-3A	E-4	E-5	E-5A
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR									
Número de tubos:	128	156	156	6	8	72	156	52	52
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0408	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	60,9	75,9	75,9	72,7	37,5	34,2	74,0	49,8	49,8
DATOS DEL PROCESO:									
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Kerosene	Diesel	Reflujo Diesel	Reflujo Diesel	Crudo reducido	Crudo reducido
Flujo crudo (kg/s)	10,1	10,1	10,1	10,1	10,1	10,1	10,1	10,1	10,1
Flujo producto (kg/s)	1,6	1,9	1,9	1,5	3,2	1,4	2,6	17,8	17,8
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	45	65	81	94	112	130	157	186
Temperatura de salida tubos (°C):	45	65	81	94	112	130	157	186	215
Temperatura de ingreso casco (°C):	148	148	148	189	265	267	267	310	325
Temperatura de salida casco (°C):	118	118	126	118	220	161	179	296	310
Temperatura promedio lado tubos (°C):	35	55	73	88	103	121	144	172	200
Temperatura promedio lado casco (°C):	133	133	137	153	243	214	223	303	317
LMTD (°C):	98	77	63	61	139	85	75	131	117
R:	1,37	1,49	1,34	5,57	2,46	5,91	3,34	0,49	0,51
S:	0,17	0,19	0,20	0,12	0,11	0,12	0,19	0,19	0,21
Factor de Corrección Ft:	0,99	0,98	0,99	0,96	0,99	0,95	0,92	1,00	0,99
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS									
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	900,2	886,6	875,7	866,0	856,4	843,9	827,9	808,4	788,0
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (crudo):	1,77	1,86	1,92	1,98	2,04	2,12	2,21	2,31	2,40
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	5,214	717,6	719,3	719,3	719,3	817,3	828,7
Calor específico @ T, kJoules/kg x °C (producto):	-	-	-	2,40	2,58	2,58	2,58	2,65	2,67
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:									
Calor transferido, Q (kJoules/s):	382	371	311	253	375	383	589	685	685
Coef. De Transf. Global (kJoules/s x m ² x °C):	0,065	0,064	0,065	0,059	0,072	0,138	0,114	0,105	0,118

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Cuadro 87. CIRCUITO DE INTERCAMBIO DE CALOR N° 2, COE

	INTERC. 1	INTERC. 2	E-33A	E-33B	E-35A	E-35B	E-35C	E-35D
DATOS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR								
Número de tubos:	156	156	100	100	162	162	240	240
Diámetro interno de los tubos (m):	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266
Longitud de los tubos (m):	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1	6,1
Area de transferencia (m ²):	75,9	75,9	47,5	47,5	77,1	77,1	113,8	113,8
DATOS DEL PROCESO:								
Fluido (tubos):	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío	Residuo de vacío
Fluido (casco):	Vapores de gasolina	Vapores de gasolina	Gasóleo liviano de vacío	Gasóleo pesado de vacío	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Flujo crudo (kg/s)	15,1	15,1	15,1	15,1	15,1	15,1	15,1	15,1
Flujo producto (kg/s)	1,3	1,3	8,1	2,5	12,6	12,6	12,6	12,6
Temperatura de ingreso tubos (°C):	24	38	144	156	340	308	275	231
Temperatura de salida tubos (°C):	38	51	156	172	308	275	231	186
Temperatura de ingreso casco (°C):	148	148	200	279	203	172	100	51
Temperatura de salida casco (°C):	105	110	181	196	234	203	144	100
Temperatura promedio lado tubos (°C):	31	45	150	164	324	291	253	208
Temperatura promedio lado casco (°C):	126	129	191	238	218	187	122	76
LMTD (°C):	95	83	41	69	105	104	128	133
R:	2,96	2,92	1,61	5,22	0,97	0,97	1,00	1,07
S:	0,12	0,12	0,21	0,13	0,24	0,24	0,25	0,25
Factor de Corrección Ft:	0,99	0,99	0,98	0,95	0,96	0,98	2,92	0,98
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS								
Densidad @ T kg/m ³ (crudo):	902,2	893,1	824,4	814,8	775,7	798,3	843,3	873,1
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C (crudo):	1,76	1,81	2,23	2,29	2,46	2,35	2,13	1,93
Densidad @ T kg/m ³ (producto):	5,214	5,214	719,3	780,0	820,0	840,0	860,0	890,0
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C (producto):	-	-	2,58	2,68	2,85	2,72	2,55	2,47
CÁLCULOS DE CALOR TRANSFERIDO Y COEF. GLOBAL DE TRANSF:								
Calor transferido, Q (kjoules/s):	384	356	391	553	1 164	1 103	1 420	1 407
Coef. De Transf. Global (kjoules/s x m ² x °C):	0,054	0,057	0,206	0,179	0,145	0,139	0,033	0,095

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

10.4.4 Calentamiento de crudo en los Hornos de procesos

Los resultados de esta evaluación se muestran en el cuadro 88.

Cuadro 88. CALENTAMIENTO DE LOS CRUDOS EN LOS HORNOS DE PROCESO

	CRUDO LORETO	COE
ZONA CONVECTIVA HORNO F-1		
Flujo de crudo (kg/s)	11,62	11,08
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,49	2,52
Temperatura de ingreso, °C	225	225
Temperatura de salida, °C	282,5	283
Duty calculado, kjoules/s	1663	1622
Duty máximo de diseño, kjoules/s	1674	1674
ZONA CONVECTIVA HORNO F-2		
Flujo de crudo (kg/s)	13,11	12,50
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,49	
Temperatura de ingreso, °C	225	
Temperatura de salida, °C	277,5	
Duty calculado, kjoules/s	1713	
Duty máximo de diseño, kjoules/s	1729	
ZONA RADIANTE HORNO F-1		
Flujo de crudo (kg/s)	24,73	
Calor específico @ T, kjoules/kg x °C	2,64	
Temperatura de ingreso, °C	280,0	
Temperatura de salida, °C	332	
Duty calculado, kjoules/s	3395	
Duty máximo de diseño, kjoules/s	3399	
COMBUSTIBLE (Petróleo Industrial N°6)		
Poder calorífico inferior del combustible, kjoules/m ³	39521859	39521859
Consumo de combustible en F-1, m ³ /s	0,000178	0,000171
Consumo de combustible en F-2, m ³ /s	0,000188	0,000185
Eficiencia térmica ambos hornos, %	72	72

Fuente: Cálculos desarrollados para la presente tesis

Análisis de los resultados:

De acuerdo a los resultados del cuadro 88, los dutys calculados para ambos crudos se encuentra muy cercanos al duty de diseño, de manera que el nivel de carga evaluado (15 000 BPSD) representa el límite máximo que puede ser procesado en el nuevo esquema de refinación.

De acuerdo al análisis mostrado, la temperatura alcanzada a la salida de la zona radiante del horno F-1 es de 332°C, es decir, 3°C menos que la temperatura requerida para una óptima vaporización en la zona de carga de la columna de destilación primaria (335°C). Sin embargo en un escenario más favorable, es decir, considerando que el crudo es precalentado antes de ingresar a los trenes de intercambio de calor, la temperatura del crudo en el ingreso de los hornos sería superior en aproximadamente 10°C y con ello se reduciría el duty requerido por el proceso respecto del duty disponible por diseño, haciendo posible alcanzar una temperatura óptima de 335°C en la salida del horno F-1.

XI. DESARROLLO DE ALTERNATIVA PARA MEJORA DE FRACCIONAMIENTO IMPLEMENTANDO UN RECIPIENTE FLASH

11.1 Análisis del diseño alternativo procesando Crudo Loreto a 12 000 BPSD.

Como se explicó en el capítulo III del presente estudio, un Recipiente Flash no posee elementos internos que permiten la transferencia de masa entre vapores ascendentes y líquidos descendentes; este equipo sólo permite una separación súbita de los componentes más ligeros respecto de los más pesados; de manera que cuenta con una salida de hidrocarburos vaporizados por el tope y líquidos por el fondo.

La fracción vaporizada es enviada directamente hacia la columna de destilación primaria, en un plato superior a la zona de carga de dicha columna; mientras que la fracción líquida continúa el circuito normal de procesamiento debiendo ser calentada en los hornos de proceso.

La principal ventaja de esta alternativa es que su implementación es más simple y menos costosa que la torre Pre-Flash; no se requiere de una columna especialmente diseñada con elementos mecánicos internos, ni de un sistema de reflujo de tope. De otro lado, sus principales desventajas son su menor tasa de vaporización debido a que trabaja bajo presiones más elevadas que la torre Pre-Flash; asimismo, sólo traslada el problema de inundación de la zona más congestionada (reflujo de diesel) hacia la zona de reflujo de tope, manteniendo aún altas tasas de inundación; finalmente existe la posibilidad de que la fracción vaporizada que ingresa a la columna afecte la calidad de los productos extraídos en los platos superiores.

En los cuadros 89 al 92 se muestran los resultados considerando la implementación de un Recipiente Flash con una carga de 12 000 BPSD de crudo Loreto.

Cuadro 89. RESULTADO DEL ANÁLISIS DEL ESQUEMA DE PROCESAMIENTO CONSIDERANDO IMPLEMENTACIÓN DE RECIPIENTE FLASH, CRUDO LORETO

	Unidades	Carga a UDP	Incondensables	Gasolina	Solvente	Kerosene	Diesel	Crudo reducido
Estado físico		Mixto	Vapor	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Total Flujo másico	kg/día	1 793 228,8	3 369,6	152 424,3	15 007,2	110 617,9	163 173,8	1 349 176,1
Total Flujo vol. estándar	m ³ /día	1 907,8	4,7	213,1	18,3	131,4	185,0	1 355,9
Temperatura	°C	234,1	79,0	87,4	154,2	187,6	265,8	331,5
Presión	kg/cm ²	3,5	1,1	1,1	2,4	2,4	2,4	2,0
Fracción molar de líquido		1,0	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Peso molecular		293,0	62,0	105,8	136,7	158,4	212,6	438,1
Factor K		11,4	12,2	12,4	11,3	11,3	11,3	11,3
TBP a 760 mm Hg (LV)	°C							
1%		90,3	-34,9	48,6	98,4	114,9	153,6	223,0
5%		103,3	28,2	71,9	153,5	164,2	214,0	302,0
10%		157,6	69,0	75,8	156,7	172,5	230,5	332,2
30%		308,7	82,1	91,1	167,6	196,4	260,8	435,0
50%		433,7	95,2	112,4	176,2	213,5	285,4	508,3
70%		548,0	111,3	139,0	186,6	229,3	310,7	595,9
90%		735,6	128,3	164,5	202,0	249,8	340,9	813,7
95%		882,3	132,5	173,5	209,5	257,6	353,1	929,5
98%		937,6	135,9	180,8	223,5	273,6	377,5	937,6

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Recipiente Flash, PRO 2 V7

Cuadro 90. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN EL ESQUEMA RECIPIENTE FLASH, CRUDO LORETO

Columna C-1								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto		
1	94,6	1,27	2 883,8			2 052,0 (V+L+A)	-180,3449	
2	149,3	1,90	3 192,8	4 935,8	63,2 (V)			
3	168,1	1,90	3 222,9	5 181,6				
4	177,0	1,91	3 240,3	5 211,7				
5	181,5	1,92	3 201,9	5 229,1				
6	185,0	1,92	2 980,0	5 190,7		142,8 (L)		
7	188,8	1,93	2 863,8	5 111,6				
8	193,7	1,93	2 689,6	4 995,4	305,2 (V)			
9	200,7	1,94	2 512,5	4 515,9				
10	209,5	1,94	1 420,7	4 338,9		864,9 (L)		
11	220,7	1,95	1 270,5	4 112,0				
12	229,1	1,95	1 070,7	3 961,8	699,0 (V)			
13	240,7	1,96	974,4	3 063,1				
14	249,4	1,96	3 477,3	2 966,7	149,3 (V) 1 470,7 (L Reñujo)			-80,1636
15	262,7	1,97	3 525,3	3 849,7				
16	274,7	1,98	868,1	3 897,7		861,4 (L) 1 470,7 (L Reñujo)		
17	296,8	1,98	669,2	3 572,6				
18	309,3	1,99	507,2	3 373,7				
19	318,8	1,99	191,8	3 211,7				
20	335,3	1,99	3 413,1	881,2	5 421,6 2 015,1 (V) 3 406,6 (L)			
21	334,8	2,00	3 339,7	696,0				
22	334,4	2,01	3 287,6	622,6				
23	333,8	2,02	3 225,5	570,4				
24	331,5	2,03		508,4	362,6 (V)	3 079,7 (L)		

Stripper C-3							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/25	273,6	2,39	846,8		861,4 (L)	149,2 (V)	
2/26	272,3	2,40	831,1	134,6			
3/27	270,5	2,42	812,4	119,0			
4/28	265,8	2,43		100,3	55,5 (V)	767,7 (L)	

Stripper C-2							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/29	204,5	2,39	820,2		864,9 (L)	305,2 (V)	
2/30	200,6	2,40	788,5	260,5			
3/31	196,1	2,42	757,3	228,8			
4/32	187,6	2,43		197,6	138,8 (V)	698,5 (L)	

Stripper C-5							
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto	
1/33	177,0	2,39	132,9		142,8 (L)	63,2 (V)	
2/34	170,8	2,40	126,3	53,3			
3/35	164,5	2,42	120,3	46,8			
4/36	154,2	2,43		40,7	30,2 (V)	109,8 (L)	

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Recipiente Flash, PRO 2 V7

**Cuadro 91. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN EL ESQUEMA
RECIPIENTE FLASH, CRUDO LORETO**

Balances de materia y energía - Columna C-1						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Retorno vapor C-5	Vapor		2	63,2	4,3
Ingreso	Retorno vapor C-2	Vapor		8	305,2	23,8
Ingreso	Carga fase vapor a C-1	Vapor		12	699,0	61,9
Ingreso	Retorno vapor C-3	Vapor		14	149,2	16,9
Ingreso	Carga crudo despuntado	Mixto		20	5 421,6	1 350,0
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		24	362,6	18,1
Salida	Gases V1	Vapor	1		1 251,2	64,0
Salida	Gasolina V1	Líquido	1		800,9	17,7
Salida	Agua V1	Agua	1			0,0
Salida	Ext. Solvente	Líquido	6		142,8	7,5
Salida	Ext. Kerosene	Líquido	10		864,9	59,3
Salida	Ext. Diesel	Líquido	16		861,4	106,6
Salida	Salida Cr. Reducido	Líquido	24		3 079,7	959,3
Retiro de calor por reflujos intermedio y de tope						260,5
STRIPPER C-3						
Ingreso	Ext. Diesel	Líquido		25	861,4	106,6
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		28	55,5	2,8
Salida	Retorno vapor C-3	Vapor	25		149,2	16,9
Salida	Diesel a tanques	Líquido	28		767,7	92,5
STRIPPER C-2						
Ingreso	Ext. Kerosene	Líquido		29	864,9	59,3
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		32	138,8	6,9
Salida	Retorno vapor C-2	Vapor	29		305,2	23,8
Salida	Kerosene a tanques	Líquido	32		698,5	42,5
STRIPPER C-6						
Ingreso	Ext. Solvente	Líquido		33	142,8	7,5
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		36	30,2	1,5
Salida	Retorno vapor C-6	Vapor	33		63,2	4,3
Salida	Solvente a tanques	Líquido	36		109,8	4,7
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Recipiente Flash, PRO 2 V7

Figura 32. PERFIL DE TEMPERATURAS EN EL ESQUEMA RECIPIENTE FLASH, CRUDO LORETO

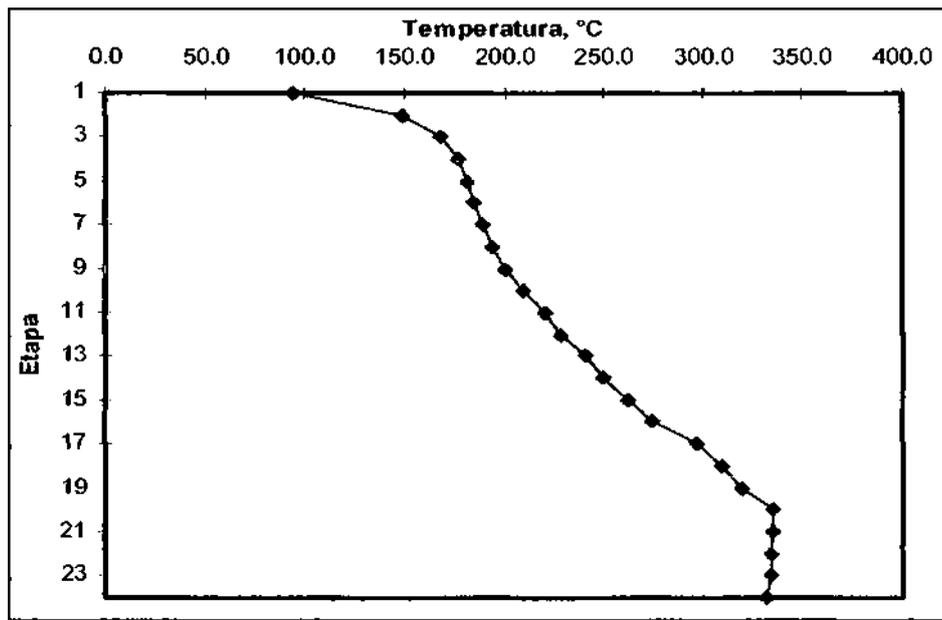
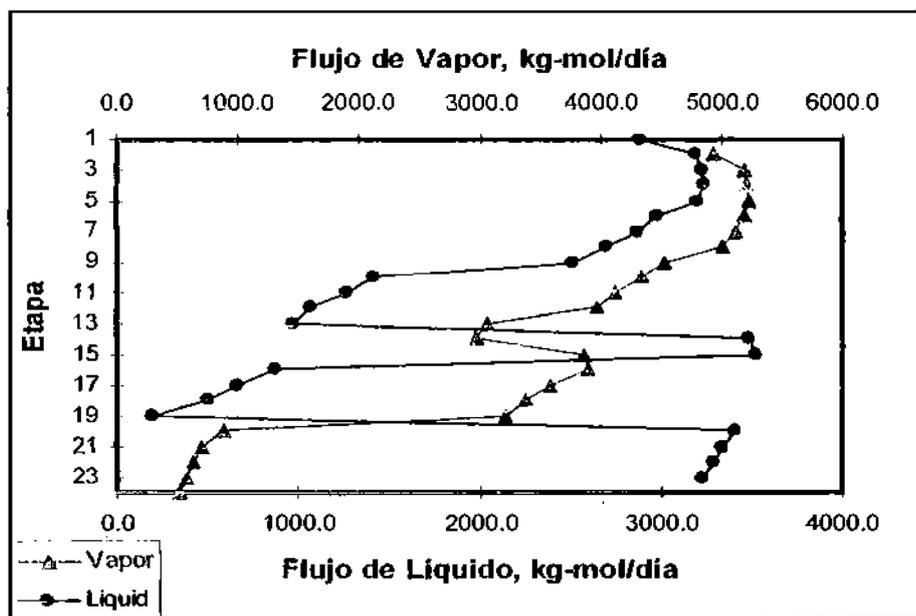


Figura 33. PERFIL DE FLUJOS EN EL ESQUEMA RECIPIENTE FLASH, CRUDO LORETO



Cuadro 92. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS (FF) EN EL ESQUEMA RECIPIENTE FLASH, CRUDO LORETO

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	1,13500	0,00675	0,10500	60	70,4	0,006
3	1,14500	0,00711	0,10700	60	72,2	0,006
4	1,15600	0,00731	0,10800	60	73,5	0,006
5	1,15300	0,00733	0,10800	60	73,6	0,006
6	1,14200	0,00726	0,10700	60	72,9	0,006
7	1,12500	0,00678	0,10600	60	71,0	0,006
8	1,10100	0,00654	0,10300	60	69,0	0,006
9	1,00500	0,00632	0,09500	60	63,7	0,005
10	0,97300	0,00602	0,09200	60	61,2	0,005
11	0,95300	0,00354	0,09000	60	55,6	0,005
12	0,92300	0,00311	0,08600	60	52,7	0,005
13	0,74000	0,00296	0,07000	60	43,2	0,004
14	1,01500	0,01114	0,09900	60	75,2	0,006
15	1,00700	0,01171	0,10000	60	77,0	0,006
16	0,96000	0,01120	0,09500	60	72,8	0,006
17	0,92700	0,00260	0,09100	60	54,7	0,005
18	0,80800	0,00210	0,08700	60	51,4	0,005
19	0,84000	0,00085	0,07700	60	43,6	0,004
20	0,20400	0,02064	0,01500	60	30,9	0,007
21	0,18200	0,02035	0,01300	60	29,0	0,009
22	0,16600	0,02015	0,01100	60	27,6	0,009
23	0,14700	0,01991	0,00900	60	25,8	0,008
24	0,07400	0,01928	0,00300	60	22,3	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Análisis de los resultados:

- De acuerdo al cuadro 92 se obtiene una mejor distribución de los flujos en la columna C-1 respecto del esquema actual de procesamiento de crudo, lo cual se ve reflejado en los menores factores de inundación obtenidos.

11.2 Análisis del diseño alternativo procesando COE a 12 000 BPSD.

En los cuadros 93 al 96 se muestran los resultados del análisis del diseño alternativo de fraccionamiento considerando la implementación de un Recipiente Flash procesando COE a 12 000 BPSD.

Cuadro 93. RESULTADO DEL ANÁLISIS DEL ESQUEMA DE PROCESAMIENTO CON LA IMPLEMENTACIÓN DEL RECIPIENTE FLASH, COE

	Unidades	Carga a UDP	Incondensables	Gasolina	Solvente	Kerosene	Diesel	Crudo reducido
Estado físico		Mixto	Vapor	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Total Flujo másico	kg/día	1 738 917,3	7 963,8	169 707,1	12 499,9	123 794,4	197 359,7	1 228 649,3
Total Flujo volumétrico	m ³ /día	1 907,8	11,3	238,0	15,7	151,8	230,2	1 262,0
Temperatura	°C	234,4	78,6	88,4	155,5	184,4	267,9	331,7
Presión	kg/cm ²	3,5	1,1	1,1	2,4	2,4	2,4	2,2
Fracción molar de líquido		0,9	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Peso molecular		286,9	61,3	106,3	139,3	157,4	216,1	471,6
Factor K		11,7	12,3	12,4	11,6	11,6	11,6	11,6
TBP a 760 mm Hg (LV)	°C							
1%		84,0	-42,1	38,8	98,4	105,8	140,2	231,0
5%		98,2	-1,9	72,0	140,0	159,8	205,3	306,9
10%		140,1	34,2	76,1	151,3	169,0	225,1	339,6
30%		284,2	80,7	92,1	166,4	188,9	258,1	442,6
50%		416,1	94,5	112,3	175,5	203,5	280,9	524,2
70%		546,0	114,7	135,1	185,6	218,9	305,2	601,7
90%		733,3	137,6	160,3	198,8	240,2	338,7	827,2
95%		879,9	143,4	170,5	207,0	250,7	353,1	935,1
98%		936,4	152,7	180,7	217,2	265,9	379,0	936,4

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Recipiente Flash, PRO 2 V7

Cuadro 94. FLUJOS, TEMPERATURA Y PRESIÓN POR ETAPAS EN EL ESQUEMA DE RECIPIENTE FLASH, COE

Columna C-1								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto		
1	98,5	1,27	3 419,8			2 311,2 (V+L+A)	-206,1466	
2	151,9	2,04	3 908,3	5 731,0	51,6 (V)			
3	168,5	2,05	3 904,7	6 167,8				
4	177,5	2,05	3 895,3	6 164,3				
5	182,7	2,06	3 842,1	6 154,9				
6	186,7	2,06	3 637,6	6 101,6		119,2 (L)		
7	190,6	2,07	3 524,7	6 016,4				
8	195,0	2,08	3 363,3	5 903,4	357,0 (V)			
9	200,8	2,08	3 196,9	5 385,1				
10	207,9	2,09	1 948,4	5 218,7		998,9 (L)		
11	217,7	2,10	1 743,6	4 969,1				
12	226,3	2,10	1 455,3	4 764,2	872,1 (V)			
13	239,1	2,11	1 322,1	3 603,8				
14	249,2	2,11	3 768,8	3 470,7	128,8 (V) 1 404,4 (L Reflujo)			-80,0156
15	262,0	2,12	3 763,9	4 384,1				
16	274,5	2,12	948,0	4 379,3		1 003,1 (L) 1 404,4 (L Reflujo)		
17	297,5	2,13	698,2	3 970,8				
18	311,0	2,13	510,4	3 721,1				
19	320,7	2,14	179,8	3 533,2				
20	335,8	2,14	2 936,0	970,3	5 189,6 2 232,3 (V) 2 957,3 (L)			
21	335,3	2,15	2 858,9	769,3				
22	334,8	2,16	2 805,7	692,2				
23	334,1	2,17	2 743,9	639,0				
24	331,7	2,17		577,2	438,5 (V)	2 605,2 (L)		
Stripper C-3								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto		
1/25	273,7	2,39	990,1		1 003,1 (L)	128,8 (V)		
2/26	272,7	2,40	975,1	115,8				
3/27	271,4	2,42	957,2	100,8				
4/28	267,9	2,43		82,9	38,9 (V)	913,2 (L)		
Stripper C-2								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto		
1/29	201,8	2,39	934,8		998,8 (L)	356,9 (V)		
2/30	197,5	2,40	894,6	292,9				
3/31	192,9	2,42	856,1	252,7				
4/32	184,4	2,43		214,2	144,3 (V)	786,2 (L)		
Stripper C-5								
Etapa	Temp. C	Presión kg/cm ²	Flujos netos				Calor transfer. MM kJ/día	
			Líquido	Vapor	Alimentación kg-mol/día	Producto		
1/33	177,9	2,39	109,6		119,2 (L)	51,6 (V)		
2/34	171,7	2,40	103,8	42,0				
3/35	165,5	2,42	98,6	36,3				
4/36	155,5	2,43		31,1	22,2 (V)	89,8 (L)		

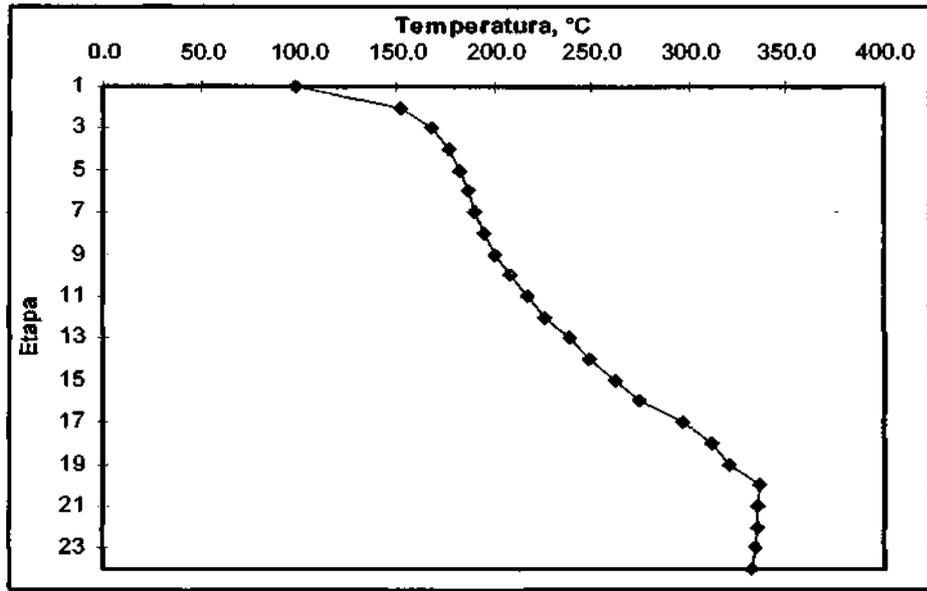
Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Recipiente Flash, PRO 2 V7

**Cuadro 95. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN EL ESQUEMA DE
RECIPIENTE FLASH, COE**

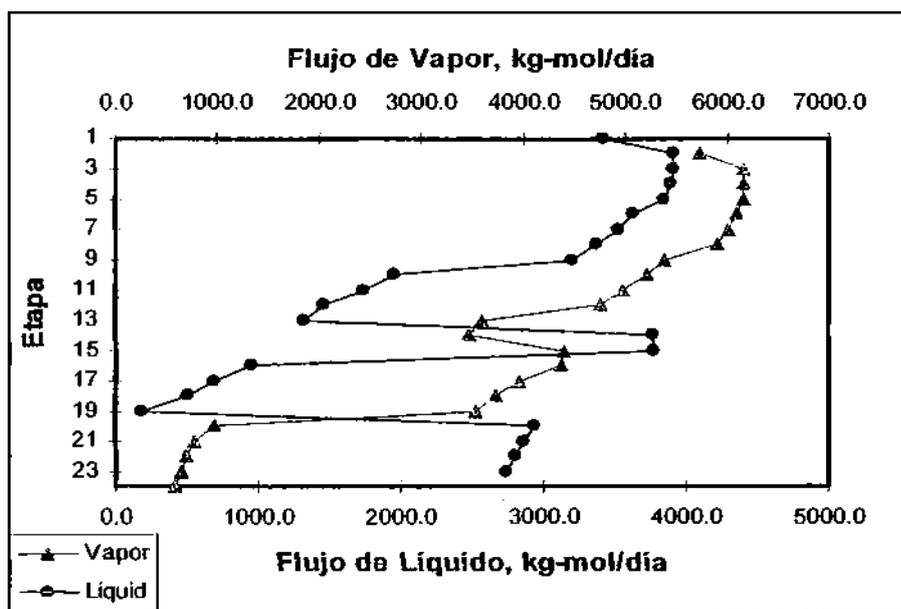
Balances de materia y energía - Columna C-1						
Tipo	Corriente	Fase	Desde Etapa	Hacia Etapa	Flujo molar kg-mol/día	Flujo de energía MM kJ/día
Ingreso	Retorno vapor C-5	Vapor		2	51,6	3,7
Ingreso	Retorno vapor C-2	Vapor		8	357,0	28,5
Ingreso	Carga fase vapor a C-1	Vapor		12	872,1	78,4
Ingreso	Retorno vapor C-3	Vapor		14	128,8	15,7
Ingreso	Carga crudo despuntado	Mixto		20	5 189,6	1 340,2
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		24	438,5	21,9
Salida	Gases V1	Vapor	1		1 522,0	79,1
Salida	Gasolina V1	Líquido	1		789,2	18,5
Salida	Agua V1	Agua	1			0,0
Salida	Ext. Solvente	Líquido	6		119,2	6,6
Salida	Ext. Kerosene	Líquido	10		998,8	69,4
Salida	Ext. Diesel	Líquido	16		1 003,1	130,1
Salida	Salida Cr. Reducido	Líquido	24		2 605,3	898,5
Retiro de calor por reflujos intermedio y de tope						286,2
STRIPPER C-3						
Ingreso	Ext. Diesel	Líquido		25	1 003,1	130,1
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		28	38,9	1,9
Salida	Retorno vapor C-3	Vapor	25		128,8	15,7
Salida	Diesel a tanques	Líquido	28		913,2	116,4
STRIPPER C-2						
Ingreso	Ext. Kerosene	Líquido		29	998,8	69,4
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		32	144,3	7,2
Salida	Retorno vapor C-2	Vapor	29		357,0	28,5
Salida	Kerosene a tanques	Líquido	32		786,2	48,1
STRIPPER C-5						
Ingreso	Ext. Solvente	Líquido		33	119,2	6,6
Ingreso	Vapor despojante	Vapor		36	22,2	1,1
Salida	Retorno vapor C-5	Vapor	33		51,6	3,7
Salida	Solvente a tanques	Líquido	36		89,8	4,1
BALANCE MOLAR TOTAL (Salidas - Entradas)					0,0	
BALANCE DE ENERGÍA TOTAL (Salidas - Entradas)						0,0

Fuente: Resultados simulación de proceso considerando implementación de Recipiente Flash, PRO 2 V7

**Figura 34. PERFIL DE TEMPERATURAS EN EL ESQUEMA RECIPIENTE
FLASH, COE**



**Figura 35. PERFIL DE FLUJOS EN EL ESQUEMA RECIPIENTE
FLASH, COE**



Cuadro 96. EVALUACIÓN DE LA INUNDACIÓN POR PLATOS EN EL ESQUEMA DE RECIPIENTE FLASH, COE

Etapa	Vapor m ³ /s	Líquido m ³ /s	Vcarga m ³ /s	Diámetro Columna m	Factor de Inundación FF	Caída de presión kg/cm ²
2	1,24700	0,00850	0,12200	60	84,8	0,006
3	1,25500	0,00890	0,12400	60	86,8	0,006
4	1,26300	0,00913	0,12600	60	88,3	0,007
5	1,25900	0,00919	0,12600	60	88,5	0,007
6	1,24800	0,00914	0,12500	60	87,9	0,006
7	1,23300	0,00874	0,12400	60	86,2	0,006
8	1,21200	0,00853	0,12200	60	84,4	0,006
9	1,11300	0,00834	0,11300	60	78,5	0,006
10	1,08000	0,00799	0,10900	60	75,6	0,006
11	1,05300	0,00498	0,10600	60	67,9	0,005
12	1,01300	0,00435	0,10100	60	63,6	0,005
13	0,80000	0,00417	0,08100	60	51,7	0,005
14	1,05800	0,01263	0,11000	60	85,9	0,006
15	1,04700	0,01313	0,11100	60	87,3	0,006
16	0,99100	0,01240	0,10400	60	81,4	0,006
17	0,95200	0,00290	0,09900	60	59,9	0,005
18	0,92000	0,00227	0,09400	60	55,9	0,005
19	0,86300	0,00086	0,08300	60	47,4	0,004
20	0,21000	0,01940	0,01600	60	30,1	0,006
21	0,18900	0,01909	0,01300	60	28,1	0,009
22	0,17400	0,01887	0,01200	60	26,7	0,008
23	0,15600	0,01860	0,01000	60	24,9	0,008
24	0,08300	0,01796	0,00300	60	21,1	0,007

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Análisis de los resultados:

- Los resultados mostrados en el cuadro 96 son similares a los obtenidos en el análisis anterior para el crudo Loreto; se observa una mejor distribución de los flujos en la columna respecto del esquema actual de procesamiento de crudo.

11.3 Análisis de Rendimiento de productos

En los siguientes cuadros se resumen los resultados del fraccionamiento actual de la Refinería Conchán respecto de los esquemas evaluados (implementación de una Torre Pre-Flash y Recipiente Flash) cuando se procesan crudos Loreto y Oriente Ecuatoriano a 12 000 BPSD:

**Cuadro 97. RENDIMIENTO DE PRODUCTOS EN EL ESQUEMA ACTUAL,
CON TORRE PRE-FLASH Y RECIPIENTE FLASH, CRUDO LORETO**

	CRUDO LORETO		
	Esquema actual a 12000 BPSD	Esquema con Pre-Flash 12000 BPSD	Esquema con Recipiente Flash a 12000 BPSD
Caudal de alimentación (std m ³ /día)	1 907,8	1 907,8	1 907,8
Producción de gasolina (std m ³ /día)	178,0	189,3	213,1
Producción de solvente (std m ³ /día)	39,7	19,3	18,3
Producción de kerosene (std m ³ /día)	148,8	147,1	131,4
Producción de diesel (std m ³ /día)	180,9	215,3	185,0
Caudal de crudo reducido (std m ³ /día)	1 357,0	1 325,7	1 355,9
Rendimiento de destilados	28,7%	29,9%	28,7%
% de inundación en zona de tope	92,0%	57,1%	73,6%
% de inundación en zona de diesel	100,1%	78,0%	77,0%

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

**Cuadro 98. RENDIMIENTO DE PRODUCTOS EN EL ESQUEMA ACTUAL,
CON TORRE PRE-FLASH Y RECIPIENTE FLASH, COE**

	CRUDO ORIENTE ECUATORIANO		
	Esquema actual a 12000 BPSD	Esquema con Pre-Flash 12000 BPSD	Esquema con Recipiente Flash a 12000 BPSD
Caudal de alimentación (std m ³ /día)	1 907,8	1 907,8	1 907,8
Producción de gasolina (std m ³ /día)	221,8	229,8	238,0
Producción de solvente (std m ³ /día)	38,8	16,0	15,7
Producción de kerosene (std m ³ /día)	157,2	139,1	151,8
Producción de diesel (std m ³ /día)	213,9	275,6	230,2
Caudal de crudo reducido (std m ³ /día)	1 266,2	1 235,6	1 262,0
Rendimiento de destilados	33,1%	34,6%	33,3%
% de inundación en Zona de tope	108,5%	62,9%	88,5%
% de inundación en zona de diesel	115,2%	85,7%	87,3%

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

De ambos cuadros puede deducirse lo siguiente:

- El Recipiente Flash distribuye la carga de vapores y líquidos de manera tal que reduce la inundación en la zona de reflujo de diesel, sin embargo aún mantiene altas tasas de inundación en la zona de tope de la columna.
- La torre Pre-Flash reduce considerablemente la inundación en las zonas de mayor congestión de flujos en la columna C-1; obteniendo mejores resultados respecto del esquema actual de procesamiento y del diseño alternativo considerando la implementación del Recipiente Flash.
- Los rendimientos obtenidos con la torre Pre-Flash son superiores a los obtenidos en el esquema actual y considerando el diseño con Recipiente Flash.
- Los rendimientos obtenidos con el Recipiente Flash son similares a los obtenidos en el esquema actual de procesamiento.

XII. EVALUACIÓN ECONÓMICA

12.1 Procedimiento de Análisis

A partir de las consideraciones técnicas descritas en los capítulos anteriores se procederá a efectuar la evaluación económica del proyecto en estudio.

La evaluación se realizará con los precios del petróleo crudo WTI (West Texas Intermediate) y de los combustibles en el mercado internacional. Asimismo, se tomará los resultados técnicos del procesamiento de crudo mezcla (50% crudo Loreto y 50% crudo Oriente Ecuatoriano).

La primera parte de la evaluación económica consistirá en la comparación de los dos esquemas analizados: 1) con la implementación de la Torre Pre-Flash a una carga de 15 000 BPSD y 2) fraccionamiento actual con una carga de 12 000 BPSD. Esta comparación tiene por finalidad, determinar el efecto de la implementación del proyecto en la utilidad neta de la refinería.

En la segunda parte del estudio económico se determinará la rentabilidad del proyecto, considerando el procesamiento de 15 000 BPSD de crudo mezcla, para lo cual será necesario determinar el capital total de la inversión, el costo de operación y los ingresos anuales de la planta por conceptos de venta del producto, mantención, consumo de materias primas, etc.

La evaluación económica se realizará para un horizonte de 10 años. Se ha considerado que el proyecto se realizará con inversión propia. Los valores serán expresados en MUS\$.

Se tiene previsto como fecha de inicio de las operaciones, julio de 2007. Se ha considerado esta fecha como inicio del proyecto debido a que es la data disponible más reciente que se encontró al momento de la elaboración de la presente tesis.

12.2 Análisis de Rendimiento de Productos

En el siguiente cuadro se resume los resultados de la implementación de la Torre Pre-Flash a 15 000 BPSD respecto a los rendimientos del fraccionamiento actual a 12 000 BPSD con crudo mezcla (50% crudo Oriente Ecuatoriano y 50% crudo Loreto).

Cuadro 99. RENDIMIENTO DE PRODUCTOS EN EL ESQUEMA ACTUAL Y CON TORRE PRE-FLASH

	Crudo Mezcla	
	Esquema actual a 12 000 BPSD	Esquema con Pre-Flash a 15 000 BPSD
Caudal de alimentación (std m ³ /día)	1 907,80	2 384,80
Producción de gasolina (std m ³ /día)	205,03	268,49
Producción de solvente (std m ³ /día)	29,20	19,75
Producción de kerosene (std m ³ /día)	152,23	155,99
Producción de diesel (std m ³ /día)	203,28	300,77
Caudal de crudo reducido (std m ³ /día)	1 310,90	1 630,11
Rendimiento de destilados	30,91%	31,24%

Fuente: Resultados simulación de proceso, PRO 2 V7

Observaciones:

- Tomando como base los datos del cuadro anterior se procederá a realizar la evaluación económica del Proyecto.

12.3 Análisis Económico

El análisis económico del proyecto se hará considerando las siguientes evaluaciones:

- Variación de las Utilidades Netas.
- Evaluación de la Inversión diferencial.

Con los resultados de ambas evaluaciones se podrá determinar la viabilidad económica del esquema propuesto de Implementación de la Torre Pre-Flash.

12.3.1 Variación de las Utilidades Netas

Para la determinación de la variación en la Utilidad Neta cuando se implementa la Torre Pre-Flash, se requirió calcular la variación de los costos de operación para luego restar de estos la variación en los ingresos.

a. *Variación de Costos de Operación*

Los costos de operación incluyen los costos asociados a la refinación del petróleo, tanto en materia prima, servicios, mano de obra, mantenimiento, etc.

b. *Variación de Materia Prima y Productos*

La materia prima requerida y los productos obtenidos en cada esquema en estudio, así como la diferencia entre estos se muestran en el cuadro siguiente:

Cuadro 100. VARIACIÓN DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS

	Esquema Actual a 12 000 BPSD (Kg/h)	Esquema Pre-Flash a 15 000 BPSD (Kg/h)	Δ Kg/h	\$/Kg
Crudo				
WTI	74 246,53	92 808,16	18 561,63	0,48
Productos				
Gasolina	6 020,34	7 941,88	1 921,54	0,70
Kerosene	5 239,78	5 351,35	111,57	0,76
Diesel	8 351,79	11 547,65	3 195,87	0,72
Residual	54 634,62	67 967,28	13 332,66	0,40

Fuente: Resultados simulación de proceso PRO 2 V7; Osinerg y Ministerio de Energía y Minas

Observaciones:

Los precios del crudo WTI y de los productos (Kerosene, Diesel y Residual) fueron proporcionados por Osinerg (julio de 2007).

- El Precio de la Gasolina (nafta virgen) fue proporcionado por el Ministerio de Energía y Minas (julio del 2007).

c. *Mano de Obra*

La mano de obra estará determinada de acuerdo al personal requerido para el normal funcionamiento de cada equipo.

La mano de obra requerida se muestra en el cuadro siguiente:

Cuadro 101. MANO DE OBRA

Equipo	Esquema Actual a 12 000 BPSD	Esquema Pre-Flash a 15 000 BPSD	Δ Cantidad (equipos)	Factor (Hom/equipo* turno)	Turnos	Hombres
Torre Pre-Flash	0	1	1	0,3	3	0,9
Acumulador	2	3	1	0	3	0
Aerorefrigerante	2	3	1	0,05	3	0,15
Intercambiadores de Calor	15	17	2	0,1	3	0,6
Bombas	15	16	3	0	3	0
Horno de Proceso	2	2	0	0,5	3	0
Destilación Atmosférica	1	1	0	0,3	3	0

Fuente: Resultados Capítulo X.7 de la presente tesis; Ulrich (9)

Observaciones:

- El factor operadores por equipo por turno fue obtenido según Ulrich (9). Ver Apéndice 10.

d. *Servicios*

La cantidad de vapor de agua, electricidad y combustible necesarios en cada esquema y la variación de estos se muestran en el cuadro siguiente:

Cuadro 102. SERVICIOS

Servicios	Esquema Actual a 12 000 BPSD	Esquema Pre-Flash a 15 000 BPSD	Δ Servicio
Vapor (Kg/h)	249,48	369,97	120,50
Electricidad (Kw/h)	503,35	555,76	52,41
Combustible Horno (m ³ /h)	1,16	1,30	0,14

Fuente: Resultados Capítulos X.3, X.4, X.6 y X.7 de la presente tesis

Observaciones:

- El consumo de vapor de agua se incrementó por la inyección de este a la Torre Pre-Flash.
- El incremento del consumo de energía se debe a las 2 nuevas bombas a implementarse en el nuevo esquema (despacho de gasolina y bombeo de líquido de fondo de la Torre Pre-Flash), así como el nuevo aerorefrigerante para el enfriamiento de los vapores de tope de la Torre Pre-Flash.
- Solo se considerará el consumo de electricidad por una de las 2 nuevas bombas encargadas del bombeo del líquido de fondos de la Pre-Flash, ya que ambas se alternarán y una de ellas permanecerá siempre en stand by.

e. Costos de Operación

Para el presente análisis se asumió que el capital de trabajo representa el 20% del capital fijo. Con la información provista en los cuadros anteriores, se calculó la variación del costo de operación. Para el cálculo de los costos anuales se consideró que el año constará de 360 días operativos, destinando los 5 días restantes a paro de planta por mantenimiento general.

Cuadro 103. COSTOS DE OPERACIÓN

Δ COSTOS	Δ	Precio	MUS\$/Año
COSTO DE OPERACIÓN			
COSTOS DIRECTOS			
Materia primas (Crudo VTI)	18,562 kg/h	0.48 \$/kg	77,220.0
Mano de obra de operación	1.65 Hom	900 \$/Hom-Mes	17.8
Supervisión y mano obra oficina			2.7
Servicios			
Vapor (10.2 Kg/cm ²)	120 kg/h	0.0075 \$/kg	7.8
Electricidad	52 KWh	0.0800 \$/KWh	36.2
Combustible Horno (PI Nº6)	0.14 m ³ /h	371.10 \$/m ³	450.2
Mantenimiento y reparaciones			33.3
Suministros de operación			5.0
Cargos de laboratorio			2.7
TOTAL A_{DNE}			77,775.70
COSTOS INDIRECTOS			
Generales, empaçado, almacen			32.3
Impuestos locales			10.0
Seguros			3.3
Costos administrativos			251.0
Gastos de distribución y ventas			125.5
TOTAL A_{INE}			422.07
Δ COSTO DE OPERACIÓN TOTAL (no incluye depreciación)			
	A_{NE}		78,197.77

Fuente: Resultados simulación de proceso PRO 2 V7; Ulrich (9)

f. *Utilidad Neta*

La Utilidad Neta viene a ser los ingresos (por ventas de gasolina, kerosene, diesel y residual) deducidos los costos de operación, depreciación e impuestos.

En el cuadro siguiente se muestra la diferencia en la Utilidad Neta entre los dos esquemas en estudio: Implementación de la Torre Pre-Flash cuando se procesa 15 000 BPSD y Esquema Actual de Fraccionamiento cuando se procesa 12 000 BPSD.

Cuadro 104. VARIACIÓN DE LA UTILIDAD NETA

	MUS\$/Año
Δ Ingresos	78 424,81
Δ Costos de Operación	78 197,77
Δ Utilidad de Operación	227,04
Δ Depreciación	60,01
Δ Renta Neta	167,03
Δ Impuesto a la Renta (30 % RN)	50,11
Δ UTILIDAD NETA	116,92

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

Observaciones:

- Según los resultados obtenidos en el cuadro anterior, si se implementa la Torre Pre-Flash en Operaciones Conchán y se procesa 15 000 BPSD se obtendría una utilidad de MUS\$ 116,92 mayor a la que se obtiene con el esquema actual, procesando 12 000 BPSD.

12.3.2 Evaluación de la Inversión diferencial

En la presente sección se determinará la rentabilidad del proyecto para lo cual será necesario realizar el cálculo diferencial de todos los costos del proyecto, tanto los costos de inversión como costos fijos y variables asociados a lo largo de la vida útil de la planta.

a. *Cálculo de Capital Fijo*

En esta sección se determinará la inversión que requiere el proyecto donde se describirá el gasto total necesario para comprar e instalar la Torre Pre-Flash y los equipos complementarios necesarios para su puesta en marcha.

En el cuadro 105 se resumen los resultados del cálculo del capital fijo requerido para el proyecto.

Análisis de los resultados:

- El coste de adquisición (C_p) de los equipos se cálculo a partir de las gráficas que se muestran los Apéndices 11 al 15, los cuales muestran el costo del equipo en función del área (intercambiadores y aerorefrigerante), potencia de eje (bombas) o longitud (acumulador y Torre Pre-Flash).
- Teniendo en cuenta los factores multiplicativos de cada unidad, se obtuvo el costo de modulo simple (C_{BM}) de los equipos, proyectando los valores obtenidos (1996) hacia julio de 2007, empleando el índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index).
- Puesto que las presiones y temperaturas de diseño de los equipos son moderadas, no hubo necesidad de correcciones por servicios intensos (F_p).
- Debido a la oxidación producida por acción de agentes ácidos como el cloruro de sodio, magnesio y calcio en el

tope de la Torre Pre-flash, el material del plato superior (incluyendo las válvulas correspondientes) y de los condensadores del equipo, deberán de ser de acero inoxidable, por lo que hubo que realizar correcciones por tipo de material a estos equipos (F_M).

- El Factor de Material (F_{BM}) fue calculado a partir de las gráficas mostradas en los Apéndices antes mencionados (10, 11, 12, 13 y 14). Dichas gráficas muestran el F_{BM} del equipo en función del producto del F_P por el F_M .
- El Costo de Modulo Simple (C_{BM}) para cada equipo fue calculado mediante la siguiente ecuación:

$$C_{BM} = C_P * F_{BM}$$

Solo para el caso del cálculo de C_{BM} para los platos de la Torre Pre-Flash se utilizó la siguiente ecuación:

$$C_{BM} = C_P * F_{BM} * N * f_q$$

Donde N es número de platos y f_q es el factor de cantidad de número de platos.

- El Costo Total de Modulo Simple (C_{TBM}) es la suma de los Costos de Módulos Simples (C_{BM}) de los equipos, calculados para el año de construcción.
- Los imprevistos y honorarios fueron considerados como el 18% del C_{TBM} .
- El Costo de Modulo Total (C_{TM}) es la suma del C_{TBM} + los imprevistos y honorarios el cual asciende a: MUS\$ 666.76.
- Para la Implementación de la Torre Pre-Flash no habrá necesidad de construcción de instalaciones auxiliares por lo que su valor es de \$ 0,0.
- El Capital Básico (C_{GR}) para la Implementación de la Torre Pre-Flash asciende a: MUS\$ 666,76.

Cuadro 105. RESUMEN COSTO CAPITAL

Identificación del equipo	Número	Unidades	Especificación equipo	Costo adquisición Cp (\$)	Año data	Índice año data	Factor presión Fp	Material F _M	Factor material F _{BM}	Costo modulo simple CBM año base (\$)	Costo modulo simple CBM año cálculo (\$)
Intercambiador de Calor	E-Interc. 1	m ²	75,90	12000,00	1996	382	1,00	1,70	4,1	49200,00	68738,32
	E-Interc.2	m ²	75,90	12000,00	1996	382	1,00	1,70	4,1	49200,00	68738,32
<u>137476,65</u>											
Aerorefrigerante	Aero.1	m ²	58,00	21500,00	1996	382	1,00	1,00	2,0	43000,00	60076,18
<u>60076,18</u>											
Bombas	Bomba.1-A	KW	32,00	12000,00	1996	382	1,00	1,80	4,1	49200,00	68738,32
	Bomba.1-B	KW	32,00	12000,00	1996	382	1,00	1,80	4,1	49200,00	68738,32
	Bomba.2	KW	5,00	6500,00	1996	382	1,00	1,80	4,1	26650,00	37233,26
<u>174709,91</u>											
Acumulador de Tope Bota	Acumulador.1	m	L=3.7, D=1.22	6000,00	1996	382	1,00	1,00	3,0	18000,00	25148,17
			H=1.1, D=0.25	2000,00	1996	382	1,00	1,00	3,0	6000,00	8382,72
<u>33530,89</u>											
Torre Pre-Flash	Torre Pre-Flash.1	m	H=1.68, D=0.92	4900,00	1996	382	1,00	4,00	9,20	45080,00	62982,19
Plato Superior			D=0.92	290,00	1996	382	N=1	f _q =3	2,00	1740,00	2430,99
Zona de Tope			H=3.05, D=0.92	8000,00	1996	382	1,00	1,00	3,00	24000,00	33530,89
Platos			D=0.92	290,00	1996	382	N=6	f _q =2.5	1,20	5220,00	7292,97
Zona de Fondos			H=4.27, D=1.22	11000,00	1996	382	1,00	1,00	3,00	33000,00	46104,97
Platos	D=1.22	330,00	1996	382	N=5	f _q =2.5	1,20	4950,00	6915,75		
<u>159257,76</u>											
Costo Total Módulo Simple										C _{TBM}	565051,38
Imprevistos y Honorarios										18% x C _{TBM}	101709,25
Costo del Módulo Total										C _{TM}	666760,63
Instalaciones auxiliares										30% x C _{TBM}	0,00
Capital Básico										C _{GR}	666760,63
										C _{GR} (M\$)	666,76

Fuente: Resultados simulación de proceso PRO 2 V7; Chemical Engineering Plant Cost Index.

b. Costo de Operación

Los costos operativos serán los mismos que los mostrados en el Cuadro 103 de la sección 12.3.1 del presente capítulo.

c. Utilidad neta

En el cuadro 106 se muestra el ingreso por concepto de ventas diferencial entre ambos esquemas en estudio para el horizonte de planeamiento del proyecto (10 años). La utilidad neta será igual a las utilidades por concepto de ventas menos el costo de operación de la planta, depreciación e impuestos.

d. Análisis de la Inversión

El análisis de la inversión diferencial del proyecto se basará en la determinación y el estudio de los indicadores económico financieros: Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y periodo de Recupero de los ahorros netos generados por el proyecto. Estos ahorros netos serán contrastados con la inversión inicial demandada por el proyecto y el valor actualizado de los costos anuales de operación y mantenimiento. Para el valor actual neto se usa una tasa de interés de acuerdo a la rentabilidad de los activos hoy, en este caso será de un 15%. Respecto a la tasa interna de retorno (TIR) se considerará apropiado una tasa de retorno mínima aceptable (TRMA) de un 15%. Utilizando los datos del flujo de caja se obtiene un TIR de 19,45%, por lo que es aceptado como rentable por las políticas recomendadas para la empresa. El Periodo de Recuperación es el tiempo en el cual el VPNA se hace cero, en otras palabras es el periodo en el cual se recupera la inversión. Es una medida de liquidez del proyecto.

Cuadro 106. ESTADO DE RESULTADOS

MUS\$	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Δ Ingresos	78 424,8	78 424,8	78 424,8	78 424,8	78 424,8	78 424,8	78 424,8	78 424,8	78 424,8	78 424,8
Δ Costos de Operación	78 197,8	78 197,8	78 197,8	78 197,8	78 197,8	78 197,8	78 197,8	78 197,8	78 197,8	78 197,8
Δ Utilidad de Operación	227,0	227,0	227,0	227,0	227,0	227,0	227,0	227,0	227,0	227,0
Δ Depreciación	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0
Δ Renta Neta	167,0	167,0	167,0	167,0	167,0	167,0	167,0	167,0	167,0	167,0
Δ Impuesto a la Renta (30 % RN)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
Δ UTILIDAD NETA	116,9									

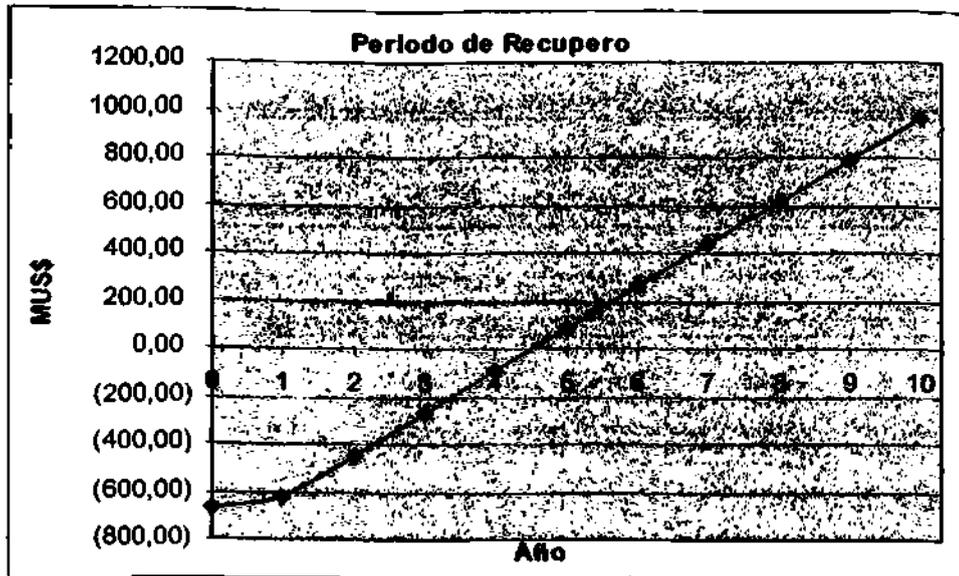
Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis.

Cuadro 107. EVALUACIÓN DE LA INVERSIÓN

MUS\$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	666,76	133,35	0	0	0	0	0	0	0	0	(133,35)
Valor de Rescate											(66,68)
Utilidad Neta		116,92	116,92	116,92	116,92	116,92	116,92	116,92	116,92	116,92	116,92
Depreciación		60,01	60,01	60,01	60,01	60,01	60,01	60,01	60,01	60,01	60,01
FNF	(666,76)	43,58	176,93	176,93	176,93	176,93	176,93	176,93	176,93	176,93	310,28
VAN	(666,76)	43,58	176,93	176,93	176,93	176,93	176,93	176,93	176,93	176,93	310,28
VAN acumulado	(666,76)	-623,18	-446,25	-269,32	-92,39	84,54	261,47	438,40	615,33	792,26	1 102,54

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

Figura 36. PERIODO DE RECUPERO



Observaciones:

- Se consideró evaluar el proyecto con inversión propia. Con los valores calculados de Flujo Neto de Fondos (FNF) para cada año se calculó el Valor Actual Neto (VAN), con una tasa de descuento del 15%.
- El VAN al cabo de los 10 años de vida estimado del proyecto, asciende a MUS\$ 1 102,54.
- La inversión inicial se superará al cabo de los 4 años y medio (54 meses) de iniciado el proyecto.
- Con los resultados obtenidos podemos concluir que el proyecto es económicamente rentable.

12.4 Evaluación de la reducción del consumo de combustible en los hornos de procesos.

En los siguientes cuadros se resume el efecto de la implementación de la Torre Pre-Flash respecto al consumo de combustible en los Hornos de procesos cuando se procesan 12 000 BPSD de crudos Loreto y COE:

Cuadro 108. DIFERENCIA EN EL CONSUMO DE COMBUSTIBLE EN LOS HORNOS DE PROCESO ESQUEMA ACTUAL Y CON TORRE PRE-FLASH

CRUDO LORETO			
	A. Esquema actual a 12 000 BPSD	B. Esquema con Pre-Flash a 12 000 BPSD	Diferencia ((B-A) / (A)) x 100%
Consumo de combustible F-1 (m ³ /s)	0,000154	0,000139	-9,7%
Consumo de combustible F-2 (m ³ /s)	0,000168	0,000156	-7,1%
Consumo de combustible total (m³/s)	0,000322	0,000294	-8,7%

COE			
	A. Esquema actual a 12 000 BPSD	B. Esquema con Pre-Flash a 12 000 BPSD	Diferencia ((B-A) / (A)) x 100%
Consumo de combustible F-1 (m ³ /s)	0,000152	0,000134	-11,8%
Consumo de combustible F-2 (m ³ /s)	0,000166	0,000151	-9,0%
Consumo de combustible total (m³/s)	0,000318	0,000285	-10,4%

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

En este cuadro se puede apreciar que el consumo de combustible se reduce significativamente con la implementación de la Torre Pre-Flash lo cual se verá reflejado económicamente.

Cuadro 109. VARIACIÓN EN EL COSTO DE COMBUSTIBLE EN EL ESQUEMA ACTUAL Y ESQUEMA CON TORRE PRE-FLASH

CRUDO LORETO			
	Esquema actual a 12 000 BPSD	Esquema con Pre-Flash a 12 000 BPSD	Δ Consumo Combustible MUS\$/Año
Costo de Combustible PI N° 6	3 716,75	3 393,55	-323,20

COE			
	Esquema actual a 12 000 BPSD	Esquema con Pre-Flash a 12 000 BPSD	Δ Consumo Combustible MUS\$/Año
Costo de Combustible PI N° 6	3 670,58	3 289,67	-380,91

Fuente: Cuadro resumen elaborado para la presente tesis

Observaciones:

- Precios del Combustible PI N° 6 usado en los cálculos es de 371,10 \$/m³ según Osinerg (julio del 2007).
- La mejora económica derivada de la optimización del proceso será de MUS\$ 323,20 cuando se procese crudo Loreto y MUS\$ 380,91 cuando se procese Crudo Oriente Ecuatoriano.

XIII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- 1. De acuerdo a las evaluaciones realizadas en los ítems IX.1 y XI.4.1 correspondientes a los cálculos de caída de presión desde las bombas de carga hasta el inicio de los trenes de intercambio de calor, las mayores pérdidas de carga se dan en el circuito de transporte N° 2. Asimismo, las pérdidas de carga se incrementan significativamente en la medida que el transporte de crudo se realice a menores temperaturas, por lo que se recomienda mantener el precalentamiento del crudo antes de su transporte. Esto se consigue alineando parte del suministro hacia el proceso de desalado dado que la carga es precalentada hasta aproximadamente 82°C antes de ingresar a la Desaladora electrostática.**

- 2. Según las evaluaciones desarrolladas en los ítems IX.2, X.7.2 y XI.4.2 correspondientes a los cálculos de caída de presión en los trenes de intercambio de calor, las mayores pérdidas de carga son generadas en el tren de intercambio de calor N°1, siendo el intercambiador E-2 el de mayor incidencia debido a que allí se genera la más alta caída de presión en dicho tren. Cuando se procesan cargas de 12 000 BPSD de crudo Loreto en Planta, las pérdidas de carga por el intercambiador E-2 se encuentran en el orden de los 4,7 kg/cm²; mientras que en el hipotético caso de procesar cargas de 15 000 BPSD (considerando la implementación de una torre Pre-Flash), las pérdidas de carga por dicho intercambiador llegaría a alcanzar el orden de los 7,0 kg/cm². Por ello, se recomienda reemplazar este intercambiador por otro del tipo carcasa-tubos, cuyas características mecánicas sean apropiadas para el proceso de manera que genere una menor caída de presión, manteniendo o superando la tasa de transferencia de calor del intercambiador en cuestión.**

3. Las bombas de carga P-1 y P-1B, funcionando en paralelo, son suficientes para asegurar cargas superiores a los 12 000 BPSD de procesamiento de crudo en la Refinería Conchán. No se requiere instalar nuevas bombas de carga en el eventual caso de incrementar carga a Planta hasta el nivel evaluado de 15 000 BPSD.
4. Las mayores tasas de transferencia de calor se dan en el tren de intercambio N° 2 (5 794 kjoules/s para el crudo Loreto y 5 611 kjoules/s para el crudo Oriente Ecuatoriano considerando una carga de 12 000 BPSD) respecto del tren de intercambio N° 1 (3 335 kjoules/s para el crudo Loreto y 3 417 kjoules/s para el crudo Oriente Ecuatoriano considerando la misma carga de 12 000 BPSD); de este modo el crudo que pasa por el tren N° 2 (aproximadamente el 60% de la carga) incrementa su temperatura desde 23,9°C hasta 240°C mientras que el crudo que pasa por el tren N° 1 incrementa su temperatura desde 23,9°C hasta 220°C en promedio.
5. La implementación de la torre Pre-Flash es una alternativa técnicamente superior a la implementación de un Recipiente Flash para resolver el problema actual de inundación en la columna de destilación primaria dado que la fracción vaporizada no retorna a la columna, de esta manera se reduce el congestionamiento de flujos en los platos superiores a la zona de carga. Asimismo, permite considerables mejoras adicionales, como la reducción del consumo de combustible en los hornos de proceso y el incremento de la capacidad de procesamiento de crudo en la columna de destilación primaria hasta los 15 000 BPSD.
6. Del mismo modo, se ha demostrado que la implementación de la torre Pre-Flash es económicamente viable, teniendo un tiempo de retorno promedio de 4 años y medio (54 meses) y un valor neto actual a diez años de MUS\$ 1 102,54.

7. Para hacer sostenible técnicamente el proyecto de implementación de la torre Pre-Flash es necesario considerar la instalación de equipos adicionales, estos son:

Dos intercambiadores de carcasa-tubo para la transferencia de calor entre los vapores calientes de gasolina que salen del tope de la torre Pre-Flash y el crudo frío del tren de intercambio N° 1.

Un aerorefrigerante para el enfriamiento del líquido (gasolina) empleado como reflujo de tope de la Torre Pre-Flash.

Dos bombas centrífugas para el bombeo de los líquidos de fondo de la Torre Pre-Flash hacia los hornos de proceso y columna de destilación primaria.

Un acumulador de tope (recipiente horizontal, con salida de gases incondensables por el tope, salida de hidrocarburos líquidos por rebose y salida de agua por una pierna colectora ubicada en el fondo del recipiente).

Una bomba para el reflujo de gasolina a la Torre Pre-Flash y despacho de gasolina al pool correspondiente.

Instrumentos de medición y control, servicios de electricidad, sistemas de drenajes, vapor de agua saturada a 100 psig (como vapor despojante) e inhibidor de corrosión para la protección del sistema de tope.

8. La capacidad máxima de procesamiento de crudo considerando la implementación de la torre Pre-Flash será de 15 000 BPSD; teniendo como principal limitante la capacidad de calentamiento en los hornos de proceso ya que a este nivel de carga los hornos estarían trabajando a máxima capacidad.
9. En el caso que la refinería Conchán no esté en condiciones de hacer las inversiones requeridas para ampliar la planta y aumentar el volumen actual de procesamiento, la alternativa del Recipiente Flash representa una solución técnica al problema de inundación de los platos. La inversión económica estimada para esta alternativa asciende a MU\$ 325.

XIV. BIBLIOGRAFÍA

1. NELSON, Wilbur.L. "Petroleum Refinery Engineering". 4° edición. Mc Graw-Hill Book Companies. Estados Unidos de América. 1958. Capítulos 7 y 16.
2. WUITHIER, Pierre, "El petróleo, Refino y Tratamiento químico". Tomo I. Ediciones Cepsa S.A., España. 1971. Capítulo III.1.
3. PERRY, Robert H. "Perry's Chemical Engineers' Handbook". 7° edición. Mc Graw-Hill Companies. Estados Unidos de América. 1999. Secciones 4, 10, 11 y 13.
4. TURTON, Richard. "Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes". 2° edición. Editorial Pearson. Estados Unidos de América. 2003. Capítulos 2 y 3.
5. ULRICH, Gael D. "Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química". 1° edición. Mc Graw-Hill Companies. México. 1992. Capítulos 1 y 2.
6. HEALD, Charles C. "Cameron Hydraulic Data". 18° edición. Ingersoll-Dresser Pump Co. Estados Unidos de América. 1994. Páginas 1-4 a 3-11.
7. KUONG, Javier F. "Applied Nomography". Volumen I. Gulf Publishing Company. Estados Unidos de América. 1965. Páginas 10, 15, 40, 50, 81.
8. CAVASENO, Vincent & The Staff of Chemical Engineers. "Process Heat Exchange". Mc Graw-Hill Publications. Estados Unidos de América. 1979. Capítulos 2 y 3.

9. UOP Engineering Design Seminar. "Fractionation Binary, Fractionation Multicomponent, Tray Sizing, Separators & Drums". Tomo IV. Editado por UOP. Estados Unidos de América. 1995. Capítulos 3 y 4.

XV. APÉNDICES

**APÉNDICE 1: NOMOGRAFÍA PARA PREDECIR RATIOS DE EQUILIBRIO DE
HIDROCARBUROS EN RANGOS DE BAJA PRESIÓN**

**APÉNDICE 2: NOMOGRAFÍA PARA HIDROCARBUROS ALIFÁTICOS A 10
PSIA**

**APÉNDICE 3: CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA TORRE PRE-FLASH,
INUNDACIÓN Y CAÍDAS DE PRESIÓN**

APÉNDICE 4: FACTORES DE CAPACIDAD DE GLITSCH

APÉNDICE 5: APROXIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

**APÉNDICE 6: RATIOS PARA DETERMINAR LA LONGITUD DEL
VERTEDERO Y EL ANCHO DE LA BAJANTE**

**APÉNDICE 7: GRÁFICO PARA DETERMINAR CAÍDAS DE PRESIÓN AL
INTERIOR DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN**

**APÉNDICE 8: CALORES ESPECÍFICOS PARA MEZCLAS DE PETRÓLEOS
LÍQUIDOS**

APÉNDICE 9: GRAVEDAD ESPECÍFICA DE FRACCIONES DE PETRÓLEO

**APÉNDICE 10: TABLA DE NECESIDADES DE OPERADORES PARA
DIVERSOS TIPOS DE EQUIPOS DE PROCESO**

APÉNDICE 11: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE COMPRA DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

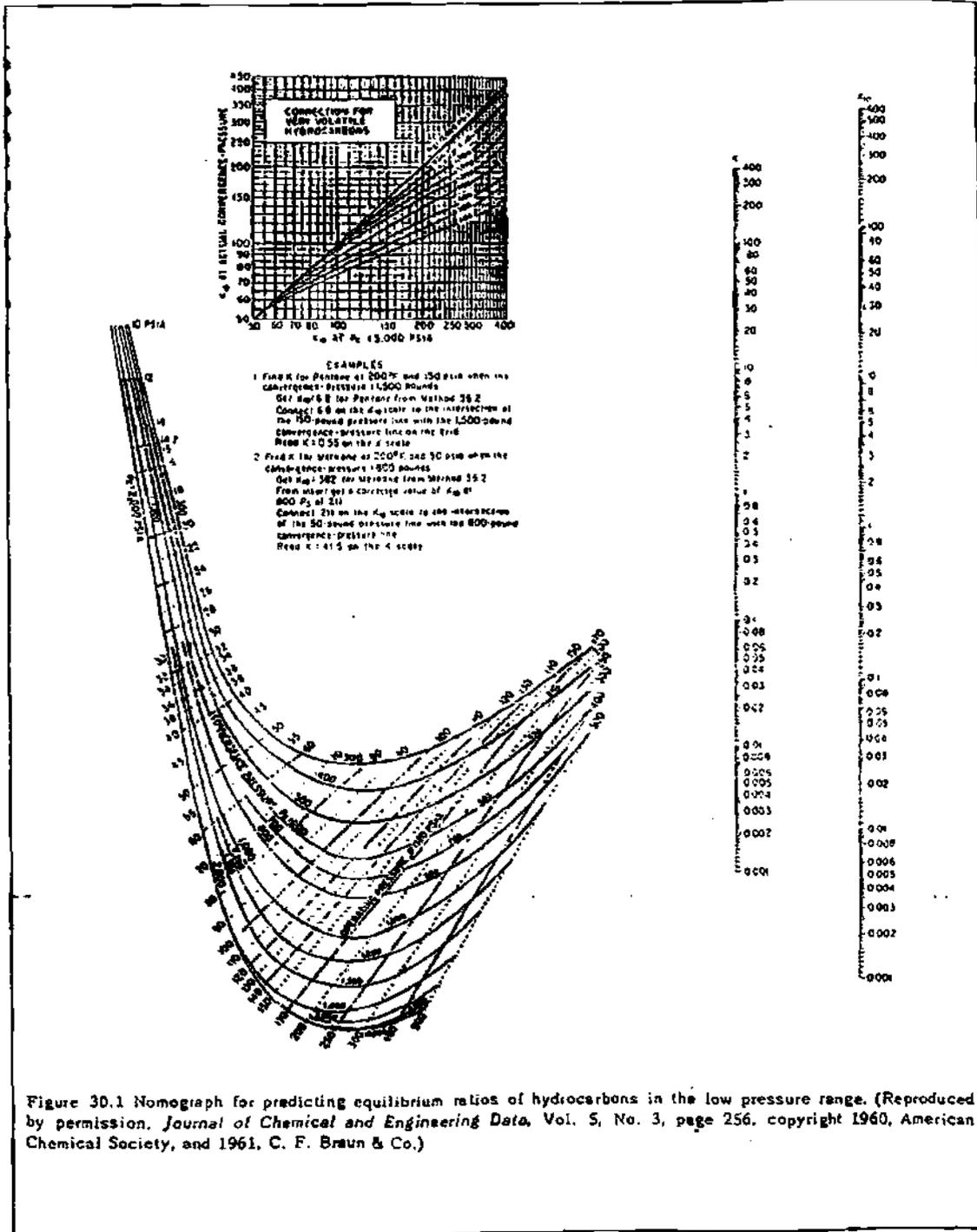
APÉNDICE 12: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE COMPRA DE AEROREFRIGERANTES

APÉNDICE 13: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE COMPRA DE BOMBAS

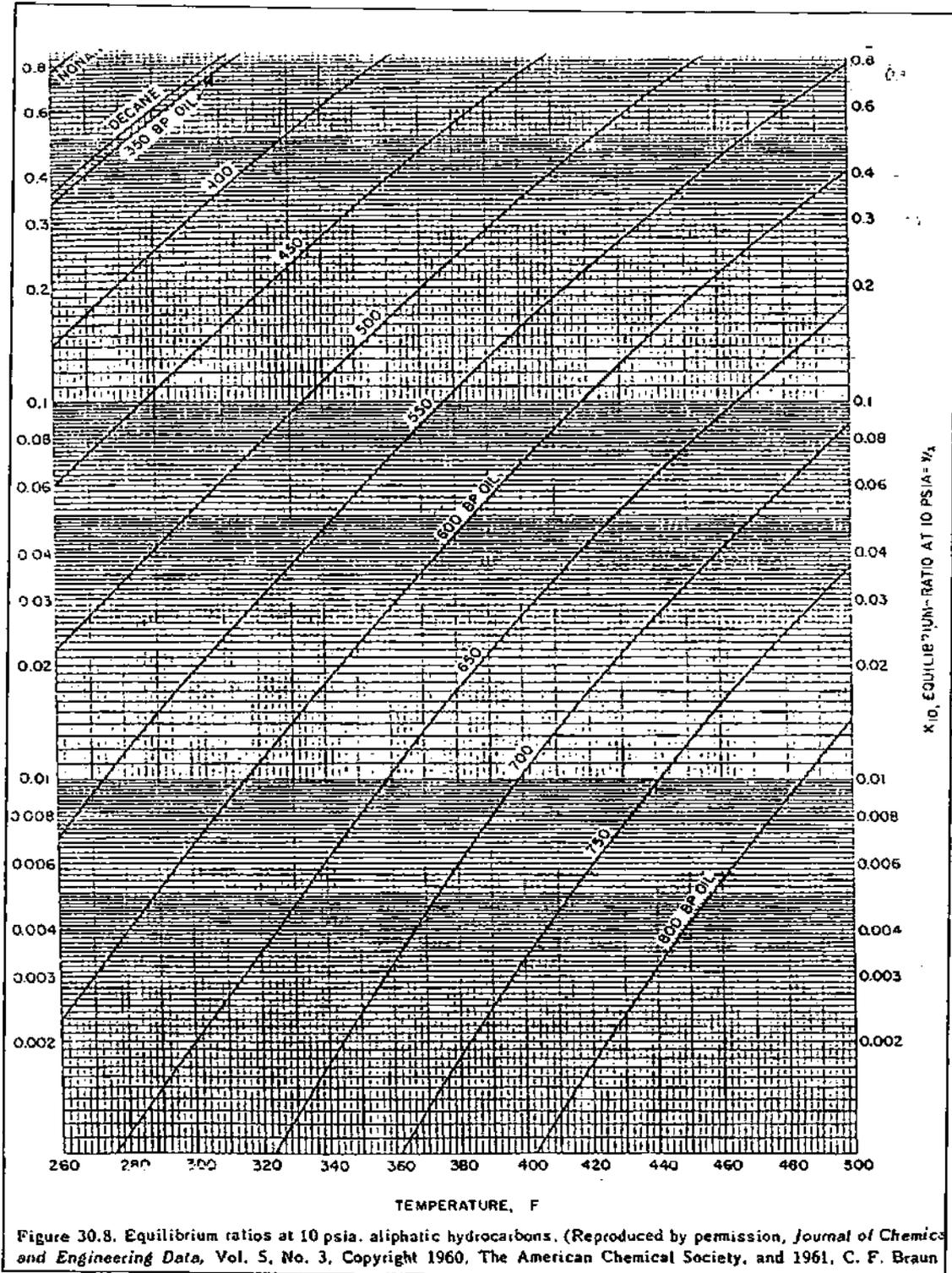
APÉNDICE 14: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE COMPRA DE ACUMULADORES

APÉNDICE 15: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE COMPRA DE TORRE PRE-FLASH

APÉNDICE 1: NOMOGRAFÍA PARA PREDECIR RATIOS DE EQUILIBRIO DE HIDROCARBUROS EN RANGOS DE BAJA PRESIÓN



APÉNDICE 2: NOMOGRAFÍA PARA HIDROCARBUROS ALIFÁTICOS A 10 PSIA



APÉNDICE 3: CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA TORRE PRE-FLASH, INUNDACIÓN Y CAÍDAS DE PRESIÓN

Dado que la mayoría de las ecuaciones indicadas por Glitsch consideran unidades en el sistema inglés, los cálculos presentados en este apéndice se mantendrán en dicho sistema, sin embargo los resultados más relevantes serán mostrados también en unidades del sistema internacional (SI).

De otro lado, considerando que existen flujos de líquidos significativamente menores en la zona de enriquecimiento que en los fondos de columna, se establecerá dos diámetros, uno menor para la zona de tope y otro mayor para la zona de fondos.

Crudo Loreto:

<u>FLUJOS NETOS DE VAPOR (POR ETAPA)</u>						
ETAPA	PESO MOLEC.	DENSIDAD ACTUAL kg/m ³	FLUJO MASICO M kg/día	CAUDAL M std m ³ /día	CAUDAL M m ³ /día	
1	60,15	2,29	4,79	1,89	2,10	
2	99,66	6,09	172,93	41,11	28,39	
3	105,51	6,17	185,89	41,74	30,15	
4	109,17	6,20	182,59	39,62	29,44	
5	110,99	6,13	174,44	37,23	28,46	
6	107,78	5,43	137,62	30,25	25,34	
7	100,24	5,04	27,86	6,59	5,53	
8	90,31	4,53	17,18	4,51	3,79	

<u>FLUJOS NETOS DE LIQUIDOS (POR ETAPA)</u>						
ETAPA	PESO MOLEC.	DENSIDAD ACTUAL kg/m ³	FLUJO MASICO M kg/día	CAUDAL std m ³ /día	CAUDAL gpm	
1	104,14	652,52	73,87	104,38	20,77	
2	117,97	648,69	86,82	114,67	24,55	
3	129,16	668,59	83,52	105,73	22,92	
4	138,10	677,54	75,37	93,40	20,41	
5	153,62	691,57	38,55	46,64	10,23	
6	320,52	816,42	1 722,02	1 805,61	386,95	
7	323,82	819,35	1 711,34	1 790,97	383,17	
8	328,69	823,51	1 695,30	1 769,43	377,66	

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA ZONA DE TOPE

(Platos teóricos de 2 a 5)

Caudal de vapor =	12,32 pie ³ /s	(flujos de la etapa 3)
Densidad del vapor =	0,38 lb/pie ³	
Caudal de líquido =	22,92 gpm	
Densidad del líquido =	41,74 lb/pie ³	
Factor del Sistema =	0,85	

1) Velocidad de diseño de la bajante, VD_{dsg} .-

Ec. (13), VD_{dsg} =	212,5 gpm/pie ²
Ec. (14), VD_{dsg} =	224,1 gpm/pie ²
Ec. (15), VD_{dsg} =	200,8 gpm/pie ²

Se elige el valor más pequeño de estas ecuaciones, entonces:

$$VD_{dsg} = 200,8 \text{ gpm/pie}^2$$

2) Factor de capacidad de vapor, CAF.-

De la figura del Apéndice 4:

(a) CAF_0 =	0,45
(b) CAF_0 =	> 0,55

Se selecciona el menor valor, CAF_0 = 0,45
Factor de capacidad de vapor, CAF = 0,38

3) Estimación inicial del Diámetro de la Columna.-

$$V_{carga} = 1,189 \text{ pie}^3/\text{s}$$

De la figura del Apéndice 5:

Diámetro inicial =	2 pie (Platos de paso simple)
FPL (preliminar) =	18 pulgadas
Area efectiva mínima, AAM =	4,255 pie ²
Area mínima de la bajante, ADM =	0,152 pie ² (factor de inundación: 0.75)
Relación ADM/AAMx100% =	3,6% < 11% (criterio de aceptación)

Dado que la relación ADM/AAM es menor al 11%, Glitsch recomienda que se considere un área de la bajante igual al doble del área mínima calculada (ADM).

Área preliminar de la bajante, ADM = 0,304 pie²

4) Área de la Columna.-

Se debe elegir el resultado mayor de las siguientes ecuaciones:

Ec. (21) Área de la columna, ATM = 4,559 pie²

Ec. (22) Área de la columna, ATM = 5,313 pie²

Se elige el valor más alto de estas ecuaciones, entonces:

Área total mínima, ATM = 5,313 pie²

Diámetro de la columna, D = 2,601 pie
(se toma en cuenta el entero superior) = 3,0 pie = 0,914 m

Área total de la columna, AT = 7,069 pie² = 0,657 m²

Área total de la bajante, AD = 0,40 pie² = 0,038 m²

Relación AD/ATx100% = 5,73% < 10% (criterio de aceptación)

Sin embargo, en caso de bajo caudal de líquidos, es posible que la relación AD/AT no alcance el 10%.

AD/AT = 0.0573 aprox:

Relación H/D = 0,1065
Ancho de la bajante, H = 0,32 pie
Ancho de la bajante, H = 4 pulg = 0,097 m

Relación L/D = 0,6170
Longitud del vertedero, L = 1,85 pie
Longitud del vertedero, L = 22 pulg = 0,564 m

Altura de vertedero = 2 pulg = 0,051 m

Longitud de paso de flujo, FPL = 28,3 pulg = 0,720 m

Área efectiva, AA = 6,3 pie² = 0,581 m²

5) Porcentaje de inundación

% inundación = 51,7%

6) Caída de presión

Número de válvulas por plato =	75
Área hueca, A_H =	0,96 pie ²
Paso de vapor por área hueca, V_H =	12,9 pie/s
$V_H^2 * (D_v / D_L)^2$ =	1,53

De la figura del Apéndice 7:

(a) ΔP válvulas parcialmente abiertas =	1,25 pulgadas de líquido
(b) ΔP válvulas totalmente abiertas =	1,30 pulgadas de líquido
(consideramos un espesor de bandeja de 0.134 pulgadas y un espesor de válvulas de 0.060 pulg)	

Se elige el valor más alto de estas ecuaciones, entonces:

ΔP vapor =	1,30 pulgadas de líquido	
ΔP total (Eq 1 + Eq 2) =	2,5 pulgadas de líquido	
ΔP (caída de presión por plato) =	0,06 psi =	0,0043 kg/cm ²

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA ZONA DE FONDOS

(Platos teóricos de 6 a 8)

Caudal de vapor =	10,36 pie ³ /s	(flujos de la etapa 6)
Densidad del vapor =	0,34 lb/pie ³	
Caudal de líquido =	386,9 gpm	
Densidad del líquido =	50,97 lb/pie ³	

Factor del Sistema= 0,85

1) Velocidad de diseño de la bajante, VD_{dsg} .-

Ec. (13), VD_{dsg} =	212,5 gpm/pie ²
Ec. (14), VD_{dsg} =	248,0 gpm/pie ²
Ec. (15), VD_{dsg} =	222,2 gpm/pie ²

Se elige el valor más pequeño de estas ecuaciones, entonces:

$VD_{dsg} = 212,5 \text{ gpm/pie}^2$

2) Factor de capacidad de vapor, CAF.-

De la figura del Apéndice 4:

(a) $CAF_0 =$	0,45
(b) $CAF_0 =$	> 0,55

Se selecciona el menor valor, $CAF_0 = 0,45$

Factor de capacidad de vapor, CAF = 0,38

3) Estimación inicial del Diámetro de la Columna.-

$V_{carga} = 0,848 \text{ pie}^3/\text{s}$

De la figura del Apéndice 5:

Diámetro inicial =	3,5 pie (Platos de paso simple)
FPL (preliminar) =	31,5 pulgadas
Area efectiva mínima; AAM =	6,223 pie ²
Area mínima de la bajante, ADM =	2,428 pie ² (factor de inundación: 0.75)
Relación ADM/AAMx100% =	39,0% > 11% (criterio de aceptación)

4) Área de la Columna.-

Se debe elegir el resultado mayor de las siguientes ecuaciones:

Ec. (21) Área de la columna, ATM = 11,079 pie²

Ec. (22) Área de la columna, ATM = 3,788 pie²

Se elige el valor más alto de estas ecuaciones, entonces:

Área total mínima, ATM = 11,079 pie²

Diámetro de la columna, D = 3,756 pie
(se toma en cuenta el entero superior) = 4,0 pie = 1,219 m

Área total de la columna, AT = 12,566 pie² = 1,167 m²

Área total de la bajante, AD = 2,754 pie² = 0,256 m²

Relación AD/ATx100% = 21,9% > 10% (criterio de aceptación).

AD/AT = 0.2190 aprox:

Relación H/D = 0,2710
Ancho de la bajante, H = 1,08 pie
Ancho de la bajante, H = 13 pulg = 0,330 m

Relación L/D = 0,8890
Longitud del vertedero, L = 3,56 pie
Longitud del vertedero, L = 43 pulg = 1,084 m

Altura de vertedero = 2 pulg = 0,051 m

Longitud de paso de flujo, FPL = 22,0 pulg = 0,558 m

Área efectiva, AA = 7,06 pie² = 0,656 m²

5) Porcentaje de Inundación

% inundación = 55,6%

6) Caída de presión

Número de válvulas por plato = 85

Área hueca, A_H = 1,08 pie²

Paso de vapor por área hueca, V_H = 9,6 pie/s

V_H² * (D_v / D_L) = 0,6

De la figura del Apéndice 7:

- (a) ΔP válvulas parcialmente abiertas = 0,5 pulgadas de líquido
(b) ΔP válvulas totalmente abiertas = 0,95 pulgadas de líquido
(consideramos un espesor de bandeja de 0.134 pulgadas y un espesor de válvulas de 0.060 pulg)

Se elige el valor más alto de estas ecuaciones, entonces:

ΔP vapor = 0,95 pulgadas de líquido

ΔP total = 3,5 pulgadas de líquido

ΔP (caída de presión por plato) = 0,10 psi = 0,0072 kg/cm²

COE:

<u>FLUJOS NETOS DE VAPOR (POR ETAPA)</u>					
ETAPA	PESO MOLEC.	DENSIDAD ACTUAL kg/m ³	FLUJO MASICO M kg/día	CAUDAL M std m ³ /día	CAUDAL M m ³ /día
1	59,50	2,26	8,90	3,54	3,93
2	101,17	6,37	220,86	51,72	34,67
3	107,54	6,50	243,59	53,66	37,49
4	111,59	6,57	240,98	51,16	36,69
5	113,80	6,53	232,22	48,34	35,57
6	111,38	5,84	184,10	39,16	31,52
7	103,26	5,40	31,55	7,24	5,84
8	93,16	4,86	19,07	4,85	3,92

<u>FLUJOS NETOS DE LIQUIDOS (POR ETAPA)</u>					
ETAPA	PESO MOLEC.	DENSIDAD ACTUAL kg/m ³	FLUJO MASICO M kg/día	CAUDAL std m ³ /día	CAUDAL gpm
1	105,13	653,47	97,58	137,81	27,40
2	119,09	637,09	120,30	160,74	34,64
3	130,11	650,47	117,70	152,06	33,19
4	138,67	656,58	108,93	138,26	30,44
5	152,82	667,67	60,82	75,62	16,71
6	322,21	789,68	1 647,19	1 776,27	382,66
7	326,20	792,95	1 634,71	1 759,18	378,20
8	331,85	797,37	1 616,82	1 735,14	371,99

<u>CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA ZONA DE TOPE</u> (Platos teóricos de 2 a 5)		
Caudal de vapor =	15,32 pie ³ /s	(flujos de la etapa 3)
Densidad del vapor =	0,41 lb/pie ³	
Caudal de líquido =	33,19 gpm	
Densidad del líquido =	40,61 lb/pie ³	
Factor del Sistema =	0,85	
1) Velocidad de diseño de la bajante, VD_{dsq}.-		
Ec. (13), VD _{dsq} =	212,5 gpm/pie ²	
Ec. (14), VD _{dsq} =	221,0 gpm/pie ²	
Ec. (15), VD _{dsq} =	198,0 gpm/pie ²	
Se elige el valor más pequeño de estas ecuaciones, entonces:		
VD _{dsq} =	198,0 gpm/pie ²	

2) Factor de capacidad de vapor, CAF.-

De la figura del Apéndice 4:

(a) $CAF_0 = 0,45$
(b) $CAF_0 = > 0,55$

Se selecciona el menor valor, $CAF_0 = 0,45$
Factor de capacidad de vapor, $CAF = 0,38$

3) Estimación inicial del Diámetro de la Columna.-

$V_{carga} = 1,539 \text{ pie}^3/\text{s}$

De la figura del Apéndice 5:

Diámetro inicial = 2,5 pie (Platos de paso simple)

FPL (preliminar) = 22,5 pulgadas

Area efectiva mínima, AAM = 5,566 pie^2

Area mínima de la bajante, ADM = 0,224 pie^2 (factor de inundación: 0.75)
Relación $ADM/AAM \times 100\% = 4,0\% < 11\%$ (criterio de aceptación)

Dado que la relación ADM/AAM es menor al 11%, Glitsch recomienda que se considere un área de la bajante igual al doble del área mínima calculada (ADM).

Area preliminar de la bajante, ADM = 0,447 pie^2

4) Área de la Columna.-

Se debe elegir el resultado mayor de las siguientes ecuaciones:

Ec. (21) Area de la columna, ATM = 6,013 pie^2

Ec. (22) Area de la columna, ATM = 6,879 pie^2

Se elige el valor más alto de estas ecuaciones, entonces:

Área total mínima, ATM = 6,879 pie^2

Diámetro de la columna, D = 2,959 pie
(se toma en cuenta el entero superior) = 3,0 pie = 0,914 m

Área total de la columna, AT = 7,069 $\text{pie}^2 = 0,657 \text{ m}^2$

Área total de la bajante, AD = 0,46 $\text{pie}^2 = 0,043 \text{ m}^2$

Relación $AD/AT \times 100\% = 6,50\% < 10\%$ (criterio de aceptación).

Sin embargo, en caso de bajo caudal de líquidos, es posible que la relación AD/AT no alcance el 10%.

AD/AT = 0.0650 aprox:

Relación H/D =	0,1165	
Ancho de la bajante, H =	0,35 pie	
Ancho de la bajante, H =	4 pulg =	0,107 m
Relación L/D =	0,6416	
Longitud del vertedero, L =	1,92 pie	
Longitud del vertedero, L =	23 pulg =	0,587 m
Altura de vertedero =	2 pulg =	0,051 m
Longitud de paso de flujo, FPL =	27,6 pulg =	0,701 m
Área efectiva, AA =	6,15 pie ² =	0,571 m ²

5) Porcentaje de inundación

% inundación = 68,4%

6) Caída de presión

Número de válvulas por plato =	74
Área hueca, A _H =	0,94 pie ²
Paso de vapor por área hueca, V _H =	16,3 pie/s
V _H ² * (D _v / D _L) =	2,65

De la figura del Apéndice 7:

- (a) ΔP válvulas parcialmente abiertas = 2,20 pulgadas de líquido
- (b) ΔP válvulas totalmente abiertas = 1,60 pulgadas de líquido
(consideramos un espesor de bandeja de 0.134 pulgadas y un espesor de válvulas de 0.060 pulg)

Se elige el valor más alto de estas ecuaciones, entonces:

Δ P vapor =	2,20 pulgadas de líquido
Δ P total (Eq 1 + Eq 2) =	3,5 pulgadas de líquido
Δ P (caída de presión por plato) =	0,08 psi = 0,0058 kg/cm ²

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA ZONA DE FONDOS

(Platos teóricos de 6 a 8)

Caudal de vapor =	12,88 pie ³ /s	(flujos de la etapa 6)
Densidad del vapor =	0,36 lb/pie ³	
Caudal de líquido =	382,7 gpm	
Densidad del líquido =	49,30 lb/pie ³	
Factor del Sistema =	0,85	

1) Velocidad de diseño de la bajante, VD_{dsg} .-

Ec. (13), VD_{dsg} =	212,5 gpm/pie ²
Ec. (14), VD_{dsg} =	243,8 gpm/pie ²
Ec. (15), VD_{dsg} =	218,5 gpm/pie ²

Se elige el valor más pequeño de estas ecuaciones, entonces:

$$VD_{dsg} = 212,5 \text{ gpm/pie}^2$$

2) Factor de capacidad de vapor, CAF.-

De la figura del Apéndice 4:

(a) CAF_0 =	0,45
(b) CAF_0 =	> 0,55

Se selecciona el menor valor, CAF_0 = 0,45

Factor de capacidad de vapor, CAF = 0,38

3) Estimación inicial del Diámetro de la Columna.-

$$V_{cwg} = 1,112 \text{ pie}^3/\text{s}$$

De la figura del Apéndice 5:

Diámetro inicial =	3,5 pie (Platos de paso simple)
FPL (preliminar) =	31,5 pulgadas
Area efectiva mínima, AAM =	7,109 pie ²
Area mínima de la bajante, ADM =	2,401 pie ² (factor de inundación: 0.75)
Relación ADM/AAMx100% =	33,8% > 11% (criterio de aceptación)

4) Área de la Columna.-

Se debe elegir el resultado mayor de las siguientes ecuaciones:

Ec. (21) Area de la columna, ATM = 11,911 pie²
 Ec. (22) Area de la columna, ATM = 4,970 pie²

Se elige el valor más alto de estas ecuaciones, entonces:

Área total mínima, ATM = 11,911 pie²
Diámetro de la columna, D = 3,894 pie
 (se toma en cuenta el entero superior) = **4,0 pie = 1,219 m**
Área total de la columna, AT = 12,566 pie² = **1,167 m²**
Área total de la bajante, AD = 2,533 pie² = **0,235 m²**
 Relación AD/ATx100% = 20,2% > 10% (criterio de aceptación)

AD/AT = 0.2020 aprox:

Relación H/D = 0,2560
 Ancho de la bajante, H = 1,02 pie
Ancho de la bajante, H = 12 pulg = 0,312 m

Relación L/D = 0,8728
 Longitud del vertedero, L = 3,49 pie
Longitud del vertedero, L = 42 pulg = 1,064 m

Altura de vertedero = 2 pulg = 0,051 m

Longitud de paso de flujo, FPL = 23,4 pulg = 0,595 m

Área efectiva, AA = 7,5 pie² = 0,697 m²

5) Porcentaje de inundación

% inundación = 62,8%

6) Caída de presión

Número de válvulas por plato = 90

Área hueca, A_H = 1,15 pie²

Paso de vapor por área hueca, V_H = 11,2 pie/s

V_H² * (D_v / D_L) = 0,9

De la figura del Apéndice 7:

- (a) ΔP válvulas parcialmente abiertas = 0,75 pulgadas de líquido
(b) ΔP válvulas totalmente abiertas = 1,20 pulgadas de líquido
(consideramos un espesor de bandeja de 0.134 pulgadas y un espesor de válvulas de 0.060 pulg)

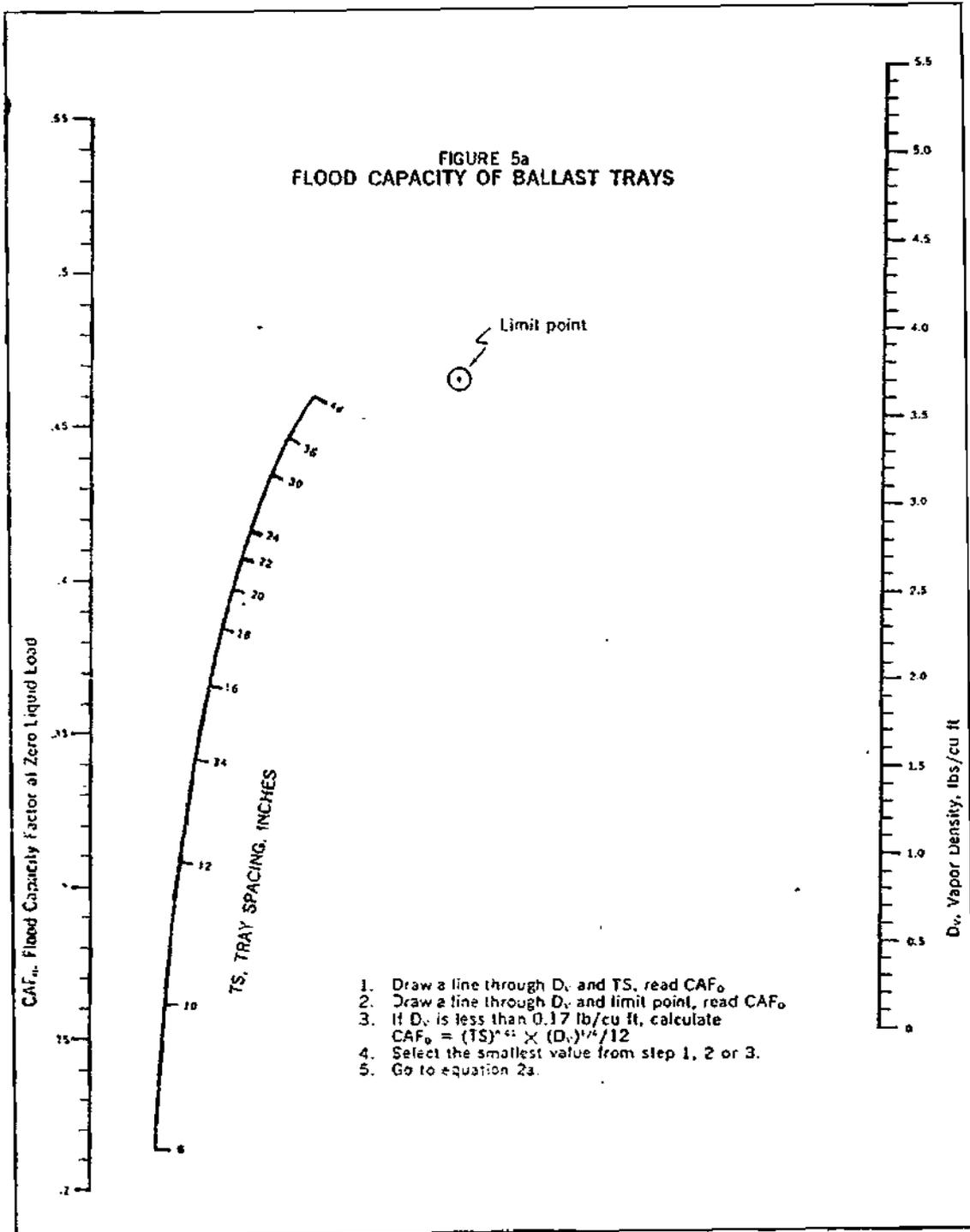
Se elige el valor más alto de estas ecuaciones, entonces:

ΔP vapor = 1,20 pulgadas de líquido

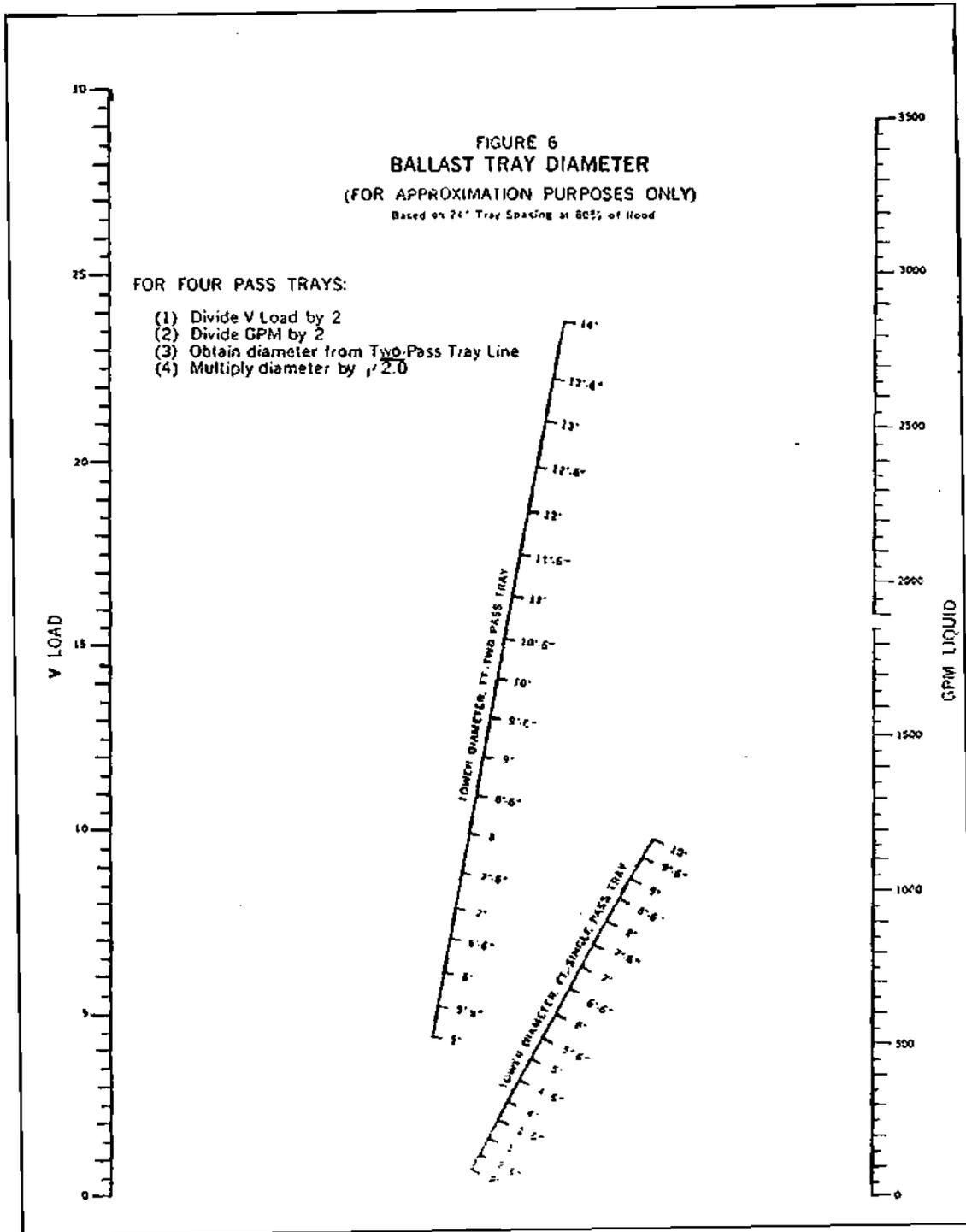
ΔP total = 3,7 pulgadas de líquido

ΔP (caída de presión por plato) = 0,11 psi = 0,0075 kg/cm²

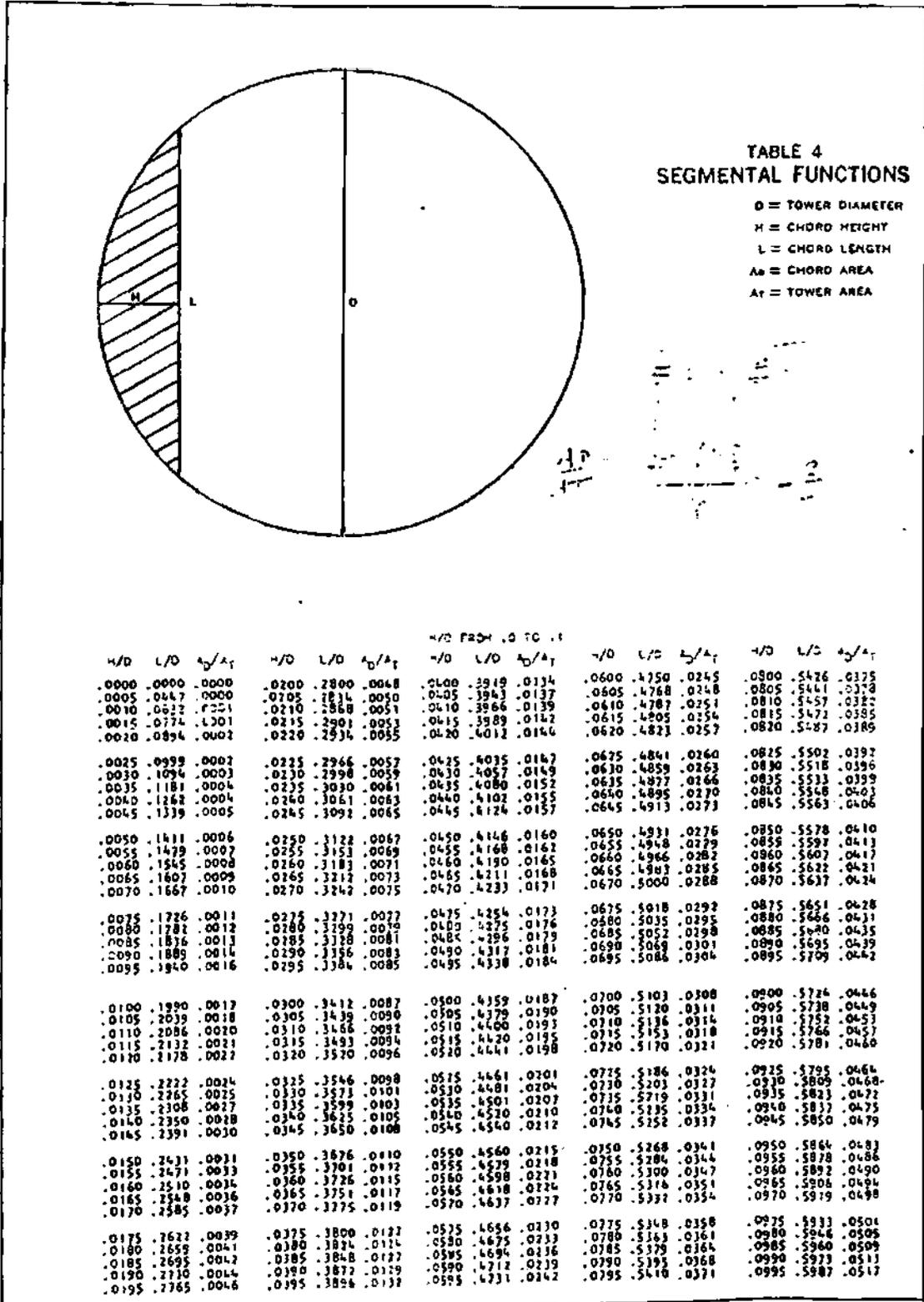
APÉNDICE 4: FACTORES DE CAPACIDAD DE GLITSCH



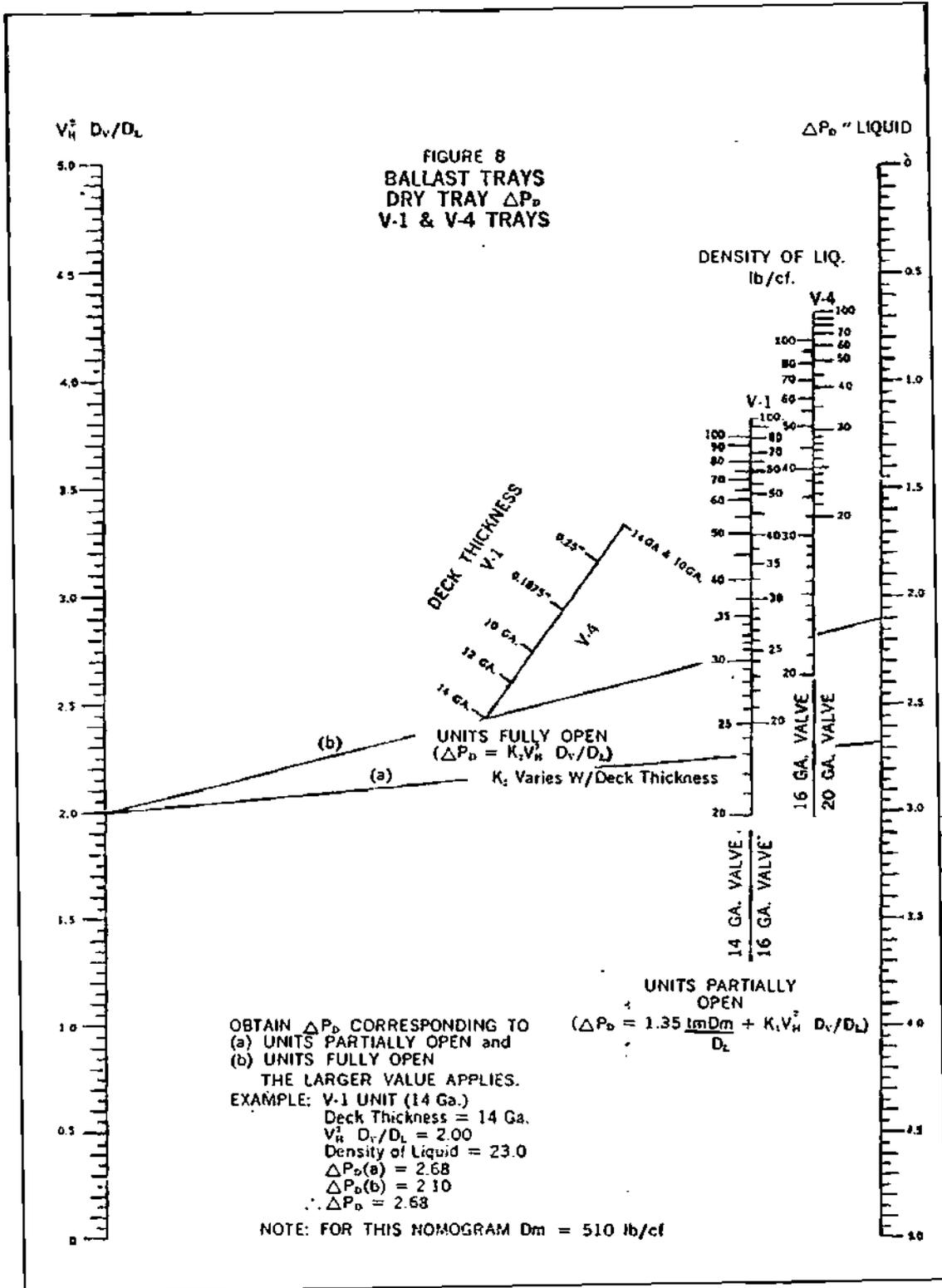
APÉNDICE 5: APROXIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA



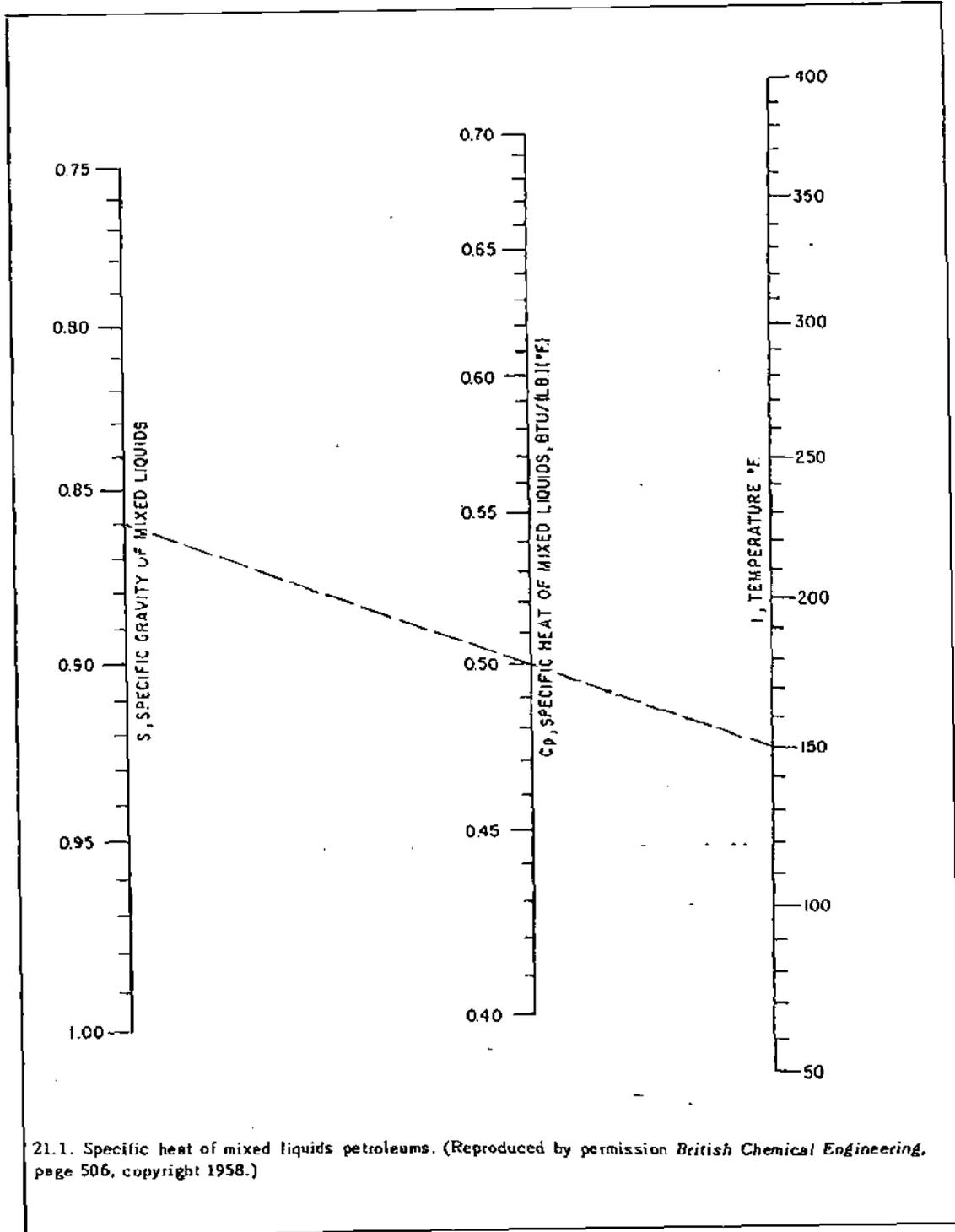
APÉNDICE 6: RATIOS PARA DETERMINAR LA LONGITUD DEL VERTEDERO Y EL ANCHO DE LA BAJANTE



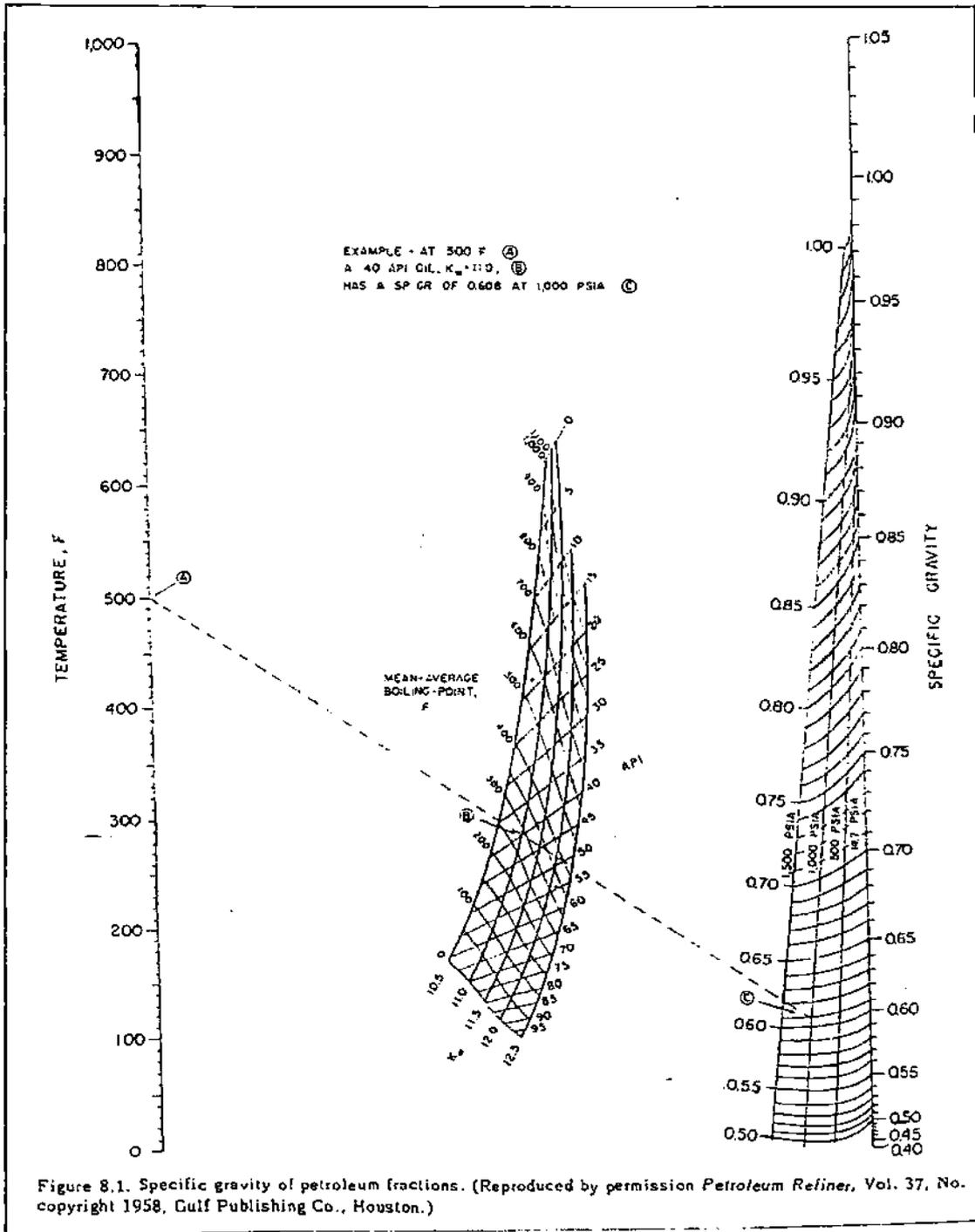
APÉNDICE 7: GRÁFICO PARA DETERMINAR CAÍDAS DE PRESIÓN AL INTERIOR DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN



APÉNDICE 8: CALORES ESPECÍFICOS PARA MEZCLAS DE PETRÓLEOS LÍQUIDOS



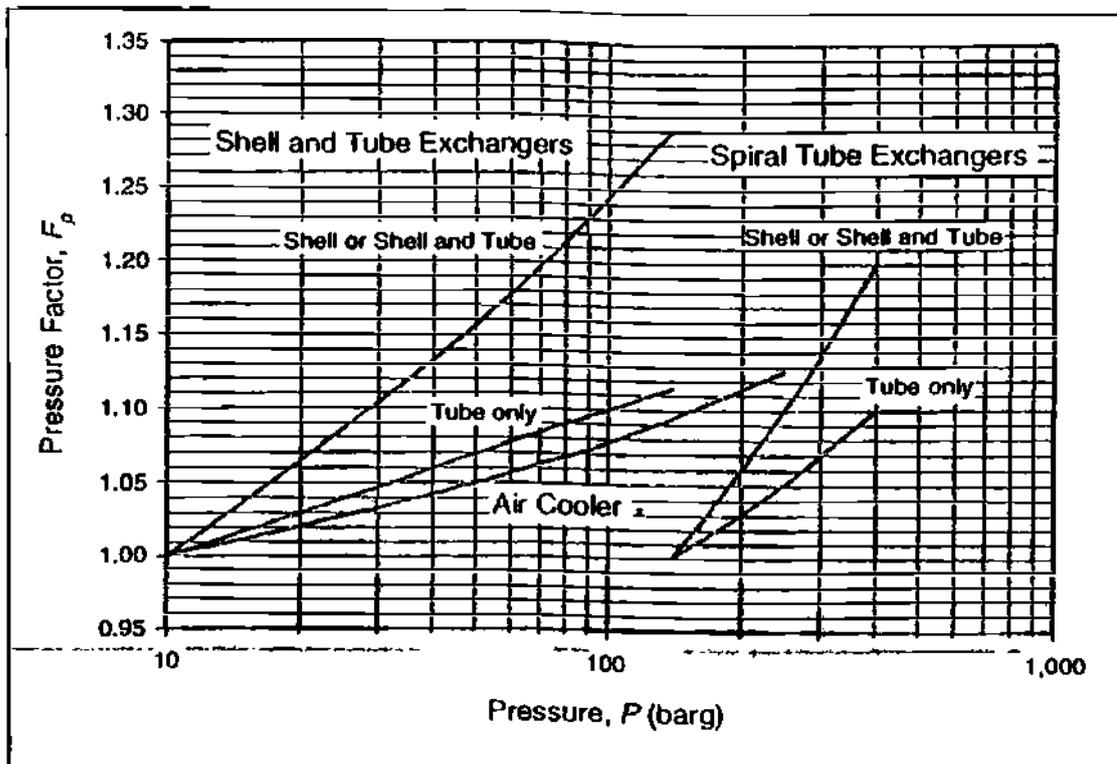
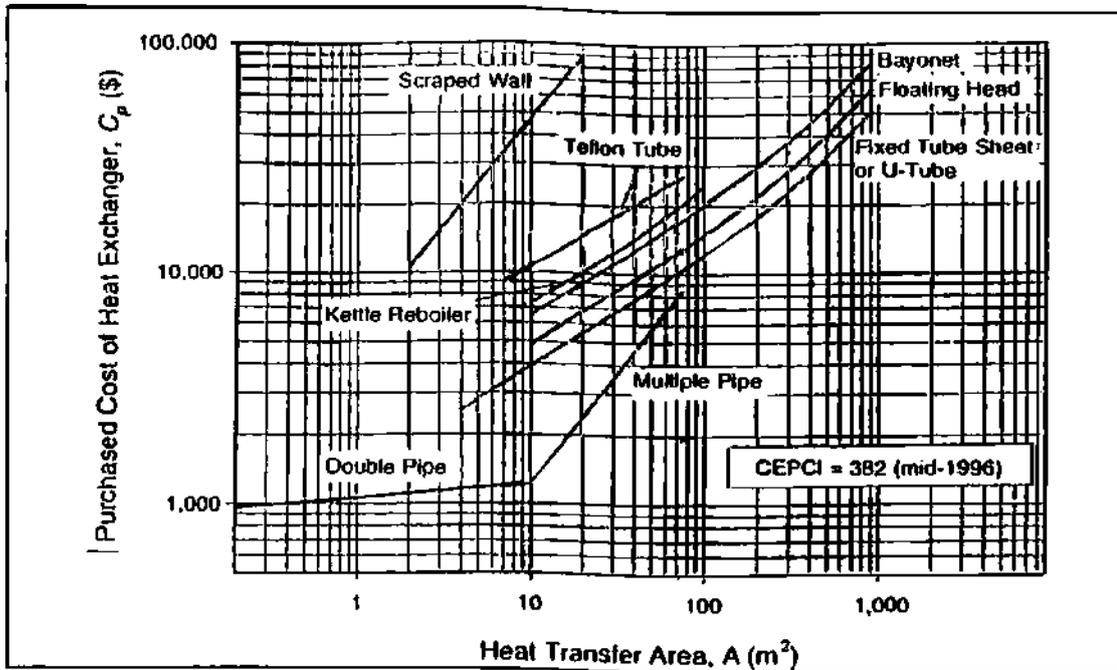
APÉNDICE 9: GRAVEDAD ESPECÍFICA DE FRACCIONES DE PETRÓLEO

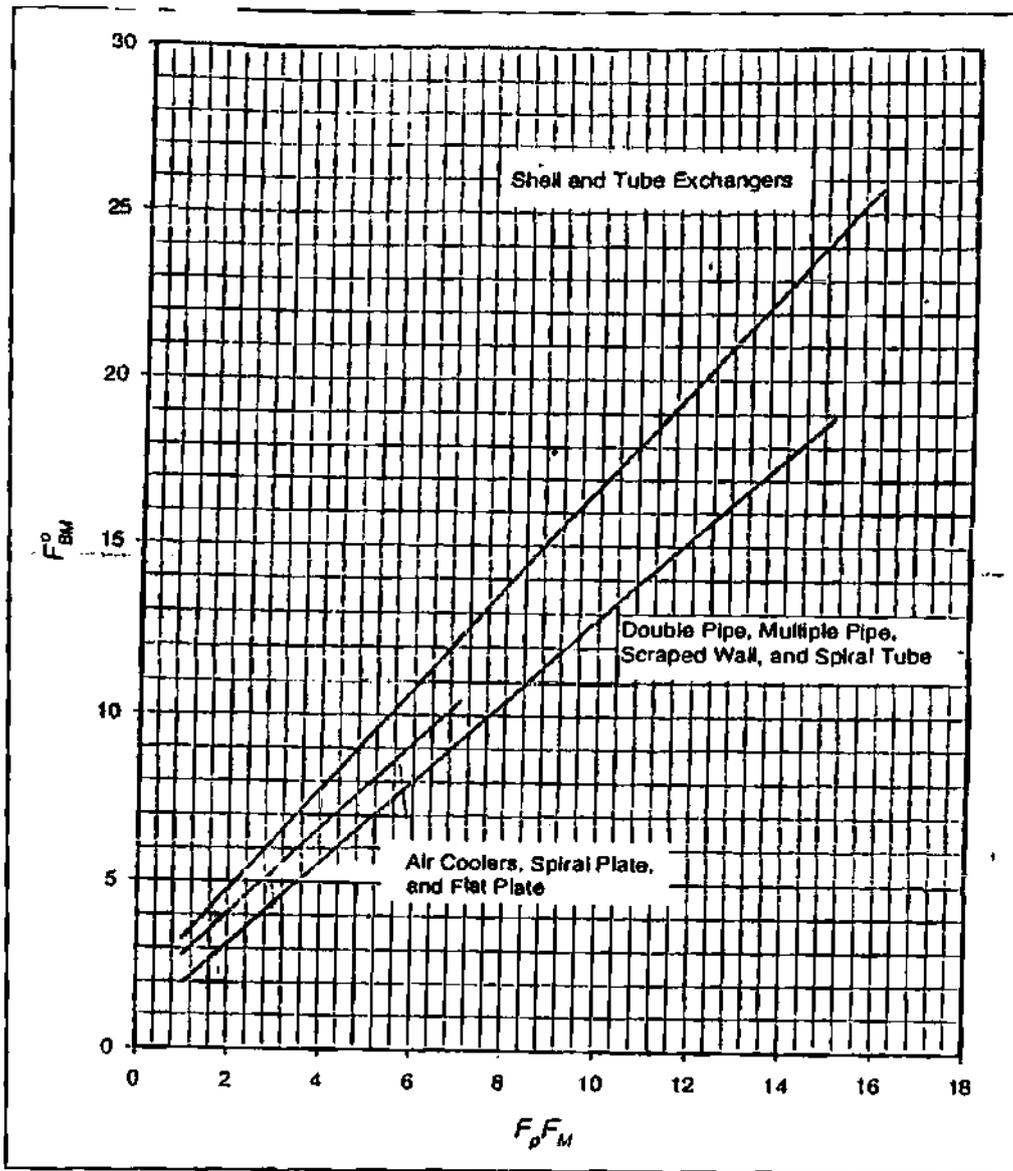


APÉNDICE 10: TABLA DE NECESIDADES DE OPERADORES PARA DIVERSOS TIPOS DE EQUIPOS DE PROCESO

<i>Tipo de equipo genérico</i>	<i>Operadores por unidad por turno</i>
<i>Instalaciones auxiliares</i>	
Plantas de aire	1
Calderas	1
Chimeneas	0
Torres de enfriamiento	1
Desmineralizadoras de agua	0.5
Plantas de generación de corriente eléctrica	3
Plantas de generación de corriente eléctrica portátiles	0.5
Subestaciones eléctricas	0
Incineradores	2
Unidades de refrigeración mecánica	0.5
Plantas de tratamiento de agua de desecho	2
Plantas de tratamiento de agua	2
Transportadores	0.2
Trituradoras, molinos, molidoras	0.5-1
Máquinas de recuperación de energía y de impulsión	—
Evaporadores	0.3
Vaporizadores	0.05
Hornos	0.5
<i>Motores de gas y compresores</i>	
Ventiladores	0.05
Sopladores y compresores	0.1-0.2
Equipo de contacto gas-sólido	0.1-0.3
Cambidores de calor	0.1
Mezcladores	0.3
<i>Recipientes de proceso</i>	
Torres (se incluyen bombas auxiliares y cambiadores)	0.2-0.5
Recipientes	—
Bombas	—
Reactores	0.5
<i>Separadores</i>	
Clarificadores y espesantes	0.2
Separadores centrifugos y filtros	0.05-0.2
Ciclones	—
Filtros de bolsa	0.2
Precipitadores electrostáticos	0.2
Filtros rotatorios y de banda	0.1
De placa y cuadro, de coraza y hoja	1
Equipo de expresión	0.2
Criba	0.05
Equipo de aglomeramiento o aumento de tamaño	0.1-0.3
Recipientes de almacenamiento	—

APÉNDICE 11: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE COMPRA DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

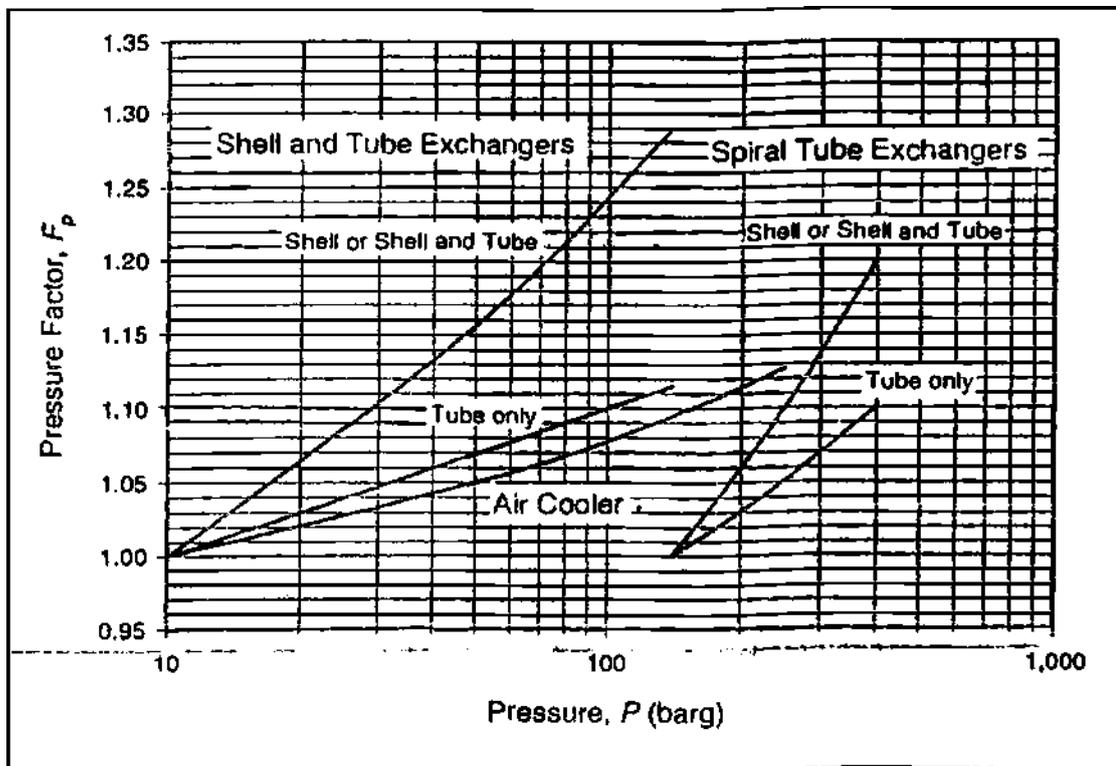
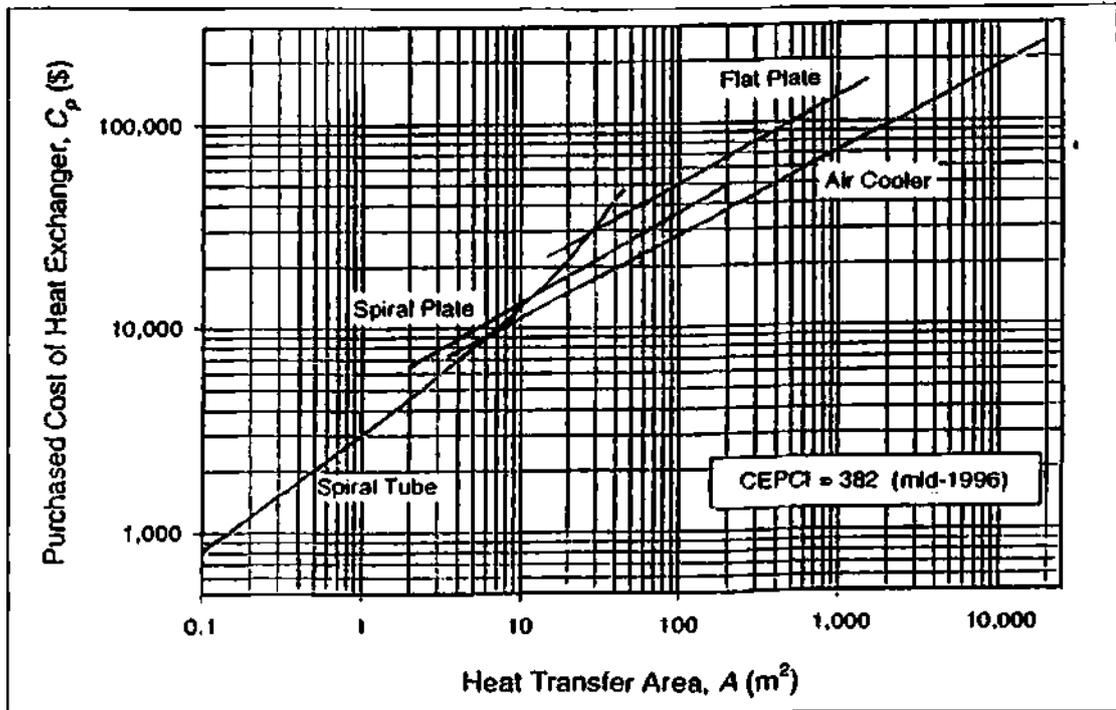


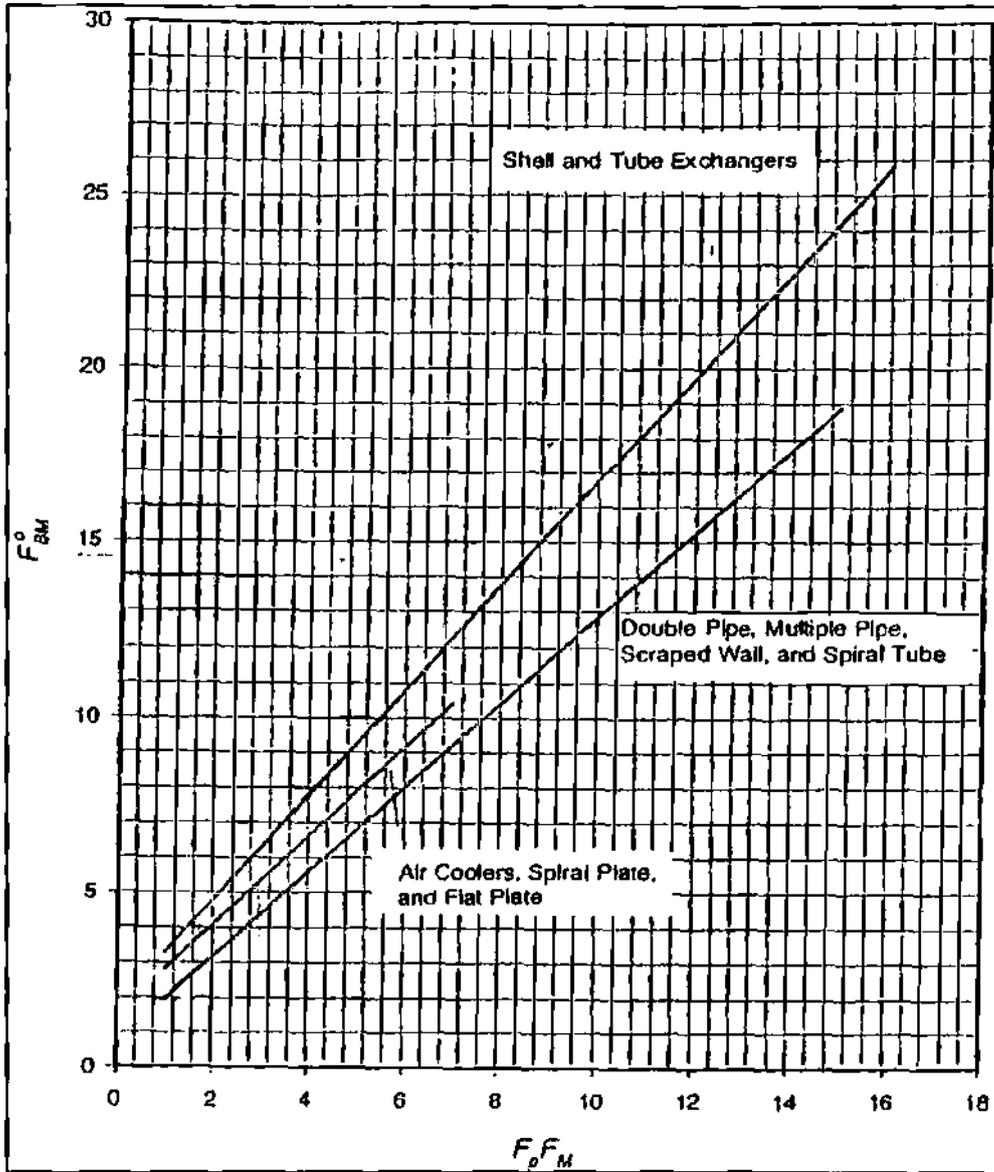


Material Factors for Heat Exchangers

Exchanger Type	Material Factor, F_M								
	Shell—CS Tube—CS	CS Cu	Cu Cu	CS SS	SS SS	CS Ni	Ni Ni	CS Ti	Ti Ti
Double Pipe	1.00	1.25	1.60	1.70	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00
Multiple Pipe	1.00	1.25	1.60	1.70	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00
Fixed Tube Sheet or U-Tube	1.00	1.25	1.60	1.70	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00
Floating Head	1.00	1.25	1.60	1.70	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00
Bayonet	1.00	1.25	1.60	1.70	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00
Kettle Reboiler	1.00	1.25	1.60	1.70	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00
Scraped Wall	1.00	1.25	1.60	1.70	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00
Spiral Tube	1.00	1.25	1.60	2.30	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00

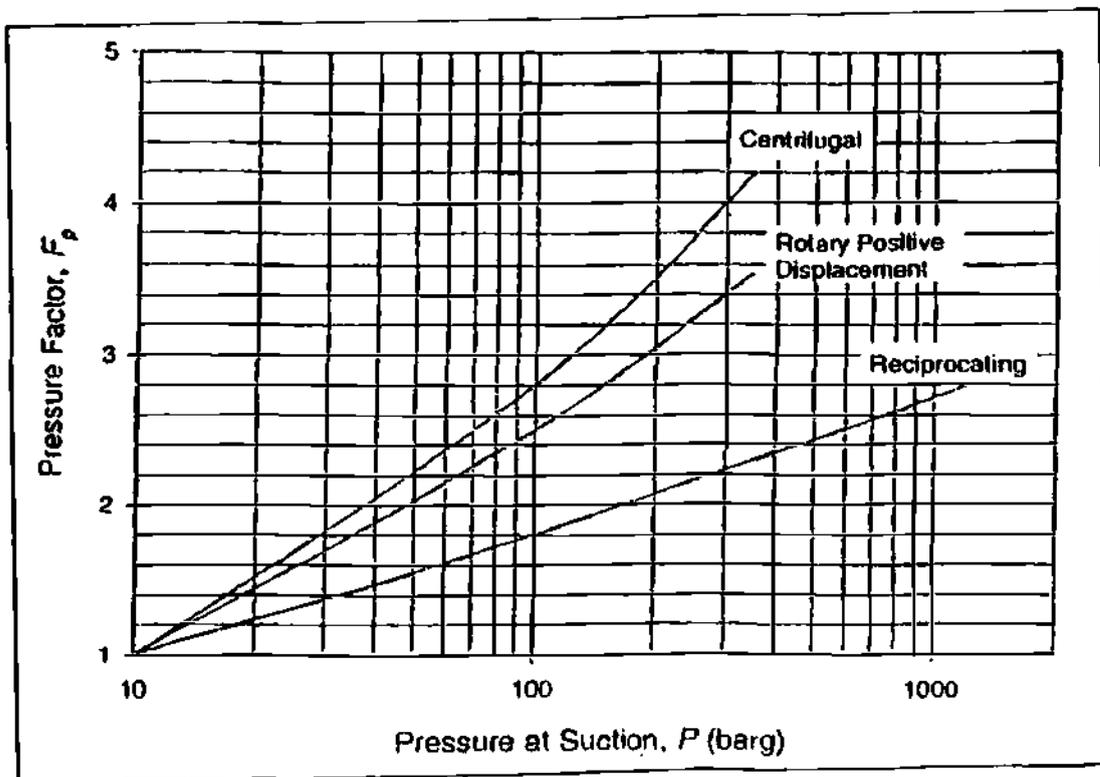
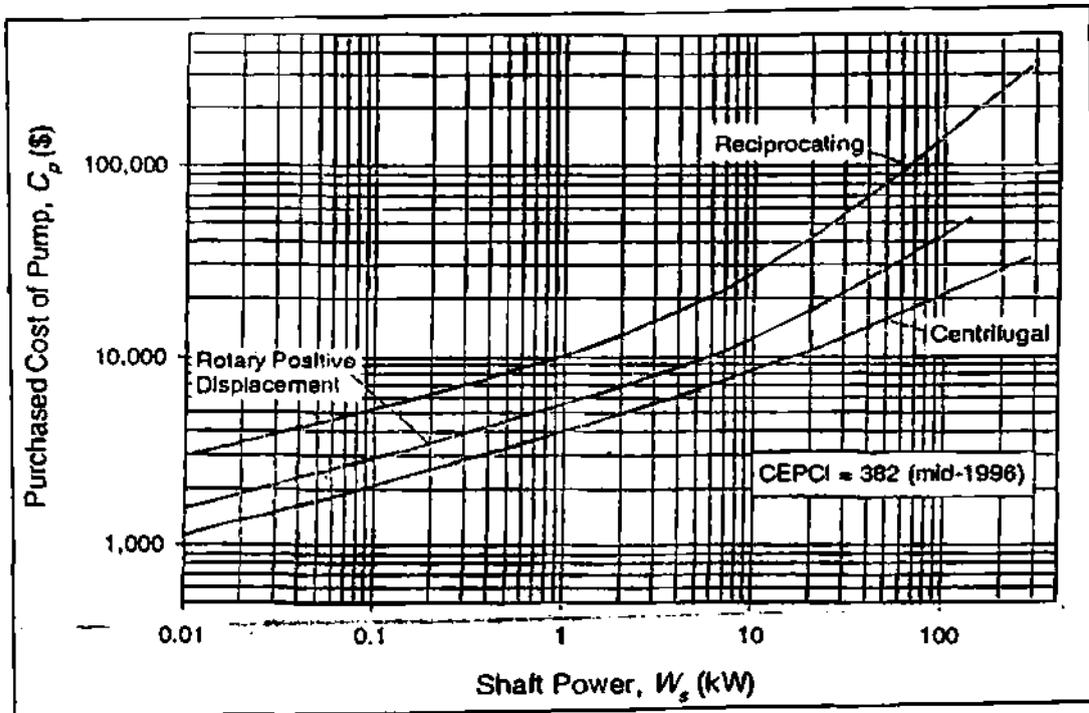
APÉNDICE 12: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE COMPRA DE AEROREFRIGERANTES





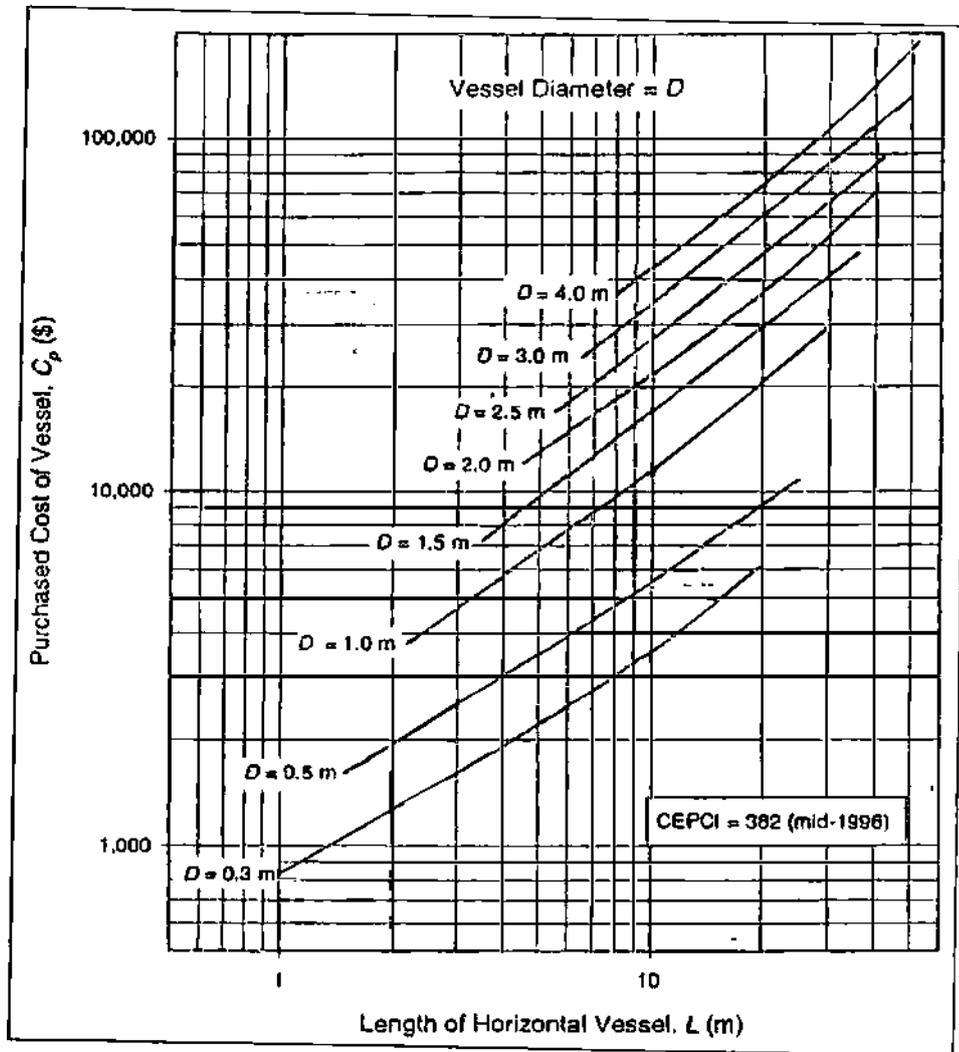
Teflon Tube Exchanger		Flat and Spiral Plate		Air Cooler	
<i>Shell Material</i>	F_M	<i>Material in Contact with Process Fluid</i>	F_M	<i>Tube Material</i>	F_M
CS	1.00	CS	1.00	CS	1.00
Cu	1.20	Cu	1.20	Al	1.50
SS	1.30	SS	2.30	SS	3.00
Ni	1.40	Ni	2.80	—	—
Ti	3.30	Ti	7.20	—	—

APÉNDICE 13: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE COMPRA DE BOMBAS

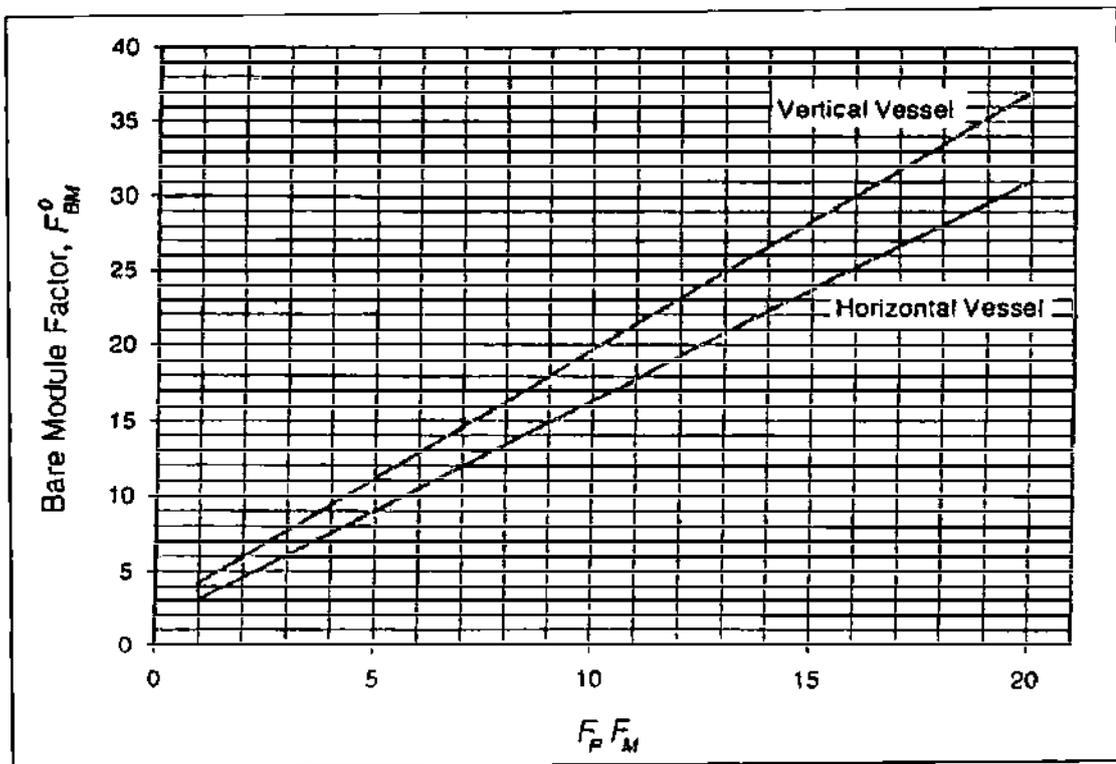
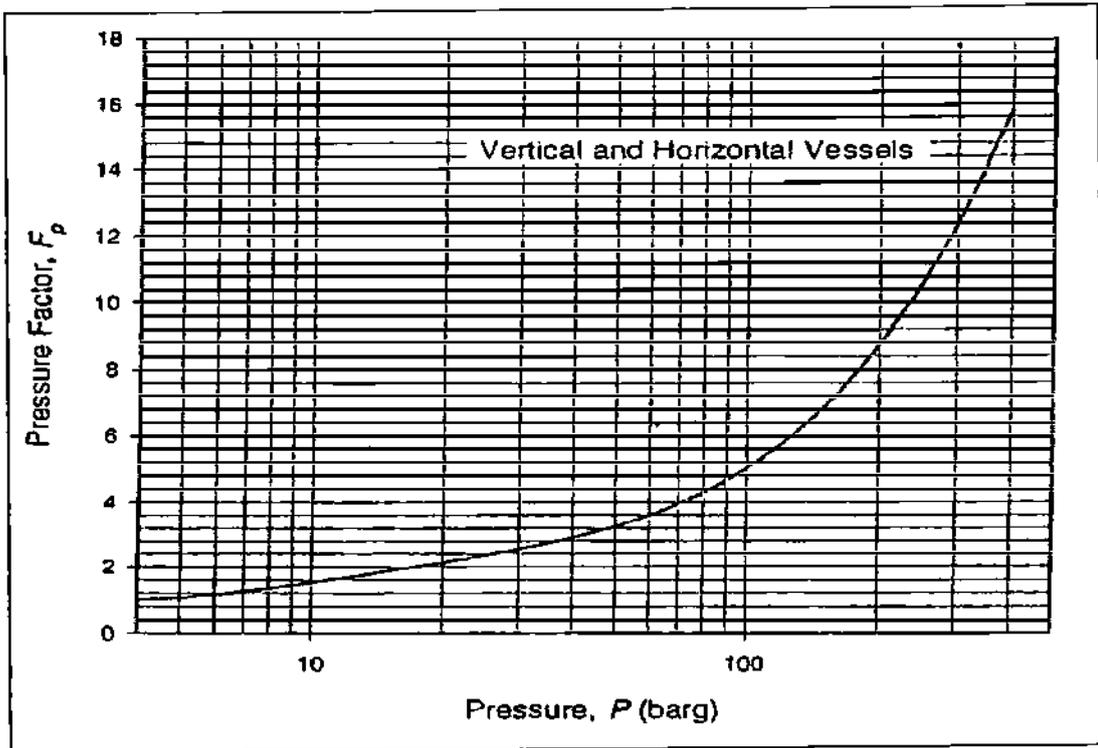


<i>Pump Type</i>	<i>Material Factors, F_M</i>					
	<i>Cast Iron</i>	<i>Cast Steel</i>	<i>Cu Alloy</i>	<i>SS</i>	<i>Ni Alloy</i>	<i>Ti</i>
<i>Reciprocating</i>	1.0	1.4	1.3	1.9	3.5	5.7
<i>Rotary</i>						
<i>Positive</i>						
<i>Displacement</i>	1.0	1.4	1.3	2.0	4.0	9.0
<i>Centrifugal</i>	1.0	1.8	—	2.4	5.0	—

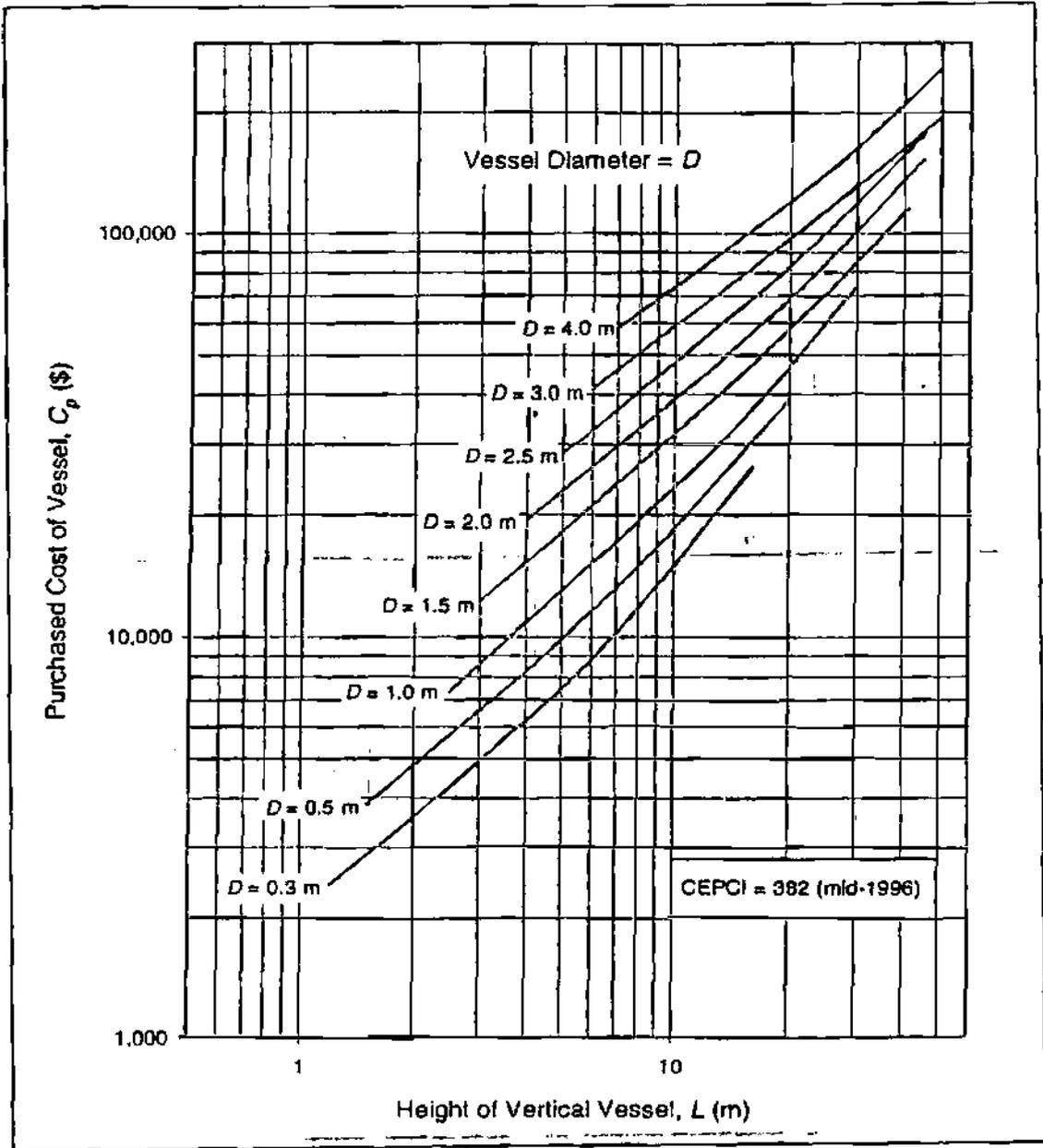
APÉNDICE 14: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE ACUMULADORES

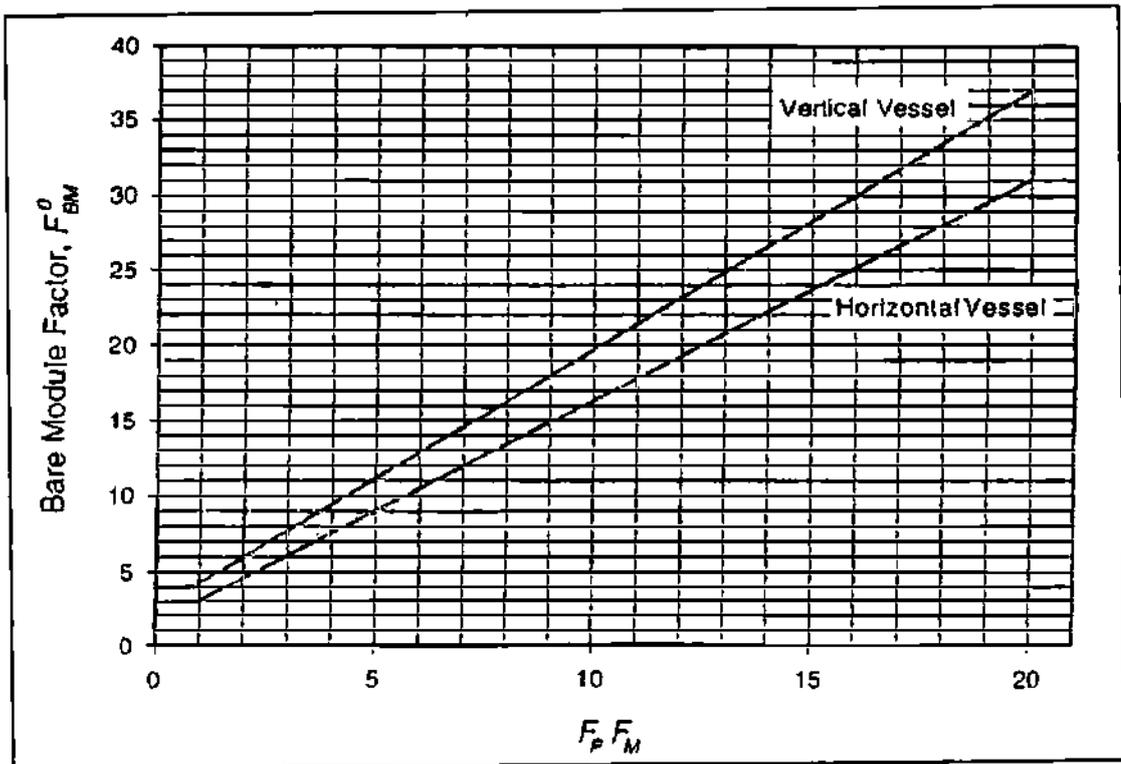
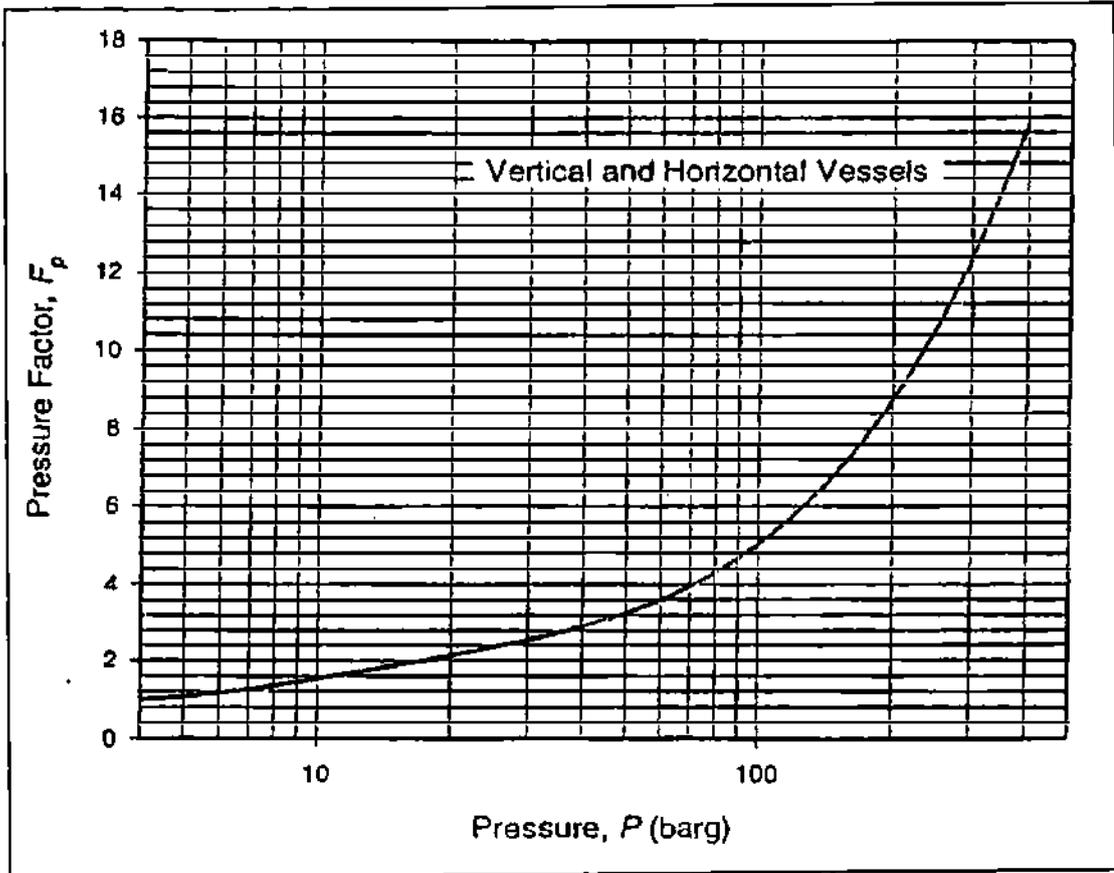


Horizontal and Vertical		
Material of Construction	F_M	F_H
CS		1.0
SS clad		2.5
SS		4.0
Ni clad	~	4.5
Ni	~	9.8
Ti clad	~	4.9
Ti	~	10.6



APÉNDICE 15: TABLAS Y GRÁFICOS PARA DETERMINAR LOS COSTOS DE TORRE PRE-FLASH





Horizontal and Vertical	
Material of Construction	F_M
CS	1.0
SS clad	2.5
SS	4.0
Ni clad	4.5
Ni	9.8
Ti clad	4.9
Ti	10.6

Material and Quantity Factors for Sieve Trays				
Number of Trays	F_q	F_{BM}		
		Material of Construction	Trays	Demister Pad
1	3.0	CS	1.2	-
4	2.5	SS	2.0	1.2
7	2.0	Fluorocarbon	-	2.0
10	1.5	Ni-alloy	5.0	4.2
>20	1.0			