



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
CAMPUS II

PROCESO DE MEJORA DE LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO
DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS
DE LA UNIDAD U-700-1 DE LA REFINERÍA "HÉCTOR R. LARA SOSA"
DE CADEREYTA N.L, MEDIANTE EL EMPLEO DE UN SIMULADOR COMERCIAL

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A :

PAZOL GARCÍA TSAYURI IVONNE



MEXICO, D. F.

ABRIL 2009



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA
JEFATURA DE LA CARRERA DE INGENIERÍA
QUÍMICA

OFICIO: FESZ/JCIQ/006/09

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: PAZOL GARCÍA TSAYURI IVONNE
PRESENTE

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

PRESIDENTE	I. Q. René de la Mora Medina
VOCAL	I. Q. Salvador Jacinto Gallegos Ramales
SECRETARIO	M. en M. Genaro Altamirano García
SUPLENTE	I. Q. Ángel Gómez González
SUPLENTE	I. Q. Ismael Núñez Barrón

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E
“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

México D. F., a 6 de Febrero de 2009

JEFA DE LA CARRERA

I. B. Q. HILDA OLVERA DEL VALLE





A mi mamá Luchis por todo su todo esfuerzo, amor y comprensión.

Hermanos, Familia y Amigos.

Al Instituto Mexicano del Petróleo por todas las facilidades que me prestaron para la realización de mi trabajo.

A mi Director y Asesor Ing. René de la Mora Medina e Ing. Ismael Núñez Barrón por todo su apoyo, comprensión, por la experiencia y los conocimientos que me transmitieron para la realización de mi trabajo.



Índice

Resumen	1
Introducción	3
Objetivos	7
Capítulo I Generalidades	9
1.1 Síntesis de Secuencias de Separación y Enfoque a la Destilación.	10
1.2 Técnicas Heurísticas.	19
1.2.1 Calculo del Vapor Mínimo para cada Secuencia de Separación.	20
1.3 Simulación de Procesos Químicos.	25
1.3.1 Enfoques de la Simulación.	27
1.3.2 Herramientas para la simulación de procesos químicos.	27
1.3.3 Elementos de los simuladores de los procesos químicos	28
1.3.4 Clasificación de los simuladores de procesos químicos.	30
1.3.5 Simuladores de proceso comerciales y su proveedor.	30
1.3.6 Importancia de la Simulación de Procesos en la Industria de la Refinación del Petróleo	31
1.4 Refinación del petróleo.	32
1.5 Proceso de Hidrodesulfuración.	35
1.6 Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios.	37
1.7 Condiciones de Operación y Variables del Proceso (sección de Fraccionamiento).	40
Capítulo II Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1 de 25MMPD de Capacidad (Sección de Fraccionamiento).	43
2.1 Bases de Diseño.	44
2.2 Descripción del Proceso (Sección de Agotamiento y Fraccionamiento).	57
2.3 Diagrama de Flujo de Proceso caso Mezcla de Gasóleos (1).	59
2.4 Balance de Materia caso Mezcla de Gasóleos.	60



2.5 Diagrama de Flujo de Proceso caso Nafta Pesada (2).	61
2.6 Balance de Materia caso Nafta Pesada.	62
2.7 Especificación de los Productos.	65
2.8 Dimensiones y Características de Equipo Existente.	66
2.8.1 Recipientes	66
2.8.2 Torres	68
2.8.3 Bombas	69
2.8.4 Intercambiadores de Calor.	70
2.8.5 Calentadores a Fuego Directo.	70
2.9 Requerimientos de Servicios Auxiliares. (Sección de	71
2.9.1 Requerimiento de agua de enfriamiento	71
2.9.2 Requerimiento de Vapor de Calentamiento y Vapor de	
Atomización	71
2.9.3 Requerimiento de Vapor Motriz	72
2.9.4 Requerimientos de Combustible Gaseoso	72
2.9.5 Requerimientos de Energía Eléctrica	73
Capítulo III Secuencia o alternativas de Proceso para la Propuesta de	
Mejora o rediseño de la Sección de Fraccionamiento de la planta U-	
700-1.	75
3.1 Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1	
Sección de Fraccionamiento. Propuesta de Mejora I.	76
3.1.1 Diagrama de Flujo de Proceso.	77
3.1.2 Balance de Materia y Energía.	78
3.1.3 Descripción del Proceso.	84
3.1.4 Lista de Equipo.	86
3.1.5 Hojas de Datos	89
3.1.6 Consumo de Servicios Auxiliares.	102
3.2 Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1	
Sección de Fraccionamiento. Propuesta de Mejora II.	105
3.2.1 Diagrama de Flujo de Proceso.	106



3.2.2 Balance de Materia y Energía.	107
3.2.3 Descripción del Proceso.	110
3.2.4 Lista de Equipo.	112
3.2.5 Hojas de Datos	115
3.2.6 Consumo de Servicios Auxiliares.	125
3.3 Dimensionamiento de equipo.	127
3.3.1 Calculo de Recipientes.	127
3.3.2 Dimensionamiento de Columnas	141
3.3.3 Cálculo de Bombas	162
3.4 Consumo de Servicios Auxiliares.	164
3.4.1 Cálculo de Agua de Enfriamiento.	164
3.4.2 Cálculo del Gas Combustible.	166
3.4.3 Cálculo de la Energía Eléctrica.	167
3.4.4 Cálculo del Vapor Motriz.	168
Capítulo IV Comparación técnica de las alternativas propuestas con el caso base, el cual se encuentra actualmente en operación.	173
4.1 Comparación técnica desde el punto de vista de diseño de equipo.	174
4.2 Comparación técnica desde el punto de vista del consumo de servicios auxiliares.	204
Conclusiones y Recomendaciones.	211
Bibliografía.	215
Glosario.	219
Anexo A	223
Anexo B	231
Anexo C	255



Resumen

Los procesos de separación juegan un papel muy importante en la obtención de combustibles de mejor calidad. En el presente trabajo se realiza la aplicación de los conceptos generales de la destilación como proceso de separación, y tienen por objetivo proporcionar una Propuesta de Mejora Técnica para el mejoramiento operativo de la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de Destilados intermedios U-700-1 de la refinería “Hector Lara Sosa” de Cadereyta N.L, para la obtención de combustible base diesel de ultrabajo azufre .

Para cumplir con el objetivo principal, este trabajo se desarrolló en cuatro capítulos principales, los dos primeros describen y desarrollan el marco teórico, posteriormente los dos capítulos finales proporcionan la base técnica fundamentada por la base teórica, aplicada a una instalación industrial en operación actualmente. El contenido de estos capítulos se describe a continuación:

Capitulo I. Generalidades. Explica las secuencias de Separación en las cuales se basan las nuevas alternativas de proceso a analizar, así como también, se da un panorama general del proceso de Hidrodesulfuración en el esquema general de la refinación del petróleo; mostrando al final de este capítulo las funciones de la planta en general, describiendo cada una de las secciones que integran la planta y las variables de proceso que deben tomarse en cuenta para la operación de la Sección de Fraccionamiento.

Capitulo II. Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1.

Muestra los documentos principales de la ingeniería básica para esta sección de la planta, proporcionando la información necesaria sobre la cual se realizarán las nuevas Propuestas de Mejora, siendo la referencia de comparación respecto a lo propuesto.



Capítulo III. Secuencia o alternativas de Proceso (Propuestas de Mejora). Explica de manera detallada la metodología empleada para la realización de cada una de las Propuestas de Mejora Técnica, todo lo anterior mediante la elaboración de una Reingeniería.

Capítulo IV. Comparación Técnica de las alternativas propuestas con el Caso Base. Se realizan una serie de comparaciones de cada una de las Propuestas de Mejora respecto al caso Base, en cuanto a las dimensiones de equipo y consumo de servicios auxiliares, para determinar en base a esta, cual es la mejor alternativa de procesamiento a implementarse.



INTRODUCCIÓN

Desde el comienzo del siglo pasado hasta hoy, el petróleo es la fuente de energía más importante del mundo. Prácticamente todas las actividades económicas se sustentan en el petróleo como fuente de energía; y en la utilización de sus derivados como materia prima para la industria petroquímica.

En los últimos años la refinación del petróleo y la industria química han destacado la importancia de aumentar la calidad y cantidad de los productos obtenidos en las diferentes plantas de proceso. Cabe destacar que la demanda en el volumen total de hidrocarburos de diferente tipo de especificación ha variado través del tiempo, por lo cual las metas son trabajar a la máxima capacidad y confiabilidad para obtener el mayor rendimiento económico posible. Estas metas han dado lugar a aumentar la capacidad y eficiencia de producción, ya sea construyendo nuevas plantas o modernizando las plantas existentes con la mejor tecnología disponible.

Debido a la antigüedad que tienen algunos de los procesos de hidrodesulfuración que actualmente se siguen empleando en algunas refinerías, es necesario proponer e implementar nuevos diseños, realizando evaluaciones técnicas de las plantas, con la finalidad de mejorar los procesos existentes en base a nuevas recomendaciones, para cumplir las especificaciones ambientales en Mexico.

La planta de Destilados Intermedios U-700-1 es una Hidrodesulfuradora de la Refinería “Héctor R. Lara Sosa” de Cadereyta N.L; para la cual, con el propósito de mejorar la cantidad y calidad de los combustibles obtenidos de esta unidad de proceso, Turbosina, Querosina y Diesel, surge como necesidad realizar propuestas de mejora para la planta, debido a que esta sección de la planta sigue operando hoy en día con su diseño original que data desde 1975.



Esta planta fue diseñada para procesar cargas de Nafta pesada y Mezcla de Gasoleos respectivamente, para dar productos con las siguientes especificaciones:

Nafta pesada	1000 ppm Azufre
Gasolina	400 ppm de Azufre
Diesel	1000 ppm de azufre

Realizando modificaciones actualmente para modernizar y cambiar la viscosidad, cambiando la operación de la planta para producir una mezcla de Turbosina-Querosina (77-23%) con lo cual se obtiene:

Gasolina, con una temepretaura final de ebullicion (TFE) que se encuentra comprendido dentro del intervalo de temperaturas de 180°C-190°C.

Combustible base Diesel, de 10 ppm y con una temperaura final de ebullicion (TFE) de 320 °C.

Esto, con la finalidad de dar cumplimiento a la Norma Ecologica NOM-086, tomando en cuenta que para el funcionamiento actual de la planta, esta ya no opera con cargas de Diesel, debido a que sus características de Presion y Temperatura en la sección de reacción no garantizan la producción combustibles de ultrabajo azufre. Esto es importante, ya que para el mejoramiento de la unidad, se deberan tomar como base estas presiones.

Asi como tambien, se tomó en cuenta la variación del producto resultante del reactor de Hidrodesulfuracion desde el año de 1972 al actual, ya que con el tiempo ha ido variando sus características, debido a que se han implemetando modificaciones continuas en la sección de reacción (como la relación Hidrógeno/Hidrocarburo empleada para hidrodesulfurizar, cambio de catalizador, etc) tomando en cuenta para realización de este trabajo, el producto del reactor de Hidrodesulfuración con las características actuales.



Por lo cual, se realizó: una evaluación técnica de la sección de fraccionamiento de esta planta en base a su diseño original (producción de combustibles líquidos de ultrabajo azufre), la elaboración de las recomendaciones para el mejoramiento de la unidad, mediante la simulación de la sección de fraccionamiento en estado estacionario, así como una evaluación del equipo, consumo de energía y estimado de servicios auxiliares que integran a la misma; todo lo anterior estará siempre en comparación con el diseño actual de la planta.





Objetivos

Objetivo General

- ❖ Realizar una propuesta de mejora para la Sección de Fraccionamiento de la planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1, mediante una evaluación técnica, la cual, se comparará con la actual, haciendo recomendaciones para la mejora de la unidad.

Objetivos Particulares

- ❖ Desarrollar el modelo de simulación a estado estacionario para la Sección de Fraccionamiento, con base en los datos del diseño original, y establecer las nuevas alternativas, todo lo anterior empleando como herramienta el Simulador de Procesos PRO II.
- ❖ Plantear alternativas de proceso que cumplan con las especificaciones actuales de operación para la Sección de Fraccionamiento y compararlas con la construida en la refinería.
- ❖ Estimar el consumo total de energía y de servicios auxiliares para el mejoramiento de la misma.
- ❖ Dimensionamiento del equipo para cada una de las alternativas analizadas, realizando comparaciones con el equipo implementado y con su operación actual en planta.
- ❖ Establecer comparaciones técnicas con la construida en la Refinería y determinar indirectamente la opción que presenta los menores costos de operación (menores servicios auxiliares).



Objetivos





CAPÍTULO I. GENERALIDADES



1.1 Síntesis de Secuencias de Separación y Enfoque a la Destilación

La Sección de Fraccionamiento de la planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1 de Cadereyta N. L., tiene por finalidad separar los productos provenientes de la Sección de Reacción de la misma para la obtención de Gasolina sin estabilizar (dulce), Gases Amargos y Turbosina como productos finales en los límites de batería, ya que esta planta se diseñó para procesar cargas de Nafta Pesada (Turbosina) o Mezcla de Gasóleos (Diesel primario).

Esta Sección de la Planta opera actualmente con su diseño original que data desde 1972, por lo tanto, surge como necesidad la implementación y propuesta de un nuevo diseño para el Mejoramiento operativo.

Debido al aumento en la demanda en el consumo de combustibles, es necesaria la variación en la producción para la obtención de productos con mejores especificaciones que cumplan o sirvan como base para la elaboración de combustibles finales, principalmente de gasolina y destilados intermedios de ultrabajo azufre.

Las separaciones realizadas para la obtención del combustible en esta sección de la planta no se realizan de manera efectiva, ya que se registran pérdidas considerables de este subproducto de alto valor agregado, al no realizar los cortes o fraccionamientos adecuados de la carga, que ya viene previamente hidrodesulfurada de la sección de reacción, siendo imposible mejorar o aumentar la recuperación de gasolina producida, ya que el equipo implementado desde el inicio de esta refinería fue diseñado para producir 17 Kgmol/hr de gasolina con 14.88 % mol de H_2S , esta cantidad de producto no satisface la demanda actual del combustible.

La propuesta de modificar las separaciones realizadas para la obtención de una mayor recuperación del combustible manteniendo sus especificaciones (como % de H_2S , temperatura de corte para la obtención de sus compuestos

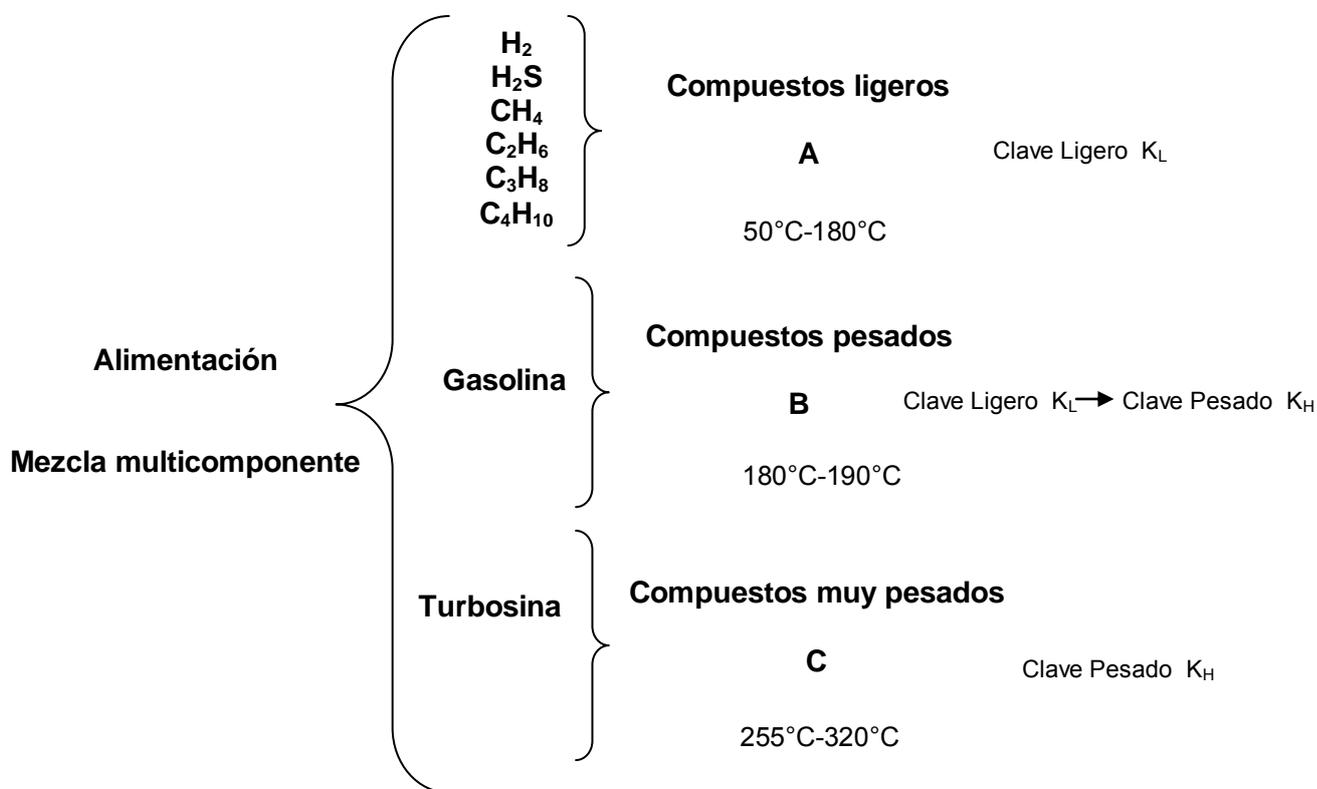


en base a la ASTM D86 a 180°C, etc.) mejoraría la producción y funcionamiento de lo construido en planta.

La elaboración de los esquemas de separación (teniendo el mismo punto de partida en cuanto a las características y condiciones de la carga que originalmente se introducen como alimentación en esta sección de la planta), permitirán tener una mejor visualización de los beneficios obtenidos con estas nuevas propuestas respecto al Caso Base.

Para el planteamiento de las secuencias de separación, parte de la carga proveniente de la salida del Reactor de Hidrodesulfuración, que consta de la mezcla de los productos de interés.

Para una mejor visualización de la carga y de sus componentes, esta es clasificada de la siguiente manera:



Esquema (1). Alimentación para la sección de Fraccionamiento

Como puede observarse en el esquema (1), la mezcla de los componentes A, B y C, para este caso, forman la alimentación. Esta alimentación es también



llamada mezcla multicomponente, la cual es ordenada en forma creciente de punto de ebullición. El punto de ebullición es indicado en forma de intervalo, dentro del cual se pueden obtener todos los componentes que conforman a cada uno de los productos A, B y C, este intervalo se establece en base a la curva ASTM D86 que caracteriza a la alimentación.

Los compuestos del componente A forman parte de los gases amargos del proceso, y en su conjunto son de bajo peso molecular; los compuestos del componente B forman parte de la gasolina, siendo este el componente de peso molecular medio, y finalmente los compuestos del componente C forman parte de la turbosina, el producto de peso molecular mas elevado respecto a los dos anteriores.

El orden en el cual los compuestos de una mezcla pueden ir siendo separados es en base al establecimiento del componente clave ligero (K_L) y clave pesado (K_H). De manera general, para la separación realizada entre los componentes de A y B, A es el componente K_L y B es el K_H ; para la separación realizada entre los componentes de B y C, B es ahora el componente K_L y C es el componente K_H .

En base al número de componentes de la alimentación, R , es posible determinar el número de secuencias de separación, S , posibles a emplearse mediante la siguiente fórmula:

$$S_R = \sum_{j=1}^{R-1} S_j S_{R-j} = \frac{[2(R-1)]!}{R!(R-1)!} \quad \text{Ecuación (1)}$$

Donde j son los compuestos que aparecen como producto de cabeza. De manera particular, desarrollando la ecuación para $R=3$ componentes se tiene que:

$$S_3 = S_1 S_2 + S_2 S_1$$

$$S_3 = 2$$



Para la separación de una mezcla formada por tres componentes, son posibles dos secuencias de separación para realizarse.

La propuesta para las nuevas secuencias que definirán los nuevos esquemas de proceso, están referenciadas de acuerdo a la que se encuentra actualmente para el Caso Base.

El esquema de proceso original se basa principalmente en la siguiente secuencia de separación:

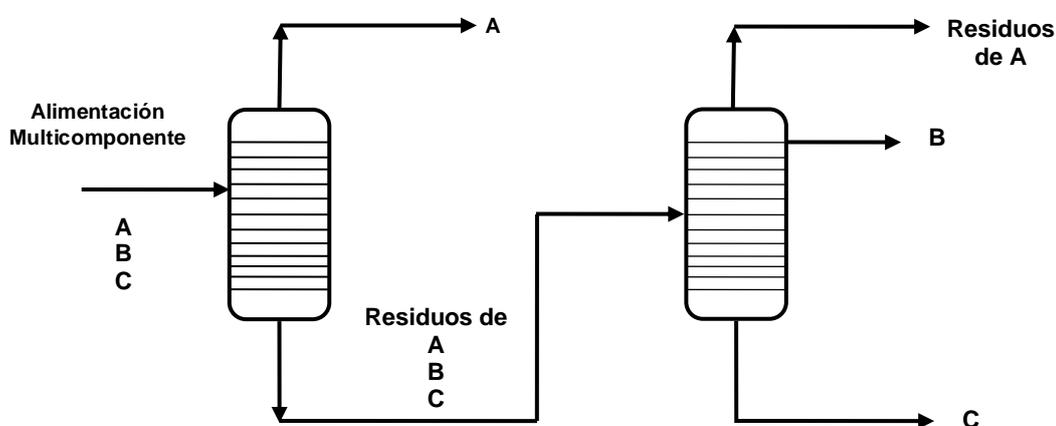


Figura (1.1). Secuencia de separación del Caso Base.

Como se muestra en la figura (1.1), la alimentación multicomponente es introducida a la primera etapa de separación, la cual consta de una Torre agotadora de varias etapas de equilibrio en su interior, en la cual, se efectúa la separación de la mayor parte de los compuestos de menor peso molecular que conforman la mezcla A como producto de domos en la misma, los componentes más pesados B y C que son obtenidos como producto de fondos.

Debido al bajo peso molecular de A, es posible que pequeñas fracciones de este sean arrastradas con B y C que son los productos de fondos.

El producto de la primera etapa de separación es la alimentación para la segunda etapa. La alimentación, ahora con trazas de A y todos los componentes de B y C, es introducida a la segunda etapa de separación, que



consta de una Torre Fraccionadora, donde se obtiene la separación total de los tres componentes de interés, removiéndolo como producto de domos a los residuos de A, como producto intermedio B, que forma parte de los componentes de la gasolina de peso molecular medio, y como producto de fondos a los compuestos del componente más pesado C que forman parte de la turbosina.

El problema principal radica en realizar la separación adecuada para cada uno de los productos de interés, principalmente de gasolina, para la obtención de una mayor recuperación manteniendo sus especificaciones.

El arrastre de algunos de los gases ligeros CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , H_2 , y principalmente H_2S , mezclados junto con la gasolina y turbosina, genera muchos problemas, ya que para la obtención de gasolina de mejor calidad, es necesario eliminar la mayor cantidad de H_2S en la Fraccionadora de la segunda etapa de separación.

El objetivo principal de este trabajo, consta en obtener una mayor recuperación del combustible manteniendo sus especificaciones respecto al Caso Original, ya que la cantidad de gasolina obtenida por medio del esquema de separación original es de 17 Kgmol/hr de gasolina con 14.8% mol de H_2S .

Un rediseño de la segunda etapa de separación podría mejorar la recuperación y del combustible. Sin embargo, hay factores importantes que deben tomarse en cuenta:

- Disminuir el contenido de gases ligeros en la corriente de gasolina, podría registrar pérdidas de la misma.
- Lo anterior ocasiona una variación de la especificación en la gasolina, la cual esta basada en la curva ASTM D86 y establece que el corte de los compuestos que integran al combustible debe realizarse a 180°C .



- De no realizarse una separación efectiva, podrían registrarse pérdidas considerables del combustible en la corriente de producto de Fondos de la turbosina.

Para llevar acabo la aplicación de los puntos anteriores sería necesario modificar variables de diseño importantes como la relación de reflujo en la Torre, esto a su vez aumentaría las dimensiones de la misma, cambio en el número de pasos. Estos factores se detallarán en capítulos posteriores.

Además de una posible variación en cuanto a las dimensiones del equipo, podrían registrarse aumentos en las variables de operación para los equipos del esquema original.

Los nuevos esquemas de separación además de ofrecer ventajas respecto a la recuperación y calidad de los productos, deberá ofrecer beneficios operacionales.

Uno de los primeros esquemas de separación que integrará a la primera propuesta para el mejoramiento de la sección es el siguiente:

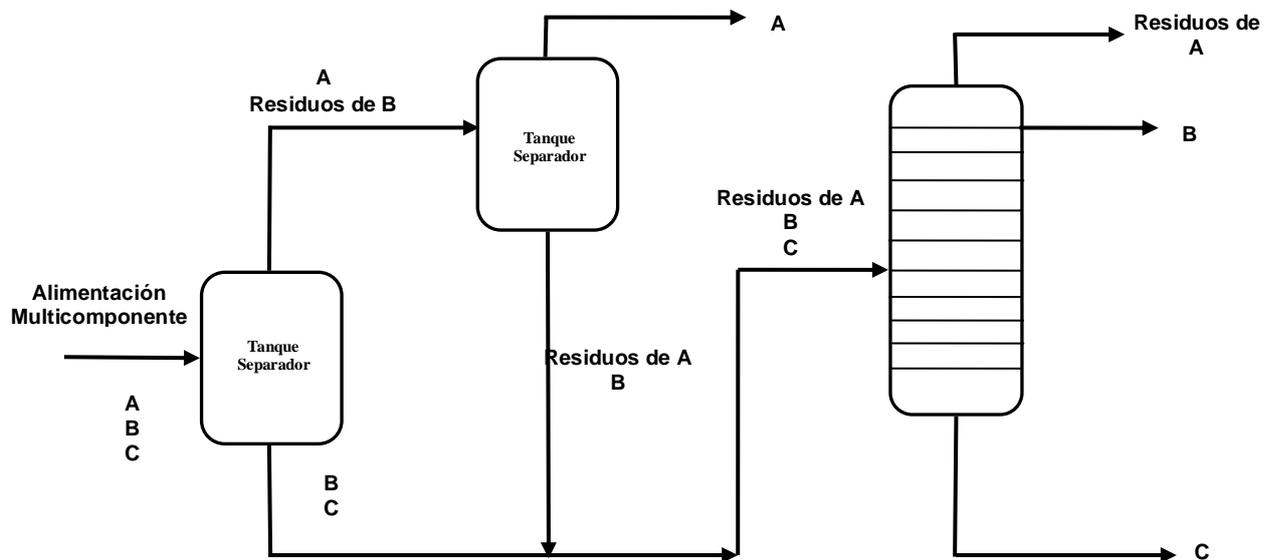


Figura (1.2). Secuencia de separación de la Propuesta de Mejora I.

Como se muestra en la Figura (1.2), la alimentación multicomponente es introducida a la primera etapa de separación, la cual consta de una sola etapa



de equilibrio en su interior, y mediante la disminución súbita de la presión dentro de este recipiente, se separan los componentes de menor peso molecular representados por el componente A, siendo arrastrados junto con A pequeñas trazas de B, ambos como producto de cabeza en la primera etapa de separación.

El producto de domos de la primera etapa de separación es la alimentación para la segunda. De la cual, se obtiene como producto de cabeza las mayores cantidades de A, y trazas de B que pudieron ser arrastradas junto con A del producto de fondos. El producto de fondos de la segunda etapa de separación se une con la corriente de producto de fondos de la primera etapa.

La corriente resultante de la mezcla de estos dos productos, es la alimentación para la tercera etapa.

La cual consta de una Torre de Fraccionamiento de varias etapas de equilibrio en su interior, donde la mezcla pasa a través de cada una de estas en toda la sección de la Torre, y mediante una separación adecuada se obtiene como producto de domos pequeñas trazas de los componentes de más bajo peso molecular de A, como producto intermedio, mayores cantidades de los componentes de peso molecular medio de B y como producto de Fondos, los componentes de peso molecular mas elevado de C.

El empleo de este esquema de separación permitiría incrementar la recuperación de gasolina manteniendo su especificación, sin pérdidas considerables de la misma en el producto de fondos.

Este nuevo esquema de separación consta de tres etapas globales para la obtención de sus productos. Dos de las cuales están integradas por separadores sencillos y la tercera por una Torre Fraccionadora.

Los separadores sencillos constan de una sola etapa de equilibrio líquido-vapor en su interior, y mediante la disminución súbita de la presión, permite la



separación de los componentes más volátiles de la mezcla como producto de domos en forma de vapor, y los productos más pesados en forma líquida como producto de fondos.

Generalmente, resulta benéfico el empleo de separadores simples debido, a que frecuentemente, resulta más económico que un separador complejo.

Sin embargo, el uso de separadores complejos trae beneficios adicionales. Estos constan de varias etapas de equilibrio-vapor en su interior a través de toda su sección, y mediante adecuadas distribuciones de flujo y calor dentro de esta, permite la separación de mezclas multicomponente complejas, logrando obtener, de diferentes secciones de la misma, varios productos intermedios de alto valor agregado.

El tipo de equipo de separación empleado depende el grado de la separación a realizarse, así como también, de los productos que de ella se requieran obtener.

Mediante el empleo de los separadores sencillos, se pretende la remoción de la mayor parte de los componentes ligeros que inicialmente se introdujeron como alimentación, preferente mente el H_2S ; y por medio de la Torre Fraccionadora, se controla el flujo de gas remanente como producto de Domos, el aumento del flujo de gasolina como producto intermedio, manteniendo su debida especificación, y la corriente de producto de fondos para la turbosina.

Para llevar acabo este esquema de separación es necesario efectuar una ligera variación en cuanto a las condiciones de operación.

La variación en las condiciones de operación deberá ser tal que permita la recuperación de mayores cantidades del combustible manteniendo su especificación, sin aumentar considerablemente los costos de operación en la misma.

La combinación de los costos de inversión y operación son factores que permiten la selección de la secuencia a implementarse. En general se pretende



la secuencia óptima o de menor coste, así como también alguna otra cercana a la óptima. Sin embargo, antes de seleccionar una secuencia final, es preciso tener en cuenta factores como operatividad y seguridad.

De acuerdo a lo anterior, la recuperación de mayores cantidades de gasolina no es el único factor importante que debe tomarse en cuenta. Ya que no sería conveniente realizar la separación para la obtención de todo este combustible a un costo muy elevado.

Tal es el caso de la Secuencia de separación propuesta para el Proceso de Mejora II.

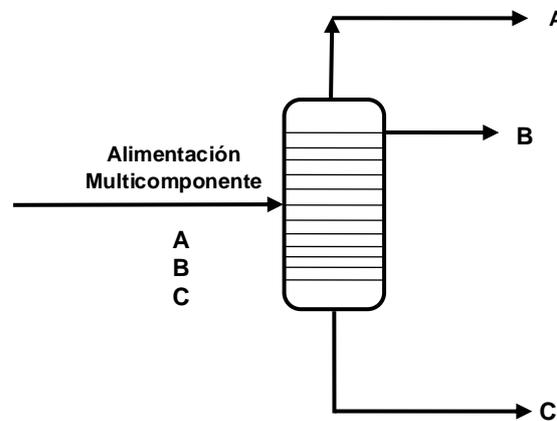


Figura (1.3). Secuencia de Separación para la Propuesta de Mejora II.

Como se muestra en la figura (1.3), la mezcla multicomponente de A, B, y C es alimentada a un solo equipo de separación que consta de varias etapas de equilibrio en su interior, de la cual, se obtiene como producto de domos a los componentes de menor peso molecular de A, a los compuestos de B como producto intermedio y C como producto de Fondos.

La variación de esta secuencia radica en el empleo de un solo equipo de separación, para la obtención de los tres productos principales de interés.

El requerimiento de equipo para efectuar la misma separación que en los dos casos anteriores es notablemente menor. Sin embargo, para efectuar esta operación en este nuevo esquema, es necesario emplear o consumir mayores



servicios auxiliares debido al incremento de las condiciones de operación en la Torre. Mayor consumo de estos se traduce en mayores gastos operacionales. Sin haber mencionado antes el aumento considerable en las dimensiones para este equipo.

Una evaluación detallada de las dimensiones y el consumo de energía para cada caso en cuestión dará por resultado la secuencia de separación óptima a seguir para el Mejoramiento del Caso Base.

1.2 Técnicas Heurísticas ^[4].

Una forma para determinar la secuencia o el orden en el cual los componentes de una mezcla pueden ir siendo separados y obtenidos es mediante el empleo de reglas heurísticas.

Las reglas heurísticas son reglas basadas en la propia experiencia del ingeniero y proporcionan la solución de un problema de manera rápida y sencilla. Estas reglas son también de gran utilidad, y evitan tener que examinar todas las secuencias posibles con el fin de encontrar las secuencias óptimas y casi óptimas.

Utilizando reglas heurísticas se pueden establecer rápidamente buenas secuencias sin diseñar y estimar el coste del equipo aún en el caso de que haya un gran número de componentes a separar.

Se han propuesto numerosas reglas heurísticas para secuencia sencillas compuestas de columnas de destilación ordinaria. Las reglas heurísticas de mayor utilidad para el planteamiento de los nuevos esquemas de separación fueron principalmente las siguientes:

1. Cuando los componentes adyacentes ordenados de la alimentación del proceso varían grandemente en la volatilidad relativa, la secuencia de las etapas de separación se establece en el orden de volatilidad relativa decreciente.



2. La secuencia de las etapas para la separación de componentes, se establece en el orden de temperatura de ebullición creciente de la alimentación del proceso, cuando dicha temperatura varía grandemente.
3. La secuencia de las etapas para la separación de los componentes se establece en el orden de porcentaje molar decreciente de la alimentación del proceso, cuando dicho porcentaje varia grandemente pero en cambio la variación de la volatilidad relativa es pequeña.

Estas tres reglas heurísticas son las que principalmente se emplearon para el planteamiento de las nuevas secuencias de separación.

El tipo de regla heurística a utilizar dependerá sobre todo de las características de los componentes que constituyen a la alimentación del proceso en particular.

El proceso de separación podría estar basado en el uso de una sola regla, o una mezcla varias reglas heurísticas para cada etapa de una separación.

Otras reglas heurísticas a parte de las aquí mencionadas también pueden emplearse.

1.2.1 Cálculo del Vapor Mínimo para cada Secuencia de Separación ^[5].

Una regla heurística de gran utilidad para poder predecir el funcionamiento y el relativo comportamiento de una determinada secuencia de separación respecto a otra es mediante el cálculo del vapor mínimo.

El cálculo del vapor mínimo es la determinación del flujo de vapor que se tiene en los domos de una columna, cuando esta tiene por finalidad la separación de una mezcla multicomponente.

El flujo de vapor por los domos de una columna es una buena medición, indirecta, de los costos de inversión y operativos de la misma, ya que se puede



establecer una relación entre este y el calor requerido para realizar la destilación, esto es, entre el calor latente relativo de estos dos parámetros.

Además, existe una relación entre el flujo de vapor y los costos de inversión, debido a que el diámetro de la columna se ve influenciado por la cantidad de vapor dentro de ella, de manera tal, que a medida que aumenta el flujo de vapor en la destilación, es necesario la adquisición de columnas con mayores diámetros.

El tener altos flujos de vapor en una columna incrementa la posibilidad de adquirir grandes rehervidores y condensadores también.

El cálculo del flujo de vapor es una buena medición de los costos de inversión y operativos, en columnas individuales.

De acuerdo con lo anterior se establece que, la secuencia con bajo flujo de vapor total en los domos conduce a la mejor opción a seguir, respecto a otra u otras en las cuales se tenga un alto flujo de vapor en los domos.

Para la determinación y cálculo del vapor mínimo se considera que las operaciones de separación realizadas por las columnas de fraccionamiento se efectúan de manera ideal. Es decir, para nuestro caso, la separación de los tres componentes de interés se realiza completamente sin la pérdida o mezcla de residuos de alguno de los productos entre los mismos.

En base al número de componentes que inicialmente se introducen como alimentación a una columna, Porter y Momoh establecieron una fórmula para la determinación del vapor, si la columna se operara con una relación de reflujo mínimo de $L_R = 1.1$:

$$V = (F_A + F_B + \dots + F_{LK}) + (F_A + F_B + \dots + F_{LK} + F_{HK} + \dots + F_{NC}) \left(\frac{R_F}{\alpha - 1} \right) \quad \text{Ecuación (2)}$$



Donde F_A , F_B , etc., son los flujos molares de los componentes presentes en la alimentación a la columna que se requieren separar, α es la volatilidad relativa entre los componentes adyacentes y R_F es la relación de reflujo mínimo cuyo valor es de 1.1.

En base a la secuencia que se está evaluando, ya sea directa o indirecta y de acuerdo al número de componentes que se tienen que separar, la ecuación (2) puede adquirir diferentes formas.

Para nuestros casos en cuestión, teniendo en cuenta que la Propuesta de Mejora I cumple con la configuración del diseño original, esta se define para determinar su vapor mínimo como secuencia directa, mientras que la Propuesta de Mejora II, se determina en base al cálculo de la secuencia indirecta.

Esto se debe principalmente al tipo de separación que se realiza en ambos casos:

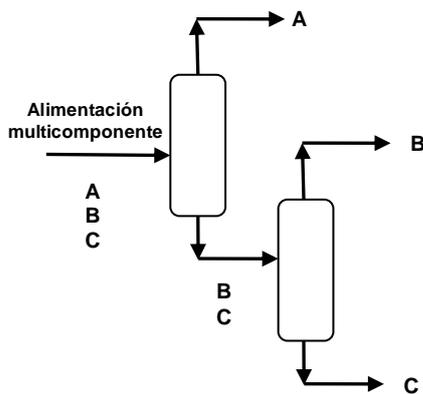


Figura (1.4a). Secuencia de separación directa.

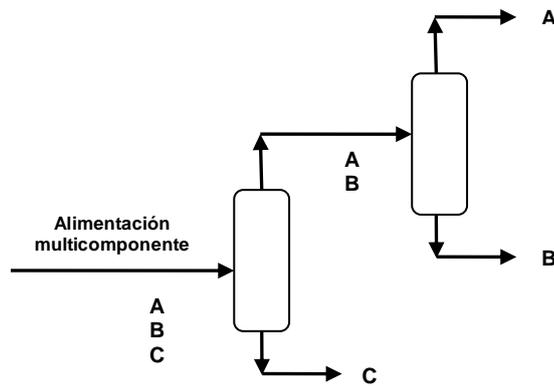


Figura (1.4b). Secuencia de separación indirecta.

Figura (1.4). Secuencias de separación directa e indirecta para las Propuestas de Mejora I y II.

Tomando de manera global e ideal las separaciones realizadas para ambos casos en cuestión.

Para la determinación del vapor mínimo se tomaron en cuenta los datos de la siguiente tabla:



Componente		Flujo molar (Kgmol/hr)	Punto de ebullición (°F)	Volatilidad relativa entre componentes adyacentes. (α)
A	K_L	114.931	31.1	0.124
B	$K_H \rightarrow K_L$	124.069	249.6	0.855
C	K_H	559.82	292	

Tabla (1.1). Datos de la mezcla ternaria que deben ser separados por destilación.

Arreglando la ecuación (2) para la determinación del vapor mínimo de la secuencia directa como la de la figura (1.4a), para tres componentes se obtiene lo siguiente:

$$\sum V = F_A + (F_A + F_B + F_C) \left(\frac{L_R}{\alpha_1 - 1} \right) + F_B + (F_B + F_C) \left(\frac{L_R}{\alpha_2 - 1} \right) \quad \text{Ecuación (3)}$$

y sustituyendo en la ecuación (3) los datos correspondientes de la tabla (1.1):

$$\sum V = 114.9 + (114.9 + 124.07 + 559.8) \left(\frac{11}{0.124-1} \right) + 124.07 + (124.07 + 559.8) \left(\frac{11}{0.855-1} \right)$$

$$\sum V = 114.9 - 1003.02 + 124.07 - 5187.97$$

$$\sum V = -5952.02 \frac{\text{kgmol}}{\text{hr}}$$

Arreglando la ecuación (2) para la determinación del vapor mínimo de la secuencia indirecta como la de la figura (1.4b), para tres componentes se obtiene lo siguiente:

$$\sum V = (F_A + F_B) + (F_A + F_B + F_C) \left(\frac{L_R}{\alpha_2 - 1} \right) + F_A + (F_A + F_B) \left(\frac{L_R}{\alpha_1 - 1} \right) \quad \text{Ecuación (4)}$$

y sustituyendo en la ecuación (4) los datos correspondientes de la tabla (1):



$$\Sigma V = (114.9 + 124.07) + (114.9 + 124.07 + 559.8) \left(\frac{1.1}{0.855-1} \right) + 114.9 + (114.9 + 124.07) \left(\frac{1.1}{0.124-1} \right)$$

$$\Sigma V = 238.97 - 6060.013 - 185.17$$

$$\Sigma V = -6005.21 \frac{kgmol}{hr}$$

Los resultados negativos del flujo de vapor en ambas secuencias de separación se deben a que el valor de la volatilidad relativa que se empleó, fue calculado tomando como referencia los puntos de ebullición de los componentes, ya que este, es también una medida indirecta de que tan volátil es una sustancia respecto a otra.

Los resultados de las ecuaciones (3) y (4), indican los flujos de vapor que se tienen en los domos de las columnas empleadas para realizar la separación de la mezcla multicomponente en la secuencia directa e indirecta.

En general, en la obtención de valores positivos de los flujos de vapor, se toma como la mejor opción, la secuencia que por medio de su ecuación proporcione el menor flujo de vapor.

En base a los resultados obtenidos de las ecuaciones (3) y (4), y tomando como valor comparativo el valor menos negativo, podemos decir que la secuencia de separación que mejor podría ser implementada es la que conforma a la secuencia directa.

Esta variación se debe, como ya se había mencionado anteriormente, a la secuencia de separación realizada en cada caso.

La secuencia directa propone la separación, primero, de todos los componentes ligeros en una primera etapa, esto facilita la obtención de los componentes de B y C, realizando la destilación fraccionada de tan solo dos componentes de interés. Mientras que en la secuencia indirecta, la separación de los tres componentes principales de A, B y C se realiza primero en una sola etapa de destilación fraccionada, para obtener por medio de esta los tres



componentes principales como producto. En esta última el proceso de destilación es un poco mas complejo, ya que requiere incrementar la presión de operación dentro de la columna para aumentar la temperatura de domos en la misma, ya que los componentes del gas amargo en su mayoría tienen un punto de ebullición muy bajo, y eso implicaría aumentar los consumos de energía por parte del condensador y reboiler de la misma.

Los costos de inversión y operativos serían menores en la secuencia directa que los comparados con la secuencia de separación indirecta. Esto, puede verse reflejado una vez que se haya realizado una evaluación técnica de los procesos en los cuales se basa cada una de las secuencias, que involucre las dimensiones de los equipos y el consumo de energía por los mismos.

1.3 Simulación de Procesos Químicos.

Una herramienta de gran ayuda para la evaluación y cálculo fue la realización de los modelos de simulación para cada una de las Nuevas Propuestas de Mejora.

La simulación de procesos químicos es la representación de un proceso químico por medio de un modelo matemático, donde este modelo se resuelve para obtener más información sobre el desempeño del proceso químico.

La simulación de procesos permite el análisis de sistemas complejos por medio de métodos matemáticos validos. Por tanto se busca describir el comportamiento de un sistema y usar un modelo para predecir una conducta futura, es decir, los efectos que se producirán por cambios en el sistema y en su operación.

Algunas ventajas que presenta la simulación son las siguientes:

- Estudio.- Es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica.



- Extrapolación.- Con un modelo matemático adecuado se pueden ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación, que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real.
- Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes.- Se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles. La simulación permite comparar distintos diseños y procesos que toda vía no están en operación y ensayar hipótesis sobre los sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.
- Repetición de experimentos.- La simulación permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el modelo matemático se puede introducir o retirar a voluntad de un error, lo cual no es posible en la planta real.
- Cálculos de control.- La simulación constituye una importante ayuda para el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados.
- Ensayos de sensibilidad.- Se puede ensayar la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo, un incremento del 10 % en el flujo de la alimentación podrá obtener, según los casos, un efecto mínimo o un efecto muy importante sobre el funcionamiento de la instalación.
- Estudio de la estabilidad del sistema.- Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones.

Aunque la simulación tiene muchas fortalezas y ventajas, también presenta desventajas, tales como:

- La simulación es una disciplina que requiere entrenamiento especializado y por lo tanto las habilidades de los practicantes pueden



variar ampliamente. La utilidad del estudio depende de la calidad del modelo y de la habilidad del modelador.

- La obtención de información confiable es altamente cuestionable. La simulación no puede compensar la información inadecuada o la deficiente aptitud en la toma de decisiones.
- Los modelos de simulación son modelos de entrada y salida, proveen la información de salida probable sobre los datos de entrada proporcionados. .
- Los modelos no dan una solución óptima, sirven como herramienta para el análisis del comportamiento de un sistema a las condiciones especificadas.

1.3.1 Enfoques de la Simulación

Existen diversos enfoques en los procesos de simulación, según el tipo de procesos (batch, o continuo), si involucra el tiempo (estacionario o dinámico, incluye a los equipos batch), si maneja variables cuantitativas o cualitativas, etc.

1.3.2 Herramientas para la simulación de procesos químicos.

El diseño de una planta de procesos incluye no solo la resolución de las ecuaciones de los balances de materia y energía en todas las unidades de proceso, si no también el dimensionamiento de los equipos, así como sus restricciones de diseño, optimización y control de costos.

Un software que pueda llevar acabo todas estas tareas es conocido como paquete de diseño de procesos asistido por computadora (Computer Aided Process Design Package), en el que los cálculos para una unidad de proceso individual son tratados como bloques o como conjuntos de ecuaciones que constituyen el diagrama de flujo (flowsheet o flowchart) global del proceso.

La simulación de cada uno de los elementos que constituyen el proceso es una tarea relativamente sencilla en la que, a partir de todas las consideraciones de diseño junto con las económicas, se puede llegar a describir el funcionamiento



del equipo. Sin embargo, un proceso consta habitualmente de un buen número de estos equipos, para los cuales las corrientes de entrada y salida están interrelacionadas constituyendo un problema de resolución mucho más complejo. Además la mayor parte de los procesos contienen corrientes de recirculación y lazos de control, de modo que la resolución de todas estas interconexiones supone la aparición de cálculos iterativos. Este es el motivo por el que su solución requiere de métodos numéricos que garanticen la convergencia de los cálculos. Para llevar acabo estos cálculos, es necesario además prioritariamente, disponer de datos de propiedades físicas, químicas y termodinámicas de todos los materiales y productos involucrados en el proceso.

Por ultimo es necesario que exista un programa que relacione todos estos elementos: propiedades físicas, termodinámicas, cálculos de los diseños de los equipos, y que además relacione toda la información concerniente a los flujos establecidos entre ellos. El programa que conjunta las características descritas en los párrafos anteriores, se conoce como *simulador de procesos químicos*.

Aunque los programas de procesos (flowsheeting) fueron desarrollados como una herramienta de diseño, muchos de los programas funcionan en modo de cálculos. En estas condiciones se trata de establecer los resultados que se obtendrían con los parámetros de diseño hasta obtener condiciones similares a las que se espera para el proceso concreto. Este funcionamiento es conocido como “Simulación iterada”.

1.3.3 Elementos de los simuladores de los procesos químicos

Todos los simuladores de proceso tienen un número de funciones básicas (consistentes en un software que automatiza el sistema de información) agrupadas e integradas en diferentes combinaciones, que intentan satisfacer el diseño de procesos y las practicas de evaluación en diferentes grados. Estas funciones incluyen la estimación de propiedades químicas, la descripción de interacciones moleculares como reacciones y distribución de fase y modelado de equipo de procesos. Otras funciones básicas incluyen rutinas para el cálculo



de costo de los equipos, químicos etc., así como rutinas de evaluación económica. Hay funciones adicionales que incluyen integración de energía, control de procesos y optimización de procesos. Las últimas tres funciones se consideran básicas a pesar de que son complejas y dependen de otras funciones básicas.

La descripción de funciones del software que se suele encontrar en los simuladores de proceso son las siguientes:

- Estimación de propiedades químicas: Es necesario de reproducir con procesión las propiedades que describen a las especies químicas. Las herramientas del simulador incluyen una base de datos que incluye reacciones y datos cinéticos, propiedades termodinámicas y propiedades de transporte.
- Hojas de cálculo.- Son diagramas con la secuencia de operaciones, comprenden operaciones lógicas, en estas se integran reacciones, separaciones, cambios de temperatura y presión. Dentro de las mismas hojas de cálculo hay subrutinas enfocadas a lidiar con reacciones, transferencia de calor y los procesos de separación en el proceso, que se complementan con rutinas programadas para integrar las rutinas individuales.
- Modelos matemáticos.- De acuerdo a la tarea involucrada, tiene una rutina de cálculo en donde se utilizan técnicas de cálculo numérico y optimización.
- Estimación de costos de equipos de procesos.- Las rutinas de procesos realizan todas las tareas (obtiene relación de costos para un equipo, dimensiona equipo, cotiza el precio de acuerdo al tamaño del equipo, y ajusta el costo unitario para la presión, temperatura y materiales de construcción, estima costos de instalación, etc.). Además de utilizar bases de datos computarizadas de costos de equipos.



- Evaluación económica del proceso.- Son rutinas computarizadas de evaluación económica que son esencialmente una compilación de relaciones de evaluación económica, ecuaciones y rutinas utilizadas en la evaluación económica manual

1.3.4 Clasificación de los simuladores de procesos químicos.

Los simuladores de proceso pueden dividirse en los siguientes tipos según el modelo que representa el proceso a simular: aproximación secuencial, aproximación modular simultánea y aproximación orientada a objetos y ecuaciones.

1.3.5 Simuladores de proceso comerciales y su proveedor.

A continuación se presentan los principales simuladores de uso comercial y sus proveedores:

Simulación en estado estacionario

Nombre	Proveedor
Aspen Plus	Aspen Tech
SuperPro Designer	Intelligen
CHEMCAD	Chemstations
HYSYS	Aspen Tech
PRO/ II	Simsci-Esscor
PROMax	Bryan Research e Engineering
PROSimPlus	Prosim

Tabla (1.2). Simuladores en estado estacionario.

Simulación Dinámica

Nombre	Proveedor
Aspen Dynamics	Aspen Tech
DYNSIM	Simsci-Esscor
gPROMS	Process SystemsEnterprise
HYSIS	Aspen Tech

Tabla (1.3). Simuladores en estado dinámico.



1.3.6 Importancia de la Simulación de Procesos en la Industria de la Refinación del Petróleo.

La representación de las diferentes operaciones que participan en los diversos procesos de refinación de la industria del petróleo por medio de modelos de simulación, permite describir y analizar el funcionamiento de los sistemas de procesamiento de una manera más rápida. Dada la complejidad de la mayoría de las principales operaciones que se realizan para el de tratamiento y transformación de sus productos, así como también, de la gran cantidad de los diversos compuestos que participan en el proceso y de las propiedades químicas, físicas y de transporte que los describen.

Debido a que las propiedades y características del petróleo a refinar varían con el tiempo, se pueden emplear, por medio de diferentes licenciadores, nuevos métodos termodinámicos para el estudio y tratamiento de estas fracciones, proponiendo incluso modelos termodinámicos complejos que describen a las fracciones mas pesadas y difíciles de procesar, mediante ecuaciones que puedan describir el comportamiento de mezclas muy complejas.

Esto es de gran utilidad, ya que permite mediante el empleo de estos simuladores, mejores cuantificaciones de los principales productos y en la simulación de los mismos.

Esta herramienta permite la evaluación de los diferentes procesos de refinación en conjunto con los conocimientos del ingeniero de proceso, para el planteamiento de mejoras y modificaciones de las plantas actuales.



1.4 Refinación del Petróleo.

La industria de la refinación del petróleo ha evolucionado drásticamente hasta volverse demasiado compleja, todo con la finalidad de transformarlo en productos derivados que satisfagan la demanda en calidad y cantidad de hidrocarburos de diferente tipo de especificación.

Cabe destacar que tal demanda ha ido variando a través del tiempo, en el volumen total de productos.

La industria de la refinación del petróleo encierra una serie de procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo crudo para obtener de él por procesos de transformación química y física, los diversos hidrocarburos o las familias de hidrocarburos que se conocen y que se usan tanto para petroquímica básica y como base para la petroquímica secundaria (ver figura 4).

Los principales productos que se obtienen de la industria de la refinación son:

- a) Combustibles específicos para los transportes, la agricultura, la industria, la generación de corriente eléctrica y productos de uso industrial.
- b) Productos especiales: Lubricantes, parafinas, asfaltos, grasas para vehículos y productos de uso industrial.
- c) Materias primas para la industria petroquímica básica.

Para la generación de gasolinas se incorporan procesos como reformación catalítica, síntesis de éteres (MTBE y TAME), alquilación e isomerización de pentanos-hexanos, balanceados de tal forma que la mezcla resultante cumpla con la especificación establecida.

Los gasóleos de vacío se someten a desintegración catalítica fluida para generar mayor cantidad de destilados ligeros, principalmente gasolina. El residuo de vacío puede también someterse a hidrodésintegración así como



también al proceso de coquización retardada para aumentar el rendimiento de destilados, como también a procesos de Hidrodesulfuración o reducción de viscosidad para generar combustóleo.

Es evidente que de acuerdo con las características del crudo, la cantidad y tipo de productos que se desean obtener se determinan los procesos que deben incorporarse a la refinería, cabe destacar que el proceso de Hidrodesulfuración tiene un papel importante en la obtención de combustibles menos contaminantes.



Proceso de Refinación.

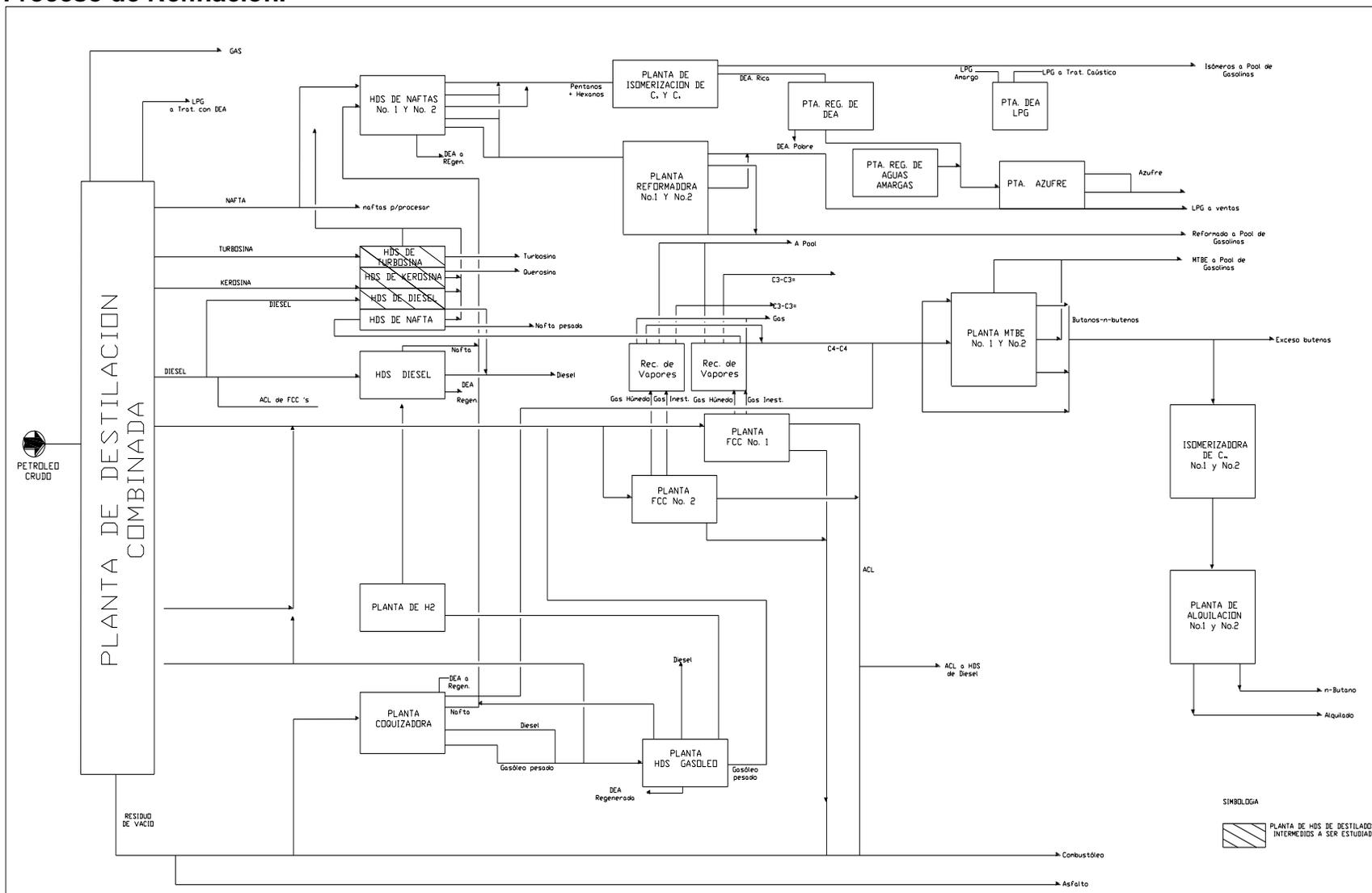


Figura (1.5) Proceso de Refinación



1.5 Proceso de Hidrodesulfuración (HDS).

La Hidrodesulfuración se lleva a cabo para la eliminación de los compuestos indeseables, presentes en la alimentación a una planta (S, N₂, metales, compuestos clorados, etc.), estas alimentaciones pueden ser: nafta ligera, nafta pesada, turbosina y gasóleos, todos estos son productos de la destilación primaria del petróleo (ver Fig. 1.5).

El conocer las especies químicas que contienen los diferentes tipos de alimentación a la planta Hidrodesulfuradora, nos ayudan a fijar las condiciones óptimas de operación del proceso y obtener un producto con la calidad y especificaciones requeridas.

En la actualidad la tendencia está orientada hacia una obtención de combustibles más limpios, con aproximadamente un 99.9 % de remoción de azufre (combustibles de ultrabajo azufre); por lo cual se hace indispensable el conocimiento de las especies químicas presentes que intervienen en las reacciones químicas de remoción con hidrógeno, saturación o craqueo e hidrogenación.

Dentro del proceso de HDS, se llevan a cabo reacciones de remoción de S, N₂, olefinas, diolefinas, aromáticos, etc., todas de carácter exotérmico en reactores de lecho fijo inherentes a la carga.

El proceso de Hidrodesulfuración tiene diferentes funciones como son:

- Reducción o eliminación de corrosión durante el procesamiento posterior de las fracciones tratadas.
- Control y disminución de contaminantes a la atmósfera.
- Para el caso de querosinas, disminuir depósitos industriales y humos.



Para el caso específico, la función del proceso de hidrodesulfuración de nafta, es producir nafta hidrotratada con bajo contenido de elementos contaminantes, con la calidad necesaria para entregarse como alimentación a las plantas reformadoras de nafta, donde se obtienen las gasolinas base que se envían al pool de gasolinas.

La Hidrodesulfuración es un proceso muy versátil con una flexibilidad de operación muy amplia con respecto a las diferentes cargas de alimentación.

Esta flexibilidad se debe, a la utilización de diferentes familias de catalizadores y la modificación de las variables del proceso, lo que permite llevar acabo la función de hidrotratar las distintas cargas a procesar, obteniendo la calidad y especificación necesaria o requerida.



1.6 Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios.

La planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios se diseñó para procesar cargas de Turbosina o Mezcla de Gasóleos, proveniente de la Planta de Destilación Atmosférica, así como también cargas intermedias a los casos antes mencionados.

La finalidad de la planta, es la hidrogenación catalítica de compuestos de azufre y olefinas presentes en las diversas cargas, obteniéndose productos dentro de especificaciones requeridas.

Esta planta se diseñó originalmente para procesar 25 000 BPD de Turbosina o de mezcla de Gasóleos procedente de límite de batería, obteniéndose como productos, Turbosina y Diesel Nacional respectivamente como productos principales.

La planta se puede dividir en dos secciones principales:

- Sección de Reacción
- Sección de Agotamiento y Fraccionamiento.

Sección de Reacción.

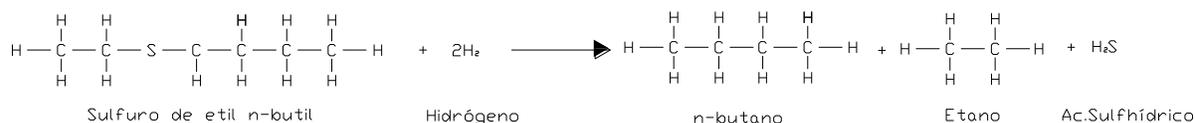
Las cargas que procesan la Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios procedentes de L.B. son: para un caso, Turbosina y Mezcla de Gasóleos para el otro.

Mediante estas reacciones los contaminantes de la carga se descomponen para dar lugar a la formación de hidrocarburos de estructuras diferentes con menores contaminantes y compuestos que contengan el contaminante y pueda ser eliminado del producto.

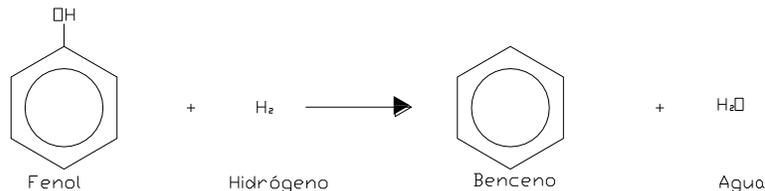


Enseguida se presentan algunas reacciones que ilustran la forma en la cual se descomponen los contaminantes:

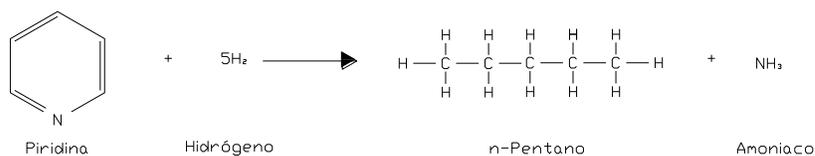
a) Compuestos de Azufre



b) Compuestos de Oxígeno

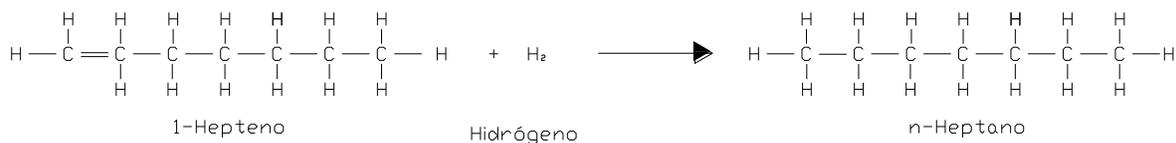


c) Compuestos de Nitrógeno



d) Saturación de Olefinas

Los compuestos olefínicos son compuestos no saturados o sea deficientes en átomos de hidrógeno, lo que los hace relativamente reactivos.





Las reacciones que se efectúan en el proceso de Hidrodesulfuración son generalmente exotérmicas. Sin embargo únicamente la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos de nitrógeno liberan una gran cantidad de calor.

Todas las reacciones que ocurren en el proceso de Hidrodesulfuración usan hidrógeno y el consumo de este está en función de la concentración de los compuestos olefínicos y de azufre en la carga a la planta.

Sección de Agotamiento y Fraccionamiento (Caso de estudio).

Esta sección tiene como finalidad eliminar los gases incondensables e hidrocarburos ligeros mediante el uso de vapor de agotamiento y mediante un fraccionamiento adicional obtener los compuestos de Turbosina (Caso Nafta Pesada), Diesel Nacional (Caso Gasóleo), así como una corriente de gasolina amarga que se obtiene en ambos casos de operación, (mas adelante se dará una descripción más detallada para esta sección).



1.7 Condiciones de Operación y Variables del Proceso (sección de fraccionamiento)

El control y buen funcionamiento de una planta depende básicamente de la elección adecuada de las condiciones de operación de los distintos equipos que integran el proceso.

La eficiencia del proceso de Fraccionamiento depende de las condiciones de operación empleadas para poder operar a condiciones óptimas y poder alcanzar niveles de eliminación de gases ligeros, principalmente de H_2S al máximo, así como también, procurar obtener gasolina que se encuentre dentro de especificación.

Por ello el grado de Fraccionamiento de la carga es función directa de los siguientes parámetros básicos para el control del proceso en la Sección de Fraccionamiento:

- Presión.
- Temperatura.
- Composición de Gas ligeros (Gas Amargo)

Presión.

La presión depende de la composición de la alimentación, siendo la presión mayor cuando la carga contiene una gran cantidad de ligeros y por el contrario, si contiene muchos pesados, la presión será menor; siempre y cuando se desee condensar con agua de enfriamiento, de lo contrario implicaría la introducción de un sistema de refrigeración para condensar los gases.

Un aumento en los valores normales de la presión contribuye a realizar una mejor separación de los gases ligeros que sean introducidos en la alimentación. Esto por



el aumento de la temperatura de calentamiento proporcionada por el rehervidor, en el caso de la Torre Fraccionadora.

Si la carga de alimentación llega a la Torre Agotadora con muchos ligeros, éstos se pueden eliminar con el vapor de agotamiento que se le inyecta a dicha Torre.

Composición

La composición de gases ligeros en la alimentación es uno de los mayores problemas de esta sección. Ya que si aumenta el contenido de estos en la alimentación, tendrán que aumentar las condiciones de Temperatura y Presión para la remoción de la mayor parte de los mismos.

El cambio de composición de la carga afecta la presión y temperatura de la Torre Fraccionadora. En forma cualitativa se tiene que, si la composición de la carga a la Torre aumenta en componentes de menor peso molecular, la presión de la Torre tendrá que aumentarse para mantener la misma temperatura de los domos. Si la carga viene con menos ligeros, aumenta la temperatura, manteniéndose la misma presión.

Temperatura

La temperatura es una de las variables de proceso que contribuyen a la realización de una mejor separación de los gases ligeros contenidos en la carga de alimentación a los diferentes equipos de separación.

De manera que el precalentamiento de la carga antes de ser introducida a alguna de las Torres, facilita la remoción de gases ligeros por parte de estas, ya que la alimentación es introducida con cierto porcentaje de vaporización de los mismos, con el consecuente ahorro de combustible y en costos de operación en el rehervidor.



Capítulo I





CAPÍTULO II. PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 DE 25MMPD DE CAPACIDAD (SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO)

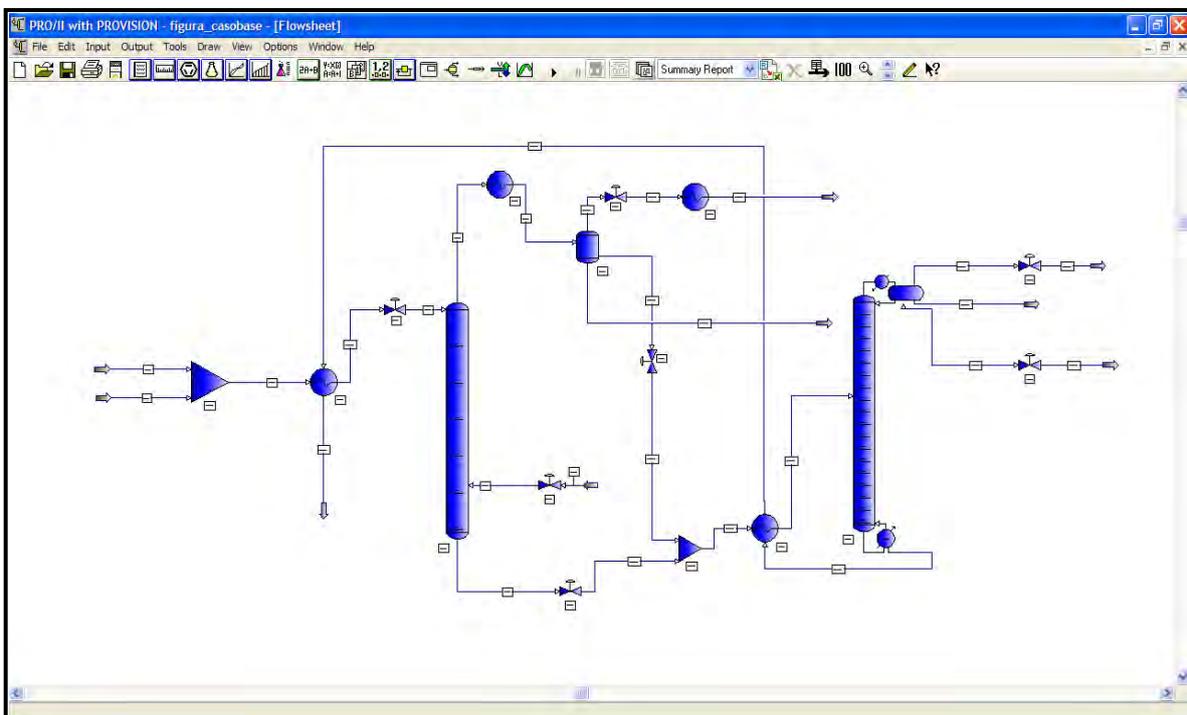


Figura (2.1). Simulación para la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1 de Cadereyta N.L, Caso Base.



2.1 Bases de Diseño.

A.1 Generalidades.

A.1.1 Función de la Planta.

Se diseñó la Planta para hidrodesulfurizar cargas de Nafta Pesada y Gasóleos provenientes de la Planta de Destilación Atmosférica, obteniéndose como producto Turbosina y Diesel nacional, respectivamente, así como también podrá procesar cargas intermedias a los casos antes mencionados.

A.1.2 Tipo de proceso

Hidrogenación catalítica de compuestos de azufre y olefinas presentes en las diversas cargas.

A.2 Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad

A.2.1 Factor de servicio.

La planta operará durante 330 días al año.

A.2.2 Capacidad y Rendimiento.

La capacidad de diseño es de 25000 BPD.

La capacidad normal es igual a la capacidad de diseño.

La capacidad mínima de la planta será el 60 % de la capacidad de diseño.

El contenido máximo de azufre en las corrientes de alimentación es de 20 000 ppm, en tanto que el contenido máximo de azufre en los productos es de 1000 ppm.



A2.3 Flexibilidad

A.2.3.1 Falta de energía eléctrica

A falta de energía eléctrica la planta no operará pero se efectuará un paro ordenado de la misma.

A.2.3.2 Condiciones normales bajo las cuales la Planta deberá seguir operando.

Se requiere que la sección de reacción sirva de relevo a la correspondiente en la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas.

La Planta tendrá la flexibilidad de procesar también una carga de gasóleos con un contenido máximo de 10 % de Aceite cíclico ligero.

A.3 Especificación de las Alimentaciones.

Las siguientes corrientes constituyen la alimentación a la Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios.

A.3.1 Para el caso de Nafta Pesada.

Nafta Pesada de la Planta de Destilación Atmosférica.

25 000 BPD a 15.6 °C (60 °F)

45.5 °API

Factor de caracterización 12.1

4.400 ppm de azufre

A.3.2 Para el caso de Mezcla de Gasóleos.

Mezcla de gasóleos de la Planta de Destilación Atmosférica

25 000 BPD a 15.6 °C (60 °F)

30 ° API

20 000 ppm de azufre



10 MMPCSD a 20 °C y 1 Kg/cm² abs. (68 °F y 14.2 psia)

A.4 Especificaciones de los Productos.

A.4.1 Para el caso de carga con nafta pesada se obtendrán los siguientes productos:

Turbosina

24 509 BPD a 15.6 °C (60 °F)

44.7 ° API

Gas Amargo a la planta de tratamiento

1.78 MMPCSD a 20 °C y 1 Kg/cm² abs (68 °F y 14.2 psia)

Gas amargo a desfogue:

0.23 MMPCSD a 20 °C y 1 Kg/cm² abs (68 °F y 14.2 psia)

Gasolina a planta Hidrodesulfuradora de Naftas

249 BPD

81.6 API

A.4.2 Para el caso de carga de mezcla de gasóleos se obtendrán los siguientes productos:

Diesel Nacional

24 151 BPD

30 ° API

Gas amargo a Planta de Tratamiento

6.61 MMPCSD a 20 °C y 1 Kg/ cm² abs. (68 °F y 14.2 psia)

Gas amargo a desfogue

0.06 MMPCSD a 20 °C y 1 Kg/cm² abs (68°F y 14.2 psia)

Gasolina a Planta Hidrodesulfuradora de Naftas

328 BPD

69 ° API



A.5 Alimentaciones

A.5.1 Condiciones de alimentación en límites de batería.

Alimentación	Estado Físico	Presión man(Kg/cm ²)			Temp (°C)			Forma de recibo
		Máx	Nor	Mín	Máx	Nor	Mín	
Nafta Pesada	Líquido	-	3.5	2.8	-	38	-	Tubería
Hidrógeno	Gaseoso	-	63		-	116	-	Tubería
Mezcla de Gasóleos	Líquido	-	-	2.8	-	-	38	Tubería
Hidrógeno	Gaseoso	-	65.7	-	-	116	-	Tubería

Tabla (2.1) Condiciones de alimentación en L.B

A.5.2 Elementos de seguridad requeridos para proteger las líneas de alimentación.

La Línea de alimentación de Nafta Pesada y Mezcla de Gasóleos al reactor (en la descarga de la bomba) estará provista de una válvula automática de cierre por bajo flujo, así como por falla de aire de instrumentos.

A.6 Condiciones de los Productos en límite de batería



Producto	Estado Físico.	Presión man (Kg/cm ²)			Temperatura °C		
		Máx.	Nor.	Mín.	Máx.	Nor.	Mín.
Gas amargo a desfogue	Gaseoso	-	1.4	-	-	49	46
Gas amargo a tratamiento	Gaseoso	-	5.6	-	-	38	-
Gasolina	Líquido	-	3.2	2.8	-	49	46
Turbosina	Líquido	-	4.9	-	-	38	-
Diesel Nacional	Líquido	-	5.0	4.9	-	38	38

Tabla (2.2). Condiciones de los productos en L.B

A.7 Eliminación de desechos.

El agua se manejará por drenaje pluvial, químico, aceitoso y sanitario, separado hasta límite de batería.

La altura mínima de las chimeneas será de 30.5 M. (100 pies) arriba de NPT.

Las chimeneas deberán contar con tomas de muestra.

El humo tendrá un valor menor de 2 en la escala de Ringelman.

El contenido de SO₂ será de 0.2 ppm a condiciones normales.

Se proporcionará la naturaleza de los desechos para que se diseñen los sistemas de eliminación.

A.8 Instalaciones requeridas de almacenamiento.

Se requiere de dos tanques para almacenar el combustóleo usado en las Plantas Hidrodesulfuradoras y Reformadora.



A.9 Servicios Auxiliares

A.9.1.1. Vapor

A.9.1.1. Vapor de media presión.

Este vapor será generado fuera de límite de batería.

Condiciones de límite de batería.

Presión: 17.6 Kg/cm² man (250 psig)

Temperatura: 310 °C (590 °F)

Calidad: Sobrecalentado

Disponibilidad: la requerida

A.9.1.2 Vapor de baja presión.

Este vapor será generado por las turbinas de las bombas: GA-702R, GA-703R, GA-704X.

Condiciones en límite de batería:

Presión: 3.5 Kg/cm² man (50 psig).

Temperatura: 147 °C (297°F)

Calidad: Saturado

A.9.2 Agua de Enfriamiento

A.9.2.1 Fuente de suministro: Agua de pozo o manantial

A.9.2.2 Sistema de enfriamiento: Torre de enfriamiento.

A.9.2.3 Condiciones de límite de batería.

Presión de entrada: 3.9 Kg/cm² man (56 psig).

Temperatura de entrada: 32 °C (90°F).

Presión de retorno mín. 2.54 Kg/cm² man (36 psig).

Temperatura de retorno máx. 46 °C (115 °F).



A.9.2.4 Disponibilidad: la requerida
La torre de enfriamiento será localizada dentro del área de Plantas Hidrodesulfuradoras, Reformadora y Fraccionadora.

A.9.3 Agua para servicios y usos sanitarios.

A.9.3.1 Fuente de suministro: Agua de pozo o manantial

A.9.3.2 Condiciones límite de batería.
Presión 3 3.9 Kg/cm² man (43 psig)
Temperatura: ambiente.

A.9.3.3 Disponibilidad: la requerida.

A.9.4 Agua potable

Será suministrada en garrafones.

A.9.5 Agua contra incendio.

Presión límite de batería: 10 Kg/cm² man (142 psig)
Disponibilidad: la requerida.

A.9.6 Aire de instrumentos

A.9.6.1 Fuente de suministro.
Se suministrará en límite de batería.
Se filtrará y secará dentro del límite de batería.

A.9.6.2 La presión del sistema será 7 Kg/cm² man (100 psig).



A.9.7 Aire de Planta.

- A.9.7.1 Fuente de suministro.
Se suministrará en límite de batería.
Se filtrará y secará dentro del límite de batería.

A.9.8 Combustible

- A.9.8.1 Gas
Fuente de suministro: Red general de Refinería
Propiedades:
Naturaleza: Gas natural
Peso molecular: 18.06
Densidad relativa 0.62
Poder calorífico 8206Kcal/m³
(922BTU/ft³)
Condiciones en límite de batería:
Presión: 3.5 Kg/cm² man (50 psig)
Temperatura: 20 °C (68 °F)
Disponibilidad: la requerida

A.9.9 Inertes.

Para que arranque se requieren 59.58 M m³ SD de nitrógeno referidos a 20 °C y 1 Kg/cm² abs (68 °F y 14.2 psia).

Condiciones requeridas en límite de batería:

Presión: 10 Kg/cm² man (142 psig)

Temperatura: 38 °C (100°F)

A.9.10 Alimentación de energía eléctrica.

Características:

Conexión: Estrella



Tensión: 4160 volts
Número de fases: 3
Frecuencia: 60 ciclos
Capacidad interruptiva de corto circuito: 180 MVA Sim, 250 MVA
Factor de potencia: 0.85
Número de conductores: uno por fase por alimentador
Sección de conductores: 350 mcm
Material del conductor: cobre electrolítico
Aislamiento del conductor: XLP + PB + PVC
Diámetro del conducto: Asbesto cemento
Acometida: subterránea

A.9.11 Alimentación de energía eléctrica de emergencia

No habrá alimentación de emergencia a la planta. Excepto en instrumentos y el 50 % del alumbrado.

A.9.12 Teléfonos.

A.9.12.1 Criterios de comunicación interna y externa.
Se definirá la localización de aparatos donde se requiera.

A.9.13 Desfogue.

El sistema de desfogue será diseñado hasta límite de batería. Este será recolectado en dos cabezales que serán comunes al área de Plantas Hidrodesulfuradoras, Reformadora y Fraccionadora.



A.10 Sistemas de Seguridad.

A.10.1 Sistema contra incendio

A.10.1.1 Normas y Criterios de diseño para la red contra incendio.

Se elaborará un plano preliminar con la localización de hidrantes y monitores.

Se indicará el tipo de equipo móvil y portátil y se elaborará la requisición de materiales.

A.11 Condiciones Climatológicas

A.11.1 Temperatura.

Máxima extrema: 45°C (113°F)

Mínima extrema: -1°C (30°F)

Máxima Promedio: 31°C (88°F)

Mínima promedio: 16°C (61°F)

De bulbo húmedo promedio: 13°C (55°F)

A.11.2 Precipitación Pluvial:

Horaria máxima: 82.2mm (3.24")

Máxima en 24 horas: 348 mm (13.70")

A.11.3 Viento

Dirección de los vientos dominantes: De NE a SW

Dirección de los vientos reinantes: De SE a NW



A.11.4 Humedad

Se proporcionará el valor de la humedad máxima así como el valor de la humedad mínima.

A.11.5 Atmósfera

La presión atmosférica es de 730 mm de Hg (14.15 psia), con atmósfera no corrosiva.

A.12 Localización de la Planta.

A.12.1 Coordenadas en límite de batería:

E 400 - 620

S 233 - 413

A.12.2 La elevación de la planta sobre el nivel del mar es de 327 m (1072 ft).

A.13 Bases de Diseño Eléctrico.

A.13.1 Código para clasificación de áreas

A.13.2 Resistividad eléctrica del terreno.

A.13.3 Características de la alimentación a motores

La acometida de la alimentación será subterránea.

Potencia (HP)	Volts	Fases	Frecuencia (Hertz)
Hasta $\frac{3}{4}$	115	1	60
De 1 a 200	440	3	60
De 201 a 200	4000	3	60
De 2001 a mayores	13800	3	60

Tabla (2.3). Características eléctricas de alimentación a motores.



A.13.4 Corriente para alumbrado e instrumentos

La corriente para alumbrado será 277 volts y 3 fases

La corriente para instrumentos de control será de 120 volts y 1 fase.

La acometida de esta corriente dentro del límite de batería será subterránea.

A.14 Bases de diseño para tuberías.

A.14.1 Soporte de tubería y trincheras.

Solamente permite el uso de trincheras en caso de que sea estrictamente necesario, en cuanto a los soportes éstos serán de concreto.

A.14.2 Drenajes.

Dentro del límite de batería se tendrán los siguientes tipos de drenaje.

- 1.- Aceitoso
- 2.- Pluvial
- 3.- Sanitario
- 4.- Químico

A.15. Bases de Diseño Civil.

A.15.1 Solicitaciones por viento y sismo.

Para viento y sismo se usará el Manual de la Comisión Federal de Electricidad.

A.15.2 Se hará el estudio de mecánica de suelos.



A.15.3 Se definirá el nivel freático.

A.15.4 Tipos de edificios y construcciones
Los edificios localizados dentro de los límites de batería son:

- a) Cuarto de control eléctrico y de instrumentos.
- b) Oficinas
- c) Sanitarios
- d) Cobertizo para el control de Proceso

A.16 Bases de Diseño para instrumentos.

A.16.1 El tablero usado es semigráfico, tipo consola.

A.16.2 Se usará señal electrónica con facilidad para procesamiento de datos.

A.16.3 Se usará tubo de cobre con recubrimiento de polietileno para el sistema neumático.

A.17 Base de Diseño de Equipo.

A.17.1 Bombas

Bomba	Servicio	Accionador
GA-702	Reflujo de Fraccionadora	Motor
GA-702/R	Relevo de GA-702	Turbina
GA-703	Fondos de la Fraccionadora	Motor
GA-703/R	Relevo	Turbina
GA-704X	Condensador de Superficie	Motor
GA-704 RX	Relevo de GA-704 X	Turbina
GA-705	Inhibidor de Corrosión	Motor

Tabla (2.4). Base de diseño para bombas.



2.2 Descripción del Proceso de la Sección de Agotamiento y Fraccionamiento. (Diseño Original, ver DFP no. 1 y 2)

La corriente líquida de hidrocarburos procedente de la Sección de Reacción se precalienta al intercambiar calor con los Fondos de la Torre Fraccionadora en el Precalentador de Carga a Torre Agotadora EA-706 A-D, hasta aproximadamente 160/164 °C (320/327°F); una vez precalentado el líquido, se envía como carga a la Torre Agotadora DA-702.

Las condiciones de operación en los domos de la Torre Agotadora DA-702 son de 6.3 Kg/cm²man y 163 °C (90 psig y 325°F) para ambos casos de operación (Nafta Pesada y Gasóleo).

Esta Torre tiene por objeto separar los gases incondensables de hidrocarburos ligeros de los hidrocarburos pesados, mediante agotamiento con vapor de media presión 17.6 Kg/cm² y 310 °C (250 psig y 590 °F).

Una vez efectuada la separación, los hidrocarburos ligeros, gases incondensables y vapor de agua, salen por los domos de la torre y se condensan parcialmente al pasar a través del condensador de la Torre Agotadora EA-703 A-B.

La separación se realiza en el Acumulador de la Torre Agotadora FA-705. La fase gaseosa constituida por Gas Amargo, previo enfriamiento en el Enfriador de Gas Amargo EA-708 hasta 38 °C (100°F) se envía a planta de Tratamiento de Gases. El condensado separado en el Acumulador de la Torre Agotadora está constituido por agua e hidrocarburos pesados; eliminándose el primero en la pierna de dicho acumulador y el líquido formado por dichos hidrocarburos pesados se une con la corriente que sale de los fondos de la Torre Agotadora, previa disminución de la Presión y se envía como carga al plato No. 11, de la Torre Fraccionadora DA-701.



La alimentación se precalienta con la corriente de fondos de la torre Fraccionadora en el Precalentador de Carga a Fraccionadora EA-704.

La Torre Fraccionadora DA-701 tiene como condiciones de operación en el domo 2.5 Kg/cm²man y 96 °C (35 psig y 205 °F) (caso Nafta Pesada), y 1.8 Kg/cm²man y 122°C (25 psig y 251 °F) (caso gasóleo).

En dicha Torre se efectúa la separación de los hidrocarburos ligeros de los más pesados que saldrán como productos. Los ligeros llevan compuestos de azufre y por lo tanto se le inyecta una corriente de inhibidor de corrosión para proteger a los equipos. Los ligeros se condensan parcialmente en el Condensador de Torre Fraccionadora EA-705 A-B.

El condensado y el gas se separan en el acumulador de Torre Fraccionadora FA-706. La corriente gaseosa, constituida por gas amargo se envía a desfogue, debido a su relativa baja presión (20 psig). La corriente líquida se bifurca: parte se recircula a la misma torre y la otra se envía a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. Ambas corrientes se manejan mediante la Bomba de Domos de Torre Fraccionadora GA- 702/R.

Los fondos de la Torre Fraccionadora DA-701, se dividen en dos corrientes: una que pasa a través del Calentador de la Torre Fraccionadora BA-702 para que se le suministre el calor necesario para la operación de la torre y la otra corriente se enfría al intercambiar calor con los fondos de la Torre Agotadora, con el efluente del Tanque Separador de Alta Presión y finalmente con agua.

Los intercambiadores utilizados son: Precalentador de Carga a Fraccionadora EA-704 A-F; Precalentador de Carga a Torre Agotadora EA-706 A-D; y el Enfriador de Fondos de Fraccionadora EA-707 A-D, respectivamente. Por último a L.B. como producto de Turbosina (Caso Nafta Pesada) o Diesel Nacional (Caso Gasóleo).



Capítulo II

2.3 Diagrama de Flujo de Proceso caso Mezcla de Gasóleos (1).

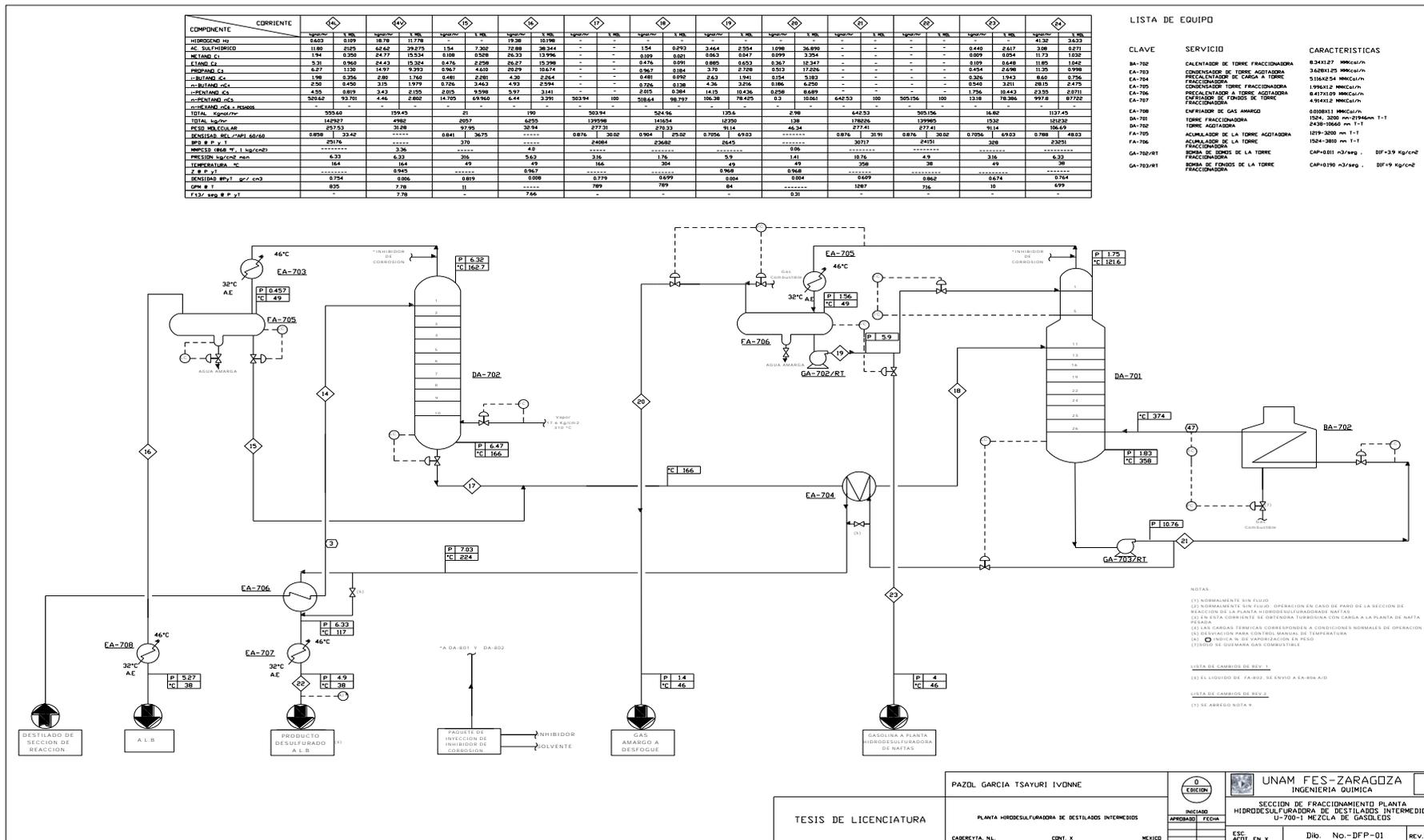


Diagrama (2.1) Sección de Fraccionamiento para el caso Mezcla de Gasóleos.



2.4 Balance de Materia caso Mezcla de Gasóleos

COMPONENTE	CORRIENTE		14L		14V		15		16		17		18		19		20		21		22		23		24				
	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL			
HIDROGENO H ₂	0.603	0.109	18.78	11.778	-	-	19.38	10.198	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	41.32	3.633		
AC. SULFHIDRICO	11.80	2125	62.62	39.275	1.54	7.302	72.88	38.344	-	-	1.54	0.293	3.464	2.554	1.098	36.890	-	-	-	-	-	-	-	-	0.440	2.617	3.08	0.271	
METANO C ₁	1.94	0.350	24.77	15.534	0.108	0.528	26.33	13.996	-	-	0.109	0.021	0.063	0.047	0.099	3.354	-	-	-	-	-	-	-	-	0.009	0.054	11.73	1.032	
ETANO C ₂	5.31	0.960	24.43	15.324	0.476	2.258	26.27	15.398	-	-	0.476	0.091	0.885	0.653	0.367	12.347	-	-	-	-	-	-	-	-	0.109	0.648	11.85	1.042	
PROPANO C ₃	6.27	1.130	14.97	9.393	0.967	4.610	20.29	10.674	-	-	0.967	0.184	3.70	2.728	0.513	17.226	-	-	-	-	-	-	-	-	0.454	2.698	11.35	0.998	
i-BUTANO iC ₄	1.98	0.356	2.80	1.760	0.481	2.281	4.30	2.264	-	-	0.481	0.092	2.63	1.941	0.154	5.183	-	-	-	-	-	-	-	-	0.326	1.943	8.60	0.756	
n-BUTANO nC ₄	2.50	0.450	3.15	1.979	0.726	3.463	4.93	2.594	-	-	0.726	0.138	4.36	3.216	0.186	6.250	-	-	-	-	-	-	-	-	0.540	3.211	28.15	2.475	
i-PENTANO iC ₅	4.55	0.819	3.43	2.155	2.015	9.598	5.97	3.141	-	-	2.015	0.384	14.15	10.436	0.258	8.689	-	-	-	-	-	-	-	-	1.756	10.443	23.55	2.0711	
n-PENTANO nC ₅	520.62	93.701	4.46	2.802	14.705	69.960	6.44	3.391	503.94	100	518.64	98.797	106.38	78.425	0.3	10.061	642.53	100	505.156	100	13.18	78.386	997.8	87722	-	-	-	-	
n-HEXANO nC ₆ + PESADOS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
TOTAL Kgmol/hr	555.60		159.45		21		190		503.94		524.96		135.6		2.98		642.53		505.156		16.82				1137.45				
TOTAL kg/hr	142927		4982		2057		6255		139598		141654		12350		138		178226		139985		1532				121232				
PESO MOLECULAR	257.53		31.28		97.95		32.94		277.31		270.33		91.14		46.34		277.41		277.41		91.14				106.69				
DENSIDAD REL./API 60/60	0.858	33.42	-----		0.841	36.75	-----		0.876	30.02	0.904	25.02	0.7056	69.03	-----		0.876	31.91	0.876	30.02	0.7056	69.03	0.788	48.03	0.788	48.03			
BPD @ P y T	25176		-----		370		-----		24084		23682		2645		-----		30717		24151		328				23251				
MMPDSD (@68 °F, 1 kg/cm ²)	-----		3.36		-----		4.0		-----		-----		-----		0.06		-----		-----		-----				-----				
PRESION kg/cm ² man	6.33		6.33		316		5.63		316		1.76		5.9		1.41		10.76		4.9		3.16				6.33				
TEMPERATURA °C	164		164		49		49		166		304		49		49		358		38		49				38				
Z @ P y T	-----		0.945		-----		0.967		-----		-----		0.968		0.968		-----		-----		-----				-----				
DENSIDAD @PyT gr/cm ³	0.754		0.006		0.819		0.008		0.779		0.699		0.004		0.004		0.609		0.862		0.674				0.764				
GPM @ T	835		7.78		11		-----		789		789		84		-----		1287		716		10				699				
Ft ³ /seg @ P y T	-		7.78		-		7.66		-		-		-		0.31		-		-		-				-				

Tabla (2.5). Balance de Materia para el caso Mezcla de Gasóleos.



2.6 Balance de Materia caso Nafta Pesada.

CORRIENTE	14L		14V		15		16		17		18		19		20		21		22		23		24			
	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL	kgmol/hr	% MDL																
HIDROGENO H ₂	2.497	0.323	24.50	35.83	0.031	0.171	26.463	31.342	0.494	0.067	0.526	0.069	-	-	0.526	4.768	-	-	-	-	-	-	-	-	41.323	3.063
AC. SULFHDRIDICO	5.41	0.701	8.65	12.648	0.476	2.617	12.158	14.400	1.434	0.194	1.911	0.252	4.095	1.595	1.688	15.289	-	-	-	-	0.222	1.595	3.082	0.271	-	-
METANO C ₁	4.33	0.561	16.93	24.758	0.154	0.854	20.166	23.884	0.953	0.129	1.107	0.146	0.499	0.193	1.080	9.782	-	-	-	-	0.027	0.193	11.738	1.034	-	-
ETANO C ₂	6.01	0.778	8.42	12.316	0.376	2.063	12.385	14.668	1.675	0.227	2.052	0.271	3.436	1.334	1.865	16.893	-	-	-	-	0.186	1.334	11.852	1.042	-	-
PROPANO C ₃	5.67	0.735	4.07	5.952	0.649	3.531	7.109	8.420	1.993	0.270	2.642	0.349	11.322	4.395	2.029	18.372	-	-	-	-	0.612	4.395	11.351	0.998	-	-
i-BUTANO iC ₄	1.32	0.171	0.53	0.783	0.231	1.272	1.048	1.242	0.576	0.078	0.808	0.106	6.192	2.404	0.472	4.275	-	-	-	-	0.335	2.404	8.60	0.756	-	-
n-BUTANO nC ₄	1.56	0.202	0.56	0.823	0.322	1.752	1.094	1.296	0.708	0.096	1.030	0.136	9.234	3.582	0.531	4.809	-	-	-	-	0.499	3.582	28.152	2.475	-	-
i-PENTANO iC ₅	7.35	0.952	1.62	2.376	1.961	10.719	2.932	3.473	4.086	0.553	6.047	0.798	76.567	29.724	1.906	17.263	-	-	-	-	4.140	29.724	23.556	2.077	-	-
n-PENTANO nC ₅	0.37	0.049	0.068	0.099	0.108	0.593	0.122	0.145	0.213	0.029	0.322	0.042	4.426	1.718	0.081	0.740	-	-	-	-	0.240	1.718	39.936	3.511	-	-
i-HEXANO nC ₆	0.40	0.053	0.054	0.080	0.122	0.664	0.068	0.081	0.272	0.037	0.394	0.052	6.242	2.423	0.059	0.534	-	-	-	-	0.335	2.423	75.71	6.657	-	-
n-HEXANO nC ₆ + PESADOS	737.92	95.475	2.98	4.360	13.860	75.758	0.885	1.048	726.159	98.320	740.02	97.718	135.582	52.633	0.803	72.75	1227.479	100	731.884	100	7.332	52.632	882.139	77.554	-	-
TOTAL Kgmol/hr	772.88		68.422		18.296		84.434		738.567		756.863		257.600		11.045		1227.4798		731.884		13.933		1137.45			
TOTAL kg/hr	132071		1682		2448		1939		129366		131814		20212		495		218147		130226		1093		121232			
PESO MOLECULAR	171.06		24.62		133.93		22.62		175.34		174.34		78.54		44.84		178.15		178.15		78.53		106.69			
DENSIDAD REL. / ° API 60/60	0.797	46.04	-----		0.761	54.44	-----		0.800	45.37	0.836	37.76	0.664	81.60	-----		0.803	44.71	0.803	44.71	0.664	81.60	788	48.03		
BPD @ 60°F	250.43		-----		480		-----		24438		23829		4600		-----		41056		24509		249		23251			
MMPCS (668 °F, 1 kg/cm ²)	-----		1.44		-----		1.78		-----		-----		-----		0.23		-----		-----		-----		-----			
PRESION kg/cm ² man	6.3		6.3		4.2		5.6		3.8		2.5		5.9		1.4		10.76		4.9		3.2		6.33			
TEMPERATURA °C	160		160		49		49		163		216		46		46		271		38		46		38			
Z @ P y T	-----		0.995		-----		0.987		-----		-----		-----		0.978		-----		-----		-----		-----			
DENSIDAD @PyT gr/cm ³	0.690		0.0048		0.735		0.0055		0.690		0.689		0.629		0.0037		0.609		0.781		0.629		0.764			
GPM @ T	842		-----		15		-----		825		842		148		-----		1576		734		8		699			
Ft ³ / seg @ P y T	-		3.44		-		3.56		-		-		-		1.30		-		-		-		-			

Tabla (2.6). Balance de Materia par el caso Nafta Pesada.



Sin embargo, debido a que la planta ha sufrido de modificaciones en la sección de reacción, (como variaciones en la composición de la carga alimentada a la planta, cambio en la relación Hidrógeno/Hidrocarburo, cambio de catalizador, etc.), la carga hidrodesulfurada a separar en la Sección de Fraccionamiento cumple ahora con las características de las tablas (2.7) y (2.8).

Tomando como base esta nueva alimentación para la realización de las Propuestas de Mejora I y II.

Para esta alimentación a la Sección de Fraccionamiento, se obtienen como productos en límite de batería (L.B) gas amargo enviado a la planta de endulzamiento, gasolina, gas amargo enviado a desfogue y turbosina, con las siguientes características que se muestran en las tablas (2.7) y (2.8).

Stream	Name	Alimentación	Turbosina	Gasolina	Gas amargo a endulzamiento	Gas amargo a desfogue
		Mixed	Mixed	Liquid	Mixed	Vapor
Total Stream Properties						
Rate	KG-MOL/HR	798.827	670.606	17.670	108.147	5.458
	KG/HR	120885.055	115748.188	1836.762	3112.853	238.316
Std. Liquid Rate	M3/HR	153.622	143.914	2.534	6.782	0.441
Temperature	C	47.000	36.000	45.229	39.000	44.394
Pressure	KG/CM2G	46.964	5.000	3.500	5.275	1.400
Molecular Weight		151.328	172.602	103.948	28.784	43.667
Enthalpy	M*KCAL/HR	2.537	1.674	0.039	0.335	0.028
	KCAL/KG	20.989	14.225	21.149	107.516	116.790
Mole Fraction Liquid		0.9931	1.0000	1.0000	0.0199	0.0000
Reduced Temp.		0.5213	0.4599	0.5827	1.1215	0.8367
Pres.		1.9006	0.2760	0.1440	0.1247	0.0428
Acentric Factor		0.4158	0.4801	0.3086	0.0466	0.1481
Watson K (UOPK)		12.010	11.924	12.178	14.880	13.884
Standard Liquid Density	KG/M3	786.901	804.285	724.891	458.996	540.525
Specific Gravity		0.7877	0.8051	0.7256	0.0459	0.5411
API Gravity		48.142	44.259	63.509	176.478	130.024
Vapor Phase Properties						
Rate	KG-MOL/HR	5.508	n/a	n/a	105.998	5.458
	KG/HR	27.954	n/a	n/a	3050.803	238.316
	M3/HR	3.169	n/a	n/a	432.976	59.459
Std. Vapor Rate	M3/HR	130.451	n/a	n/a	2375.830	122.325
Specific Gravity (Air=1.0)		0.175	n/a	n/a	0.994	1.508
Molecular Weight		5.076		15.028	28.782	43.667
Enthalpy	KCAL/KG	102.100	n/a	n/a	109.098	116.790
CP	KCAL/KG-C	1.491	n/a	n/a	0.451	0.407
Density	KG/M3	8.820	0.000	0.000	7.046	4.007
Thermal Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.08094	0.00000	0.00000	0.03264	0.01812
Viscosity	CP	0.01118	0.00000	0.00000	0.01044	0.00930
Liquid Phase Properties						
Rate	KG-MOL/HR	793.319	670.606	17.670	2.149	n/a
	KG/HR	120857.094	115748.188	1836.762	62.049	n/a
	M3/HR	156.771	146.238	2.621	0.074	n/a
Std. Liquid Rate	M3/HR	153.439	143.914	2.534	0.072	n/a
Specific Gravity (H2O @ 60 F)		0.7884	0.8051	0.7256	0.8571	n/a
Molecular Weight		152.344	172.602	103.948	28.873	
Enthalpy	KCAL/KG	20.970	14.225	21.149	29.709	n/a
CP	KCAL/KG-C	0.479	0.464	0.501	0.770	n/a
Density	KG/M3	770.914	791.508	700.839	834.570	0.000
Surface Tension	DYNE/CM	23.2429	26.8441	19.3194	63.7878	0.0000
Thermal Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.09834	0.09911	0.10288	0.12291	0.00000
Viscosity	CP	0.62086	1.14805	0.32678	0.64419	0.00000

Tabla (2.7). Especificación de las propiedades de la alimentación y productos de la carga de ultra bajo azufre del Caso Base.



Component Rates						
Stream	Name Description Phase	Alimentación	Turbosina	Gasolina	Gas amargo a endulzamiento	Gas amargo a desfogue
		Mixed	Liquid	Liquid	Mixed	Vapor
Temperature	C	48.600	36.000	45.229	39.000	44.394
Pressure	KG/CM2G	7.500	5.000	3.500	5.275	1.400
Molecular Weight		150.755	172.602	103.948	28.784	43.667
Component Molar Rates	KG-MOL/HR					
H2		24.179	0.000	0.000	24.128	0.051
H2S		18.873	0.000	0.263	17.447	0.932
METHANE		12.518	0.000	0.006	12.376	0.136
ETHANE		19.493	0.000	0.166	18.558	0.769
PROPANE		21.340	0.000	1.105	18.624	1.612
IBUTANE		9.074	0.000	1.302	6.931	0.841
BUTANE		9.454	0.000	1.930	6.628	0.896
CTE-138		11.223	6.333	4.806	0.063	0.021
CTE-140		15.111	10.179	4.840	0.073	0.019
CTE-145		10.345	8.596	1.706	0.038	0.006
CTE-150		9.698	8.909	0.759	0.028	0.002
CTE-154		10.323	9.932	0.368	0.023	0.001
CTE-159		11.434	11.232	0.183	0.019	0.000
CTE-163		13.204	13.093	0.094	0.017	0.000
CTE-167		16.552	16.483	0.052	0.016	0.000
CTE-172		21.483	21.436	0.031	0.016	0.000
CTE-176		29.913	29.875	0.021	0.018	0.000
CTE-180		28.477	28.484	0.010	0.013	0.000
CTE-184		22.926	22.915	0.004	0.008	0.000
CTE-188		22.036	22.028	0.002	0.006	0.000
CTE-193		25.088	25.083	0.001	0.005	0.000
CTE-197		36.644	36.638	0.001	0.006	0.000
CTE-201		50.674	50.668	0.000	0.006	0.000
CTE-205		38.999	38.996	0.000	0.003	0.000
CTE-209		26.020	26.018	0.000	0.002	0.000
CTE-213		20.946	20.945	0.000	0.001	0.000
CTE-218		19.444	19.443	0.000	0.001	0.000
CTE-226		58.561	58.559	0.000	0.001	0.000
CTE-238		40.749	40.749	0.000	0.000	0.000
CTE-251		33.838	33.838	0.000	0.000	0.000
CTE-263		38.963	38.963	0.000	0.000	0.000
CTE-273		16.640	16.640	0.000	0.000	0.000
CTE-281		11.674	11.674	0.000	0.000	0.000
CTE-288		8.818	8.817	0.000	0.000	0.000
CTE-296		7.043	7.043	0.000	0.000	0.000
CTE-308		12.484	12.484	0.000	0.000	0.000
CTE-323		12.302	12.302	0.000	0.000	0.000
CTE-327		2.284	2.284	0.000	0.000	0.000
Total	KG-MOL/HR	798.827	670.606	17.649	108.147	5.286

Tabla (2.8). Especificación de los flujos molares de la alimentación y productos de la carga de ultra bajo azufre del Caso Base.



2.7 Especificación de los Productos.

Especificación del Producto Desulfurado base Diesel de ultra bajo azufre:

Parámetro	Especificación
Propiedades del producto Desulfurado: Azufre, ppm en peso	10 máx.
Destilación atmosférica ASTM-D86, 10% vol. 90% vol.	Temperatura: 220 °C máx. 305 °C máx.
Contenido de Aromáticos (%vol.)	30 máx.
Temperatura de Inflamación (°C)	45 mín.

Tabla (2.9) Especificación de los productos.

Especificaciones de los Subproductos:

Subproductos	Especificación
Gasolina sin estabilizar	Temperatura Final de Ebullición ASTM-D86: 180 °C máx. Azufre 1 ppm peso máx.
Gas Amargo	22.3208 % mol de H ₂ 15.6037 % mol de H ₂ S 11.2431 % mol de C ₁ 17.2918 % mol de C ₂ 17.5082 % mol de C ₃
Gas amargo rico en Hidrógeno a "U-26"	86.7690 % mol de H ₂ 1.6089 % mol de H ₂ S 7.6672 % mol de C ₁ 2.5445 % mol de C ₂ 0.8981 % mol de C ₃
Agua Amarga	3276 ppm H ₂ S 795.5 ppm NH ₃

Tabla (2.10) Especificación de los subproductos.



2.8 Dimensiones y Características de Equipo Existente.

En base al equipo existente que integra la Sección de Fraccionamiento (o caso base), se describirán sus características.

2.8.1 Recipientes.

Acumulador FA-705.

Clave del Recipiente		FA-705	
Servicio		Acumulador de Torre Agotadora	Posición: Horizontal
Fluido	Líquido	Hidrocarburos, H ₂ O, (2)	
	Vapor o Gas	Hidrocarburos, H ₂ S, H ₂ , (1)	
Temperatura _{op} (°F)		120/120	Temperatura _{diseño} (°F): 375
Presión _{op} (Psig)		85/85	Presión _{diseño} (Psig): 120
Dimensiones			
Longitud (ft)		10	
Diámetro (ft)		4	
Capacidad (gal)		987	

Tabla (2.11) Características del Acumulador FA-705.

(1) H₂S 14.41 % /38.3 % (mol)

H₂ 31.32 % / 10.2 % (mol)

(2) Azufre 600/555 ppm



Acumulador FA-706.

Clave del Recipiente		FA-706	
Servicio		Acumulador de Torre Fraccionadora	Posición: Horizontal
Fluido	Líquido	Hidrocarburos, H ₂ S, (2)	
	Vapor o Gas	Hidrocarburos, H ₂ S, (1)	
Temperatura _{op} (°F)		115/120	Temperatura _{diseño} (°F): 300
Presión _{op} (Psig)		30/22	Presión _{diseño} (Psig): 65
Dimensiones			
Longitud (ft)		12	
Diámetro (ft)		5	
Capacidad (gal)		1835	

Tabla (2.12) Características del Acumulador FA-706.

(1) H₂S 16.12 % /36.9 %

H₂ Huellas/ Huellas

(2) Azufre 400/370 ppm



2.8.2 Torres.

Torre Agotadora DA-702.

Clave de la Torre		DA-702	
Servicio		Eliminación de Nafta Pesada o de Mezcla de Gasóleos.	
Fluidos	Líquido	H ₂ , H ₂ O, H ₂ S, C ₃ , C ₄ , C ₅ , C ₆	
	Vapor	H ₂ , H ₂ O, H ₂ S, C ₃ , C ₄ , C ₅ , C ₆	
Tipo de Platos		Válvula	
Número de platos		1	10
Tipo de Flujo		UN PASO	
Condiciones para el plato No.		1	10
Presión (psig)		6.32	6.46
Temperatura (°F)		163	163
D.I (mm)		2400	
Altura de la Torre T-T (mm)		10668	

Tabla (2.13) Características de la Torre Agotadora DA-702.



Torre Fraccionadora DA-701.

Clave de la Torre		DA-701				
Servicio		Fraccionamiento de Nafta Pesada o de Mezcla de Gasóleos.				
Fluidos	Líquido	C ₄ , C ₅ , C ₆ (+)	C ₄ , C ₅ , C ₆ (+)	C ₃ , C ₄ , C ₅ , C ₆ (+)	C ₃ , C ₄ , C ₅ , C ₆ (+)	
	Vapor	C ₄ , C ₅ , C ₆ (+)	C ₄ , C ₅ , C ₆ (+)	C ₃ , C ₄ , C ₅ , C ₆ (+)	C ₃ , C ₄ , C ₅ , C ₆ (+)	
Tipo de Platos		Válvula				
Número de platos		1	10	11-15	16-19	20-26
Tipo de Flujo		UN PASO		DOS PASOS		
Condiciones para el plato No.		1	10	11	16	26
Presión (psig)		2.46	2.53	2.53	2.60	2.67
Temperatura (°F)		96.1	139.4	225.5	264.4	571
D.I (mm)		1500		3206	3206	3206
Altura de la Torre T-T (mm)		21 945				

Tabla (2.14) Características de la Torre Fraccionadora DA-701.

2.8.3 Bombas.

Clave	Servicio	Capacidad (m ³ /hr)	P _s (Kg/cm ²)	P _D (Kg/cm ²)	ΔP (Kg/cm ²)	NPSH (m)	BHP
GA-703	Bombeo de los fondos de la Fraccionadora	46/52.5	Máx. 2.2/3.1	10.8/10.6	8.6/7.5	5.2	331
GA-702	Bombeo del reflujo de la Fraccionadora	18/33.6	Máx. 1.8/2.2	5.6/6.1	3.9/3.9	3.4	8.5

Tabla (2.15) Características bombas.



2.8.4 Intercambiadores de Calor.

Clave	Servicio	Posición	Carga Térmica (Kcal/hr)
EA-703	Condensador de Torre Agotadora	Horizontal	3 268 385
EA-704	Pre calentador a Torre Fraccionadora	Horizontal	5 115 514
EA-705	Condensador de Torre Fraccionadora	Horizontal	1 990 767
EA-706	Pre calentador a Torre Agotadora	Horizontal	8 416 658
EA-707	Enfriador de Fondos de Torre Fraccionadora	Horizontal	4 913 917
EA-708	Enfriador de Gas Amargo	Horizontal	10 835.

Tabla (2.16). Características de los Intercambiadores de Calor.

2.8.5 Calentadores a Fuego Directo.

Caso	Clave	Servicio	Flujo (Lb/Hr)	Carga Térmica (MMKcal/Hr)	ΔP (psi)
Nafta Pesada	BA-702	Calentador de fondos	481 664	8.34	3.5
Mezcla de Gasóleo	BA-702	Calentador de fondos	392 613	8.34	3.5

Tabla (2.17). Características de los Calentadores a Fuego Directo.



2.9 Requerimientos de Servicios Auxiliares. (Sección de Fraccionamiento).

De acuerdo a la operación actual de la Sección de Fraccionamiento (o del caso base), se describe el consumo de los servicios auxiliares requeridos por el proceso, para ambos tipos de carga (Nafta Pesada y Mezcla de Gasóleos).

2.9.1 Requerimiento de agua de enfriamiento.

Servicio: Agua de Enfriamiento.

Condiciones de suministro: 3.9 Kg/cm² man; 32.2 °C (56 psig. 90 °F) en L.B

Condiciones de Retorno: 2.5 Kg/cm² man; 40.7 °C (36 psig: 115 °F) a L.B

Caso	Consumo	
	Normal=Máximo	
	LPM	
Nafta Pesada	15 792	

Tabla (2.18). Agua de Enfriamiento para el caso de Nafta Pesada.

2.9.2 Requerimiento de Vapor de Calentamiento y Vapor de Atomización.

Servicio: Vapor de Calentamiento y Vapor de Atomización.

Condiciones de suministro: Media Presión, 17.6 Kg/cm² man; 310 °C (250 psig. 590 °F) en L.B.

Condiciones de Retorno: (3) Condensado 5.97 Kg/cm² man; 48.9 °C (85 psig: 120 °F) a L.B.

Caso	Consumo	
	Normal	Máximo
	Kg/Hr	Kg/Hr
Nafta Pesada	4 504	5 405

Tabla (2.19). Vapor de Calentamiento y de Atomización para el caso de Nafta Pesada.



2.9.3 Requerimiento de Vapor Motriz.

Servicio: Vapor Motriz.

Condiciones de suministro: Media Presión, 17.6 Kg/cm² man; 310 °C (250 psig, 590 °F) en L.B.

Condiciones de Retorno: Vapor de baja presión a L.B 3.9 Kg/cm² man; 182.2 °C (55 psig, 360 °F).

Caso	Consumo
	Normal = Máximo
	Kg/Hr
Nafta Pesada	9 069

Tabla (2.20). Vapor Motriz para el caso de Nafta Pesada.

2.9.4 Requerimientos de Combustible Gaseoso.

Servicio: Combustible Gaseoso.

Condiciones de suministro: 3.5 Kg/cm² man; 20 °C (50 psig, 68 °F) en L.B.

Poder Calorífico= 8 500 Kcal/m³, composición base húmeda: 10 ppm de azufre en L.B.

Caso	Consumo
	Normal=Máximo
	m ³ /hr ⁽¹⁾
Nafta Pesada	897

Tabla (2.21). Combustible Gaseoso para el caso Nafta Pesada.

(1) Alternativa: Puede emplearse combustible líquido o una mezcla de ambos en los calentadores.



2.9.5 Requerimientos de Energía Eléctrica.

Caso	Consumo
	Potencia Kw
Nafta Pesada	309
Mezcla de Gasóleos	309

Tabla (2.22).Energía eléctrica para el caso de Nafta Pesada.





**CAPITULO III. SECUENCIA O ALTERNATIVAS DE
PROCESO PARA LA PROPUESTA DE MEJORA O
REDISEÑO DE LA SECCIÓN DE
FRACCIONAMIENTO DE LA PLANTA U-700-1.**



3.1 PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO PROPUESTA DE MEJORA I.

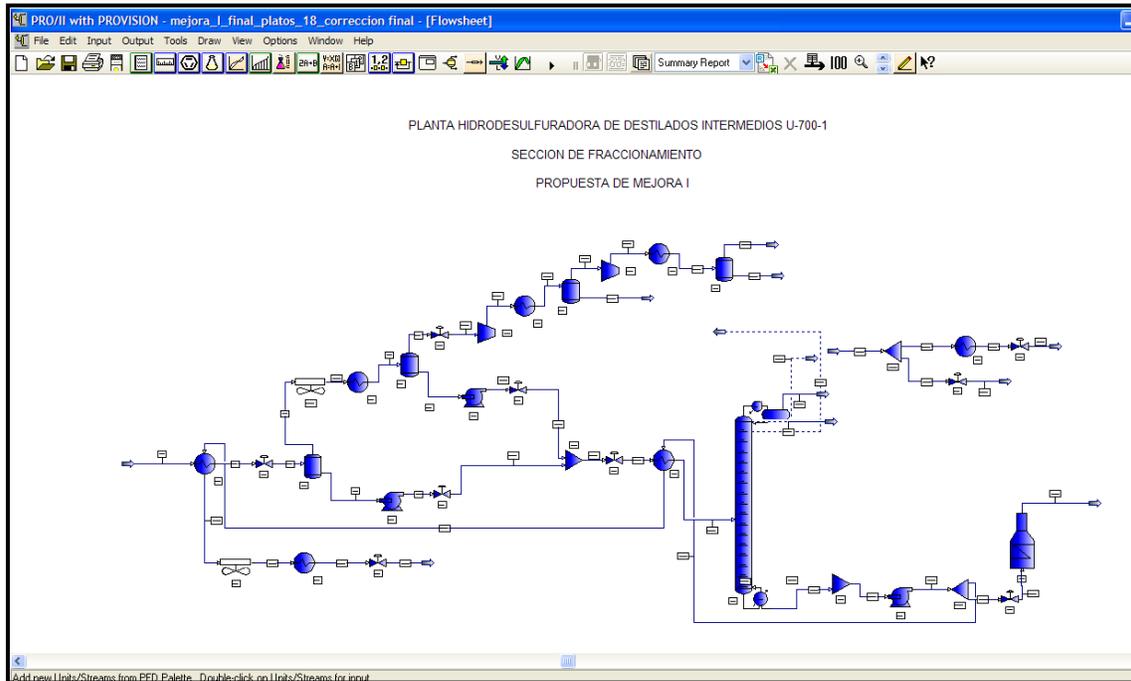


Figura (3.1). Simulación para la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1. Propuesta de Mejora I en PRO II 8.0



3.1.2 Balance de Materia y Energía.

Stream	Name	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Description		Mixed		Liquid		Mixed		Liquid		Mixed		Liquid	
Phase		Mixed		Liquid		Mixed		Vapor		Mixed		Liquid	
Total Stream Properties													
Rate	KG-MOL/HR	798.827	568.959	98.434	128.000	798.827	128.180	128.180	670.647	98.468	98.468	0.034	29.712
	KG/HR	120885.055	102137.148	2789.492	15829.845	120885.055	6863.994	6863.994	114021.047	2793.814	2793.814	4.322	4070.180
Std. Liquid Rate	M3/HR	153.622	126.266	6.206	20.894	153.622	11.488	11.488	142.133	6.212	6.212	0.006	5.276
Temperature	C	47.000	38.098	45.000	38.083	166.216	166.216	38.000	166.337	38.000	43.800	44.159	38.039
Pressure	KG/CM2G	46.964	4.900	7.699	4.900	1.350	1.350	1.000	6.383	1.000	2.374	2.724	5.865
Molecular Weight		151.328	179.516	28.339	123.671	151.328	53.550	53.550	170.017	28.373	28.373	125.703	136.988
Enthalpy	M*KCAL/HR	2.537	1.531	0.297	0.269	10.561	1.093	0.363	9.488	0.297	0.303	0.000	0.067
	KCAL/KG	20.989	14.986	106.640	16.974	87.367	159.241	52.877	83.211	106.299	108.369	19.597	16.359
Mole Fraction Liquid		0.9931	1.0000	0.0021	1.0000	0.8395	0.0000	0.2318	1.0000	0.0000	0.0002	1.0000	1.0000
Reduced Temp.		0.5213	0.4565	1.2134	0.5259	0.7154	1.2799	0.9064	0.6600	1.1861	1.2083	0.5395	0.5089
Pres.		1.9006	0.2810	0.1945	0.2126	0.0944	0.0587	0.0501	0.3322	0.0453	0.0759	0.1328	0.2618
Acentric Factor		0.4158	0.4967	0.0324	0.3595	0.4158	0.1161	0.1161	0.4731	0.0325	0.0325	0.3639	0.3928
Watson K (UOPK)		12.010	11.924	15.071	12.002	12.010	13.248	13.248	11.935	15.066	15.066	12.056	12.001
Standard Liquid Density	KG/M3	786.901	808.902	449.452	757.613	786.901	597.468	597.468	802.212	449.735	449.735	757.551	771.403
Specific Gravity		0.7877	0.8097	0.4499	0.7584	0.7877	0.5981	0.5981	0.8030	0.4502	0.4502	0.7583	0.7722
API Gravity		48.142	43.256	183.017	55.087	48.142	105.099	105.099	44.713	182.819	182.819	55.102	51.751
Vapor Phase Properties													
Rate	KG-MOL/HR	5.508	n/a	98.226	n/a	128.180	128.180	98.468	n/a	98.468	98.448	n/a	n/a
	KG/HR	27.954	n/a	2768.253	n/a	6863.994	6863.994	2793.814	n/a	2793.814	2791.170	n/a	n/a
	M3/HR	3.169	n/a	291.361	n/a	1975.514	1975.514	1264.894	n/a	1264.894	764.228	n/a	n/a
Std. Vapor Rate	M3/HR	130.451	n/a	2326.569	n/a	3036.059	3036.059	2332.305	n/a	2332.305	2331.816	n/a	n/a
Specific Gravity (Air=1.0)		0.175	n/a	0.973	n/a	1.849	1.849	0.980	n/a	0.980	0.979	n/a	n/a
Molecular Weight		5.076		28.182	15.028	53.550	53.550	28.373		28.373	28.352		
Enthalpy	KCAL/KG	102.100	n/a	107.297	n/a	159.241	159.241	106.299	n/a	106.299	108.454	n/a	n/a
CP	KCAL/KG-C	1.491	n/a	0.464	n/a	0.522	0.522	0.445	n/a	0.445	0.453	n/a	n/a
Density	KG/M3	8.820	0.000	9.501	0.000	3.475	3.475	2.209	0.000	2.209	3.652	0.000	0.000
Thermal Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.08094	0.00000	0.02557	0.00000	0.03745	0.03745	0.02418	0.00000	0.02418	0.02499	0.00000	0.00000
Viscosity	CP	0.01118	0.00000	0.01122	0.00000	0.01272	0.01272	0.01082	0.00000	0.01082	0.01104	0.00000	0.00000
Liquid Phase Properties													
Rate	KG-MOL/HR	793.319	568.959	0.208	128.000	670.647	n/a	29.712	670.647	n/a	0.021	0.034	29.712
	KG/HR	120857.094	102137.148	21.238	15829.845	114021.055	n/a	4070.181	114021.047	n/a	2.643	4.322	4070.180
	M3/HR	156.771	128.489	0.031	21.348	164.248	n/a	5.388	163.953	n/a	0.004	0.006	5.384
Std. Liquid Rate	M3/HR	153.439	126.266	0.030	20.894	142.133	n/a	5.276	142.133	n/a	0.003	0.006	5.276
Specific Gravity (H2O @ 60 F)		0.7884	0.8097	0.7204	0.7584	0.8030	n/a	0.7722	0.8030	n/a	0.7613	0.7583	0.7722
Molecular Weight		152.344	179.516	102.210	123.671	170.017		136.988	170.017		128.048	125.703	136.988
Enthalpy	KCAL/KG	20.970	14.986	21.030	16.974	83.041	n/a	16.209	83.211	n/a	19.332	19.597	16.359
CP	KCAL/KG-C	0.479	0.465	0.503	0.480	0.593	n/a	0.476	0.593	n/a	0.485	0.487	0.475
Density	KG/M3	770.914	794.911	695.213	741.499	694.199	0.000	755.407	695.452	0.000	739.847	736.360	756.005
Surface Tension	DYNE/CM	23.2429	27.0467	18.2669	22.7971	15.3754	0.0000	23.7956	15.3655	0.0000	22.2386	21.9183	23.7918
Thermal Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.09834	0.09821	0.10142	0.10345	0.07796	0.00000	0.10136	0.07837	0.00000	0.10089	0.10096	0.10165
Viscosity	CP	0.62086	1.24707	0.29706	0.50021	0.28666	0.00000	0.59765	0.28810	0.00000	0.47771	0.45659	0.60102

Tabla (3.1). Balance de Materia y Energía. Propiedades.



Capítulo II



Stream	Name	13	14	15	16	17	18	19	21	20	22
	Description										
	Phase	Liquid	Vapor	Mixed	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid
Total Stream Properties											
Rate	KG-MOL/HR	700.359	591.300	591.300	3.400	587.900	459.900	5141.640	568.959	4572.682	568.959
	KG/HR	118091.234	72830.227	72830.227	124.246	72705.992	56876.141	923006.000	102137.148	820868.875	102137.148
Std. Liquid Rate	M3/HR	147.410	96.216	96.216	0.249	95.967	75.073	1141.060	126.266	1014.794	126.266
Temperature	C	200.000	210.722	71.020	71.024	71.024	71.241	279.682	279.682	284.704	109.695
Pressure	KG/CM2G	2.815	2.500	2.150	2.150	7.100	2.500	9.300	9.300	2.850	7.900
Molecular Weight		168.615	123.170	123.170	36.543	123.671	123.671	179.516	179.516	179.516	179.516
Enthalpy	M*KCAL/HR	12.255	12.703	2.433	0.015	2.428	1.899	143.887	15.922	142.482	5.197
	KCAL/KG	103.779	174.419	33.411	119.933	33.389	33.389	155.890	155.890	173.574	50.881
Mole Fraction Liquid		1.0000	0.0000	0.9942	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.7052	1.0000
Reduced Temp.		0.7130	0.8198	0.5831	1.0779	0.5816	0.5819	0.8109	0.8109	0.8182	0.5615
Pres.		0.1711	0.1260	0.1135	0.0636	0.2914	0.1266	0.4895	0.4895	0.1839	0.4231
Acentric Factor		0.4697	0.3580	0.3580	0.0914	0.3595	0.3595	0.4967	0.4967	0.4967	0.4967
Watson K (UOPK)		11.937	12.007	12.007	14.420	12.002	12.002	11.924	11.924	11.924	11.924
Standard Liquid Density	KG/M3	801.109	756.944	756.944	499.208	757.613	757.613	808.902	808.902	808.902	808.902
Specific Gravity		0.8019	0.7577	0.7577	0.4997	0.7584	0.7584	0.8097	0.8097	0.8097	0.8097
API Gravity		44.956	55.252	55.252	151.670	55.087	55.087	43.256	43.256	43.256	43.256
Vapor Phase Properties											
Rate	KG-MOL/HR	n/a	591.300	3.440	3.400	n/a	n/a	n/a	n/a	1347.895	n/a
	KG/HR	n/a	72830.227	120.876	124.246	n/a	n/a	n/a	n/a	226966.469	n/a
	M3/HR	n/a	6187.695	30.968	30.559	n/a	n/a	n/a	n/a	14297.729	n/a
Std. Vapor Rate	M3/HR	n/a	14005.462	81.472	80.532	n/a	n/a	n/a	n/a	31926.088	n/a
Specific Gravity (Air=1.0)		n/a	4.253	1.213	1.262	n/a	n/a	n/a	n/a	5.814	n/a
Molecular Weight		77.084	123.170	35.142	36.543		40.298			168.386	
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	174.419	120.320	119.933	n/a	n/a	n/a	n/a	211.768	n/a
CP	KCAL/KG-C	n/a	0.554	0.435	0.445	n/a	n/a	n/a	n/a	0.606	n/a
Density	KG/M3	0.000	11.770	3.903	4.066	0.000	0.000	0.000	0.000	15.874	0.000
Thermal Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.00000	0.02539	0.02455	0.02407	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.02840	0.00000
Viscosity	CP	0.00000	0.00968	0.01117	0.01097	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00999	0.00000
Liquid Phase Properties											
Rate	KG-MOL/HR	700.359	n/a	587.860	n/a	587.900	459.900	5141.640	568.959	3224.786	568.959
	KG/HR	118091.234	n/a	72709.344	n/a	72705.992	56876.141	923006.000	102137.148	593902.438	102137.148
	M3/HR	178.152	n/a	101.601	n/a	101.493	79.490	1536.090	169.979	994.646	136.577
Std. Liquid Rate	M3/HR	147.410	n/a	95.973	n/a	95.967	75.073	1141.060	126.266	731.296	126.266
Specific Gravity (H2O @ 60 F)		0.8019	n/a	0.7584	n/a	0.7584	0.7584	0.8097	0.8097	0.8129	0.8097
Molecular Weight		168.615		123.685		123.671	123.671	179.516	179.516	184.168	179.516
Enthalpy	KCAL/KG	103.779	n/a	33.266	n/a	33.389	33.389	155.890	155.890	158.978	50.881
CP	KCAL/KG-C	0.628	n/a	0.514	n/a	0.514	0.514	0.705	0.705	0.711	0.535
Density	KG/M3	662.868	0.000	715.639	0.000	716.364	715.515	600.880	600.880	597.099	747.835
Surface Tension	DYNE/CM	12.5271	0.0000	19.6184	0.0000	19.6156	19.5949	7.5931	7.5931	7.5573	20.8876
Thermal Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.07204	0.00000	0.09672	0.00000	0.09704	0.09670	0.05954	0.05954	0.05809	0.08783
Viscosity	CP	0.22657	0.00000	0.36025	0.00000	0.36223	0.35956	0.13905	0.13905	0.13856	0.52459

Tabla (3.1) continuación. Balance de Materia y Energía. Propiedades.



Component Rates													
Stream Name		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Description Phase		Mixed	Liquid	Mixed	Liquid	Mixed	Vapor	Mixed	Liquid	Vapor	Mixed	Liquid	Liquid
Temperature	C	47.000	38.098	45.000	38.083	166.216	166.216	38.000	166.337	38.000	43.800	44.159	38.039
Pressure	KG/CM2G	46.964	4.900	7.699	4.900	1.350	1.350	1.000	6.383	1.000	2.374	2.724	5.865
Molecular Weight		151.328	179.516	28.339	123.671	151.328	53.550	53.550	170.017	28.373	28.373	125.703	136.988
Component Molar Rates	KG-MOL/HR												
H2		24.179	0.000	23.816	0.035	24.179	23.825	23.825	0.354	23.816	23.816	0.000	0.009
H2S		18.873	0.000	16.302	1.919	18.873	16.654	16.654	2.219	16.302	16.302	0.001	0.351
METHANE		12.518	0.000	11.970	0.201	12.518	12.005	12.005	0.513	11.970	11.970	0.000	0.035
ETHANE		19.493	0.000	17.363	1.422	19.493	17.632	17.632	1.861	17.363	17.363	0.001	0.268
PROPANE		21.340	0.000	16.831	3.770	21.340	17.705	17.705	3.635	16.833	16.833	0.002	0.873
IBUTANE		9.074	0.000	6.065	2.698	9.074	6.805	6.805	2.269	6.066	6.066	0.001	0.739
BUTANE		9.454	0.000	5.763	3.446	9.454	6.760	6.760	2.694	5.765	5.765	0.002	0.995
CTE-138		11.223	0.108	0.063	11.038	11.223	1.570	1.570	9.653	0.065	0.065	0.002	1.505
CTE-140		15.111	0.188	0.073	14.832	15.111	2.013	2.013	13.098	0.076	0.076	0.003	1.937
CTE-145		10.345	0.212	0.037	10.085	10.345	1.256	1.256	9.089	0.039	0.039	0.002	1.217
CTE-150		9.698	0.328	0.026	9.335	9.698	1.075	1.075	8.623	0.028	0.028	0.001	1.047
CTE-154		10.323	0.587	0.021	9.707	10.323	1.042	1.042	9.281	0.022	0.022	0.001	1.020
CTE-159		11.434	1.125	0.017	10.284	11.434	1.050	1.050	10.384	0.019	0.019	0.001	1.032
CTE-163		13.204	2.300	0.015	10.882	13.204	1.101	1.101	12.103	0.016	0.016	0.001	1.085
CTE-167		16.552	5.093	0.014	11.439	16.552	1.250	1.250	15.302	0.015	0.015	0.002	1.235
CTE-172		21.483	10.688	0.013	10.776	21.483	1.472	1.472	20.011	0.015	0.015	0.002	1.457
CTE-176		29.913	20.808	0.013	9.086	29.913	1.865	1.865	28.048	0.016	0.016	0.002	1.849
CTE-180		28.477	24.021	0.009	4.443	28.477	1.618	1.618	26.859	0.011	0.011	0.002	1.607
CTE-184		22.926	21.391	0.005	1.528	22.926	1.179	1.179	21.747	0.007	0.007	0.001	1.172
CTE-188		22.036	21.451	0.004	0.580	22.036	1.024	1.024	21.012	0.005	0.005	0.001	1.019
CTE-193		25.088	24.834	0.003	0.250	25.088	1.051	1.051	24.037	0.004	0.004	0.001	1.047
CTE-197		36.644	36.503	0.003	0.137	36.644	1.382	1.382	35.262	0.004	0.004	0.001	1.377
CTE-201		50.674	50.595	0.003	0.075	50.674	1.727	1.727	48.947	0.005	0.005	0.002	1.723
CTE-205		38.999	38.973	0.002	0.023	38.999	1.200	1.200	37.799	0.003	0.003	0.001	1.198
CTE-209		26.020	26.013	0.001	0.006	26.020	0.718	0.718	25.302	0.001	0.001	0.001	0.717
CTE-213		20.946	20.943	0.000	0.002	20.946	0.518	0.518	20.428	0.001	0.001	0.000	0.517
CTE-218		19.444	19.443	0.000	0.001	19.444	0.430	0.430	19.014	0.000	0.000	0.000	0.429
CTE-226		58.561	58.560	0.000	0.000	58.561	1.035	1.035	57.526	0.001	0.001	0.000	1.034
CTE-238		40.749	40.749	0.000	0.000	40.749	0.513	0.513	40.236	0.000	0.000	0.000	0.513
CTE-251		33.838	33.838	0.000	0.000	33.838	0.292	0.292	33.546	0.000	0.000	0.000	0.292
CTE-263		38.963	38.963	0.000	0.000	38.963	0.232	0.232	38.731	0.000	0.000	0.000	0.232
CTE-273		16.640	16.640	0.000	0.000	16.640	0.073	0.073	16.567	0.000	0.000	0.000	0.073
CTE-281		11.674	11.674	0.000	0.000	11.674	0.040	0.040	11.634	0.000	0.000	0.000	0.040
CTE-288		8.818	8.818	0.000	0.000	8.818	0.024	0.024	8.794	0.000	0.000	0.000	0.024
CTE-296		7.043	7.043	0.000	0.000	7.043	0.015	0.015	7.028	0.000	0.000	0.000	0.015
CTE-308		12.484	12.484	0.000	0.000	12.484	0.018	0.018	12.466	0.000	0.000	0.000	0.018
CTE-323		12.302	12.302	0.000	0.000	12.302	0.010	0.010	12.292	0.000	0.000	0.000	0.010
CTE-327		2.284	2.284	0.000	0.000	2.284	0.002	0.002	2.282	0.000	0.000	0.000	0.002
Total	KG-MOL/HR	798.827	568.959	98.434	128.000	798.827	128.180	128.180	670.647	98.468	98.468	0.034	29.712

Tabla (3.2). Balance de Materia y Energía. Flujo molar.



Component Rates											
Stream Name		13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Description Phase		Liquid	Vapor	Mixed	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid
Temperature	C	200.000	210.722	71.020	71.024	71.024	71.241	279.682	284.704	279.682	109.695
Pressure	KG/CM2G	2.815	2.500	2.150	2.150	7.100	2.500	9.300	2.850	9.300	7.900
Molecular Weight		168.615	123.170	123.170	36.543	123.671	123.671	179.516	179.516	179.516	179.516
Component Molar Rates	KG-MOL/HR										
H2		0.363	0.490	0.490	0.327	0.163	0.127	0.000	0.000	0.000	0.000
H2S		2.571	9.467	9.467	0.651	8.815	6.896	0.000	0.000	0.000	0.000
METHANE		0.548	1.270	1.270	0.347	0.923	0.722	0.000	0.000	0.000	0.000
ETHANE		2.130	7.239	7.239	0.708	6.531	5.109	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANE		4.507	18.053	18.053	0.737	17.316	13.546	0.000	0.000	0.000	0.000
IBUTANE		3.008	12.703	12.703	0.309	12.394	9.696	0.000	0.000	0.000	0.000
BUTANE		3.689	16.070	16.070	0.244	15.826	12.380	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE-138		11.158	50.708	50.708	0.013	50.695	39.657	0.974	0.866	0.108	0.108
CTE-140		15.035	68.136	68.136	0.016	68.121	53.289	1.702	1.513	0.188	0.188
CTE-145		10.306	46.328	46.328	0.009	46.319	36.234	1.916	1.704	0.212	0.212
CTE-150		9.670	42.884	42.884	0.007	42.877	33.541	2.960	2.633	0.328	0.328
CTE-154		10.301	44.590	44.590	0.007	44.584	34.877	5.305	4.718	0.587	0.587
CTE-159		11.415	47.242	47.242	0.006	47.236	36.951	10.165	9.041	1.125	1.125
CTE-163		13.188	49.988	49.988	0.006	49.982	39.100	20.784	18.484	2.300	2.300
CTE-167		16.537	52.543	52.543	0.005	52.538	41.099	46.027	40.934	5.093	5.093
CTE-172		21.468	49.497	49.497	0.004	49.493	38.717	96.590	85.902	10.688	10.688
CTE-176		29.897	41.736	41.736	0.003	41.733	32.647	188.042	167.234	20.808	20.808
CTE-180		28.466	20.410	20.410	0.001	20.409	15.965	217.076	193.055	24.021	24.021
CTE-184		22.919	7.019	7.019	0.000	7.018	5.490	193.307	171.916	21.391	21.391
CTE-188		22.031	2.662	2.662	0.000	2.662	2.083	193.855	172.404	21.451	21.451
CTE-193		25.084	1.149	1.149	0.000	1.149	0.899	224.420	199.586	24.834	24.834
CTE-197		36.640	0.629	0.629	0.000	0.629	0.492	329.871	293.368	36.503	36.503
CTE-201		50.669	0.344	0.344	0.000	0.344	0.269	457.220	406.626	50.595	50.595
CTE-205		38.996	0.105	0.105	0.000	0.105	0.082	352.200	313.227	38.973	38.973
CTE-209		26.019	0.027	0.027	0.000	0.027	0.021	235.077	209.064	26.013	26.013
CTE-213		20.945	0.008	0.008	0.000	0.008	0.006	189.265	168.321	20.943	20.943
CTE-218		19.444	0.003	0.003	0.000	0.003	0.002	175.704	156.261	19.443	19.443
CTE-226		58.560	0.001	0.001	0.000	0.001	0.001	529.202	470.642	58.560	58.560
CTE-238		40.749	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	368.244	327.495	40.749	40.749
CTE-251		33.838	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	305.791	271.953	33.838	33.838
CTE-263		38.963	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	352.106	313.143	38.963	38.963
CTE-273		16.640	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	150.374	133.734	16.640	16.640
CTE-281		11.674	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	105.497	93.823	11.674	11.674
CTE-288		8.818	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	79.688	70.870	8.818	8.818
CTE-296		7.043	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	63.647	56.604	7.043	7.043
CTE-308		12.484	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	112.817	100.333	12.484	12.484
CTE-323		12.302	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	111.172	98.870	12.302	12.302
CTE-327		2.284	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	20.640	18.356	2.284	2.284
Total	KG-MOL/HR	700.359	591.300	591.300	3.400	587.900	459.900	5141.640	4572.682	568.959	568.959

Tabla (3.2) *continuación*. Balance de Materia y Energía. Flujo molar.



Capítulo II



Component Mole Fractions	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
H2	0.0303	0.0000	0.2420	0.0003	0.0303	0.1859	0.1859	0.0005	0.2419	0.2419	0.0006	0.0003
H2S	0.0236	0.0000	0.1656	0.0150	0.0236	0.1299	0.1299	0.0033	0.1656	0.1656	0.0193	0.0118
METHANE	0.0157	0.0000	0.1216	0.0016	0.0157	0.0937	0.0937	0.0008	0.1216	0.1216	0.0021	0.0012
ETHANE	0.0244	0.0000	0.1764	0.0111	0.0244	0.1376	0.1376	0.0028	0.1763	0.1763	0.0151	0.0090
PROPANE	0.0267	0.0000	0.1710	0.0295	0.0267	0.1381	0.1381	0.0054	0.1709	0.1709	0.0470	0.0294
IBUTANE	0.0114	0.0000	0.0616	0.0211	0.0114	0.0531	0.0531	0.0034	0.0616	0.0616	0.0385	0.0249
BUTANE	0.0118	0.0000	0.0585	0.0269	0.0118	0.0527	0.0527	0.0040	0.0585	0.0585	0.0510	0.0335
CTE-138	0.0140	0.0002	0.0006	0.0862	0.0140	0.0122	0.0122	0.0144	0.0007	0.0007	0.0619	0.0506
CTE-140	0.0189	0.0003	0.0007	0.1159	0.0189	0.0157	0.0157	0.0195	0.0008	0.0008	0.0791	0.0652
CTE-145	0.0130	0.0004	0.0004	0.0788	0.0130	0.0098	0.0098	0.0136	0.0004	0.0004	0.0490	0.0410
CTE-150	0.0121	0.0006	0.0003	0.0729	0.0121	0.0084	0.0084	0.0129	0.0003	0.0003	0.0415	0.0352
CTE-154	0.0129	0.0010	0.0002	0.0758	0.0129	0.0081	0.0081	0.0138	0.0002	0.0002	0.0397	0.0343
CTE-159	0.0143	0.0020	0.0002	0.0803	0.0143	0.0082	0.0082	0.0155	0.0002	0.0002	0.0393	0.0347
CTE-163	0.0165	0.0040	0.0002	0.0850	0.0165	0.0086	0.0086	0.0180	0.0002	0.0002	0.0405	0.0365
CTE-167	0.0207	0.0090	0.0001	0.0894	0.0207	0.0098	0.0098	0.0228	0.0002	0.0002	0.0449	0.0416
CTE-172	0.0269	0.0188	0.0001	0.0842	0.0269	0.0115	0.0115	0.0298	0.0001	0.0001	0.0515	0.0491
CTE-176	0.0374	0.0366	0.0001	0.0710	0.0374	0.0145	0.0145	0.0418	0.0002	0.0002	0.0634	0.0622
CTE-180	0.0356	0.0422	0.0001	0.0347	0.0356	0.0126	0.0126	0.0400	0.0001	0.0001	0.0533	0.0541
CTE-184	0.0287	0.0376	0.0001	0.0119	0.0287	0.0092	0.0092	0.0324	0.0001	0.0001	0.0373	0.0394
CTE-188	0.0276	0.0377	0.0000	0.0045	0.0276	0.0080	0.0080	0.0313	0.0000	0.0000	0.0310	0.0343
CTE-193	0.0314	0.0436	0.0000	0.0020	0.0314	0.0082	0.0082	0.0358	0.0000	0.0000	0.0302	0.0352
CTE-197	0.0459	0.0642	0.0000	0.0011	0.0459	0.0108	0.0108	0.0526	0.0000	0.0000	0.0374	0.0464
CTE-201	0.0634	0.0889	0.0000	0.0006	0.0634	0.0135	0.0135	0.0730	0.0000	0.0000	0.0438	0.0580
CTE-205	0.0488	0.0685	0.0000	0.0002	0.0488	0.0094	0.0094	0.0564	0.0000	0.0000	0.0283	0.0403
CTE-209	0.0326	0.0457	0.0000	0.0000	0.0326	0.0056	0.0056	0.0377	0.0000	0.0000	0.0155	0.0241
CTE-213	0.0262	0.0368	0.0000	0.0000	0.0262	0.0040	0.0040	0.0305	0.0000	0.0000	0.0102	0.0174
CTE-218	0.0243	0.0342	0.0000	0.0000	0.0243	0.0034	0.0034	0.0284	0.0000	0.0000	0.0076	0.0145
CTE-226	0.0733	0.1029	0.0000	0.0000	0.0733	0.0081	0.0081	0.0858	0.0000	0.0000	0.0142	0.0348
CTE-238	0.0510	0.0716	0.0000	0.0000	0.0510	0.0040	0.0040	0.0600	0.0000	0.0000	0.0045	0.0173
CTE-251	0.0424	0.0595	0.0000	0.0000	0.0424	0.0023	0.0023	0.0500	0.0000	0.0000	0.0015	0.0098
CTE-263	0.0488	0.0685	0.0000	0.0000	0.0488	0.0018	0.0018	0.0578	0.0000	0.0000	0.0006	0.0078
CTE-273	0.0208	0.0292	0.0000	0.0000	0.0208	0.0006	0.0006	0.0247	0.0000	0.0000	0.0001	0.0025
CTE-281	0.0146	0.0205	0.0000	0.0000	0.0146	0.0003	0.0003	0.0173	0.0000	0.0000	0.0000	0.0014
CTE-288	0.0110	0.0155	0.0000	0.0000	0.0110	0.0002	0.0002	0.0131	0.0000	0.0000	0.0000	0.0008
CTE-296	0.0088	0.0124	0.0000	0.0000	0.0088	0.0001	0.0001	0.0105	0.0000	0.0000	0.0000	0.0005
CTE-308	0.0156	0.0219	0.0000	0.0000	0.0156	0.0001	0.0001	0.0186	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006
CTE-323	0.0154	0.0216	0.0000	0.0000	0.0154	0.0001	0.0001	0.0183	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003
CTE-327	0.0029	0.0040	0.0000	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000	0.0034	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001

Tabla (3.3). Balance de Materia y Energía. Composición.



Capítulo II



Component Mole Fractions	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
H2	0.0005	0.0008	0.0008	0.0963	0.0003	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0037	0.0160	0.0160	0.1916	0.0150	0.0150	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE	0.0008	0.0021	0.0021	0.1021	0.0016	0.0016	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETHANE	0.0030	0.0122	0.0122	0.2081	0.0111	0.0111	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANE	0.0064	0.0305	0.0305	0.2168	0.0295	0.0295	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IBUTANE	0.0043	0.0215	0.0215	0.0909	0.0211	0.0211	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANE	0.0053	0.0272	0.0272	0.0717	0.0269	0.0269	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CTE-138	0.0159	0.0858	0.0858	0.0037	0.0862	0.0862	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002
CTE-140	0.0215	0.1152	0.1152	0.0046	0.1159	0.1159	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003
CTE-145	0.0147	0.0783	0.0783	0.0027	0.0788	0.0788	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004
CTE-150	0.0138	0.0725	0.0725	0.0022	0.0729	0.0729	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006
CTE-154	0.0147	0.0754	0.0754	0.0019	0.0758	0.0758	0.0010	0.0010	0.0010	0.0010
CTE-159	0.0163	0.0799	0.0799	0.0018	0.0803	0.0803	0.0020	0.0020	0.0020	0.0020
CTE-163	0.0188	0.0845	0.0845	0.0016	0.0850	0.0850	0.0040	0.0040	0.0040	0.0040
CTE-167	0.0236	0.0889	0.0889	0.0015	0.0894	0.0894	0.0090	0.0090	0.0090	0.0090
CTE-172	0.0307	0.0837	0.0837	0.0012	0.0842	0.0842	0.0188	0.0188	0.0188	0.0188
CTE-176	0.0427	0.0706	0.0706	0.0009	0.0710	0.0710	0.0366	0.0366	0.0366	0.0366
CTE-180	0.0406	0.0345	0.0345	0.0004	0.0347	0.0347	0.0422	0.0422	0.0422	0.0422
CTE-184	0.0327	0.0119	0.0119	0.0001	0.0119	0.0119	0.0376	0.0376	0.0376	0.0376
CTE-188	0.0315	0.0045	0.0045	0.0000	0.0045	0.0045	0.0377	0.0377	0.0377	0.0377
CTE-193	0.0358	0.0019	0.0019	0.0000	0.0020	0.0020	0.0436	0.0436	0.0436	0.0436
CTE-197	0.0523	0.0011	0.0011	0.0000	0.0011	0.0011	0.0642	0.0642	0.0642	0.0642
CTE-201	0.0723	0.0006	0.0006	0.0000	0.0006	0.0006	0.0889	0.0889	0.0889	0.0889
CTE-205	0.0557	0.0002	0.0002	0.0000	0.0002	0.0002	0.0685	0.0685	0.0685	0.0685
CTE-209	0.0372	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0457	0.0457	0.0457	0.0457
CTE-213	0.0299	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0368	0.0368	0.0368	0.0368
CTE-218	0.0278	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0342	0.0342	0.0342	0.0342
CTE-226	0.0836	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1029	0.1029	0.1029	0.1029
CTE-238	0.0582	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0716	0.0716	0.0716	0.0716
CTE-251	0.0483	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0595	0.0595	0.0595	0.0595
CTE-263	0.0556	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0685	0.0685	0.0685	0.0685
CTE-273	0.0238	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0292	0.0292	0.0292	0.0292
CTE-281	0.0167	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0205	0.0205	0.0205	0.0205
CTE-288	0.0126	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0155	0.0155	0.0155	0.0155
CTE-296	0.0101	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0124	0.0124	0.0124	0.0124
CTE-308	0.0178	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219
CTE-323	0.0176	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0216	0.0216	0.0216	0.0216
CTE-327	0.0033	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0040	0.0040	0.0040	0.0040

Tabla (3.3) *continuación*. Balance de Materia y Energía. Composición.



3.1.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La corriente líquida de hidrocarburos procedente de la Sección de Reacción se precalienta al intercambiar calor con los Fondos de la Torre Fraccionadora en el Precalentador de Carga a Recipiente Separador EA-701, hasta aproximadamente 170°C; una vez precalentado el líquido, se envía como carga al recipiente separador FA-701.

Las condiciones de operación para el Recipiente Separador son 1.35 Kg/cm² man a 166.2 °C para el caso de Nafta pesada respectivamente.

Este Recipiente Separador tiene por objeto separar los gases incondensables de Hidrocarburos ligeros de los hidrocarburos pesados mediante un primer flasheo de la carga previa disminución de la presión a la entrada del recipiente.

Una vez efectuada la Separación, los hidrocarburos ligeros salen por la parte superior del tanque y se condensan parcialmente al pasar a través del condensador EC-701 a una Temperatura de 55° y a través del EA-702 a una temperatura de 38°C.

La separación de la carga se realiza en un Segundo Recipiente Separador FA-702 operado este a una presión de 1.0 Kg/cm² man a 38 °C. La fase gaseosa que sale por la parte superior del recipiente es enviada por medio del Compresor de gas amargo GB-701 a L.B para su posterior tratamiento en la Planta de Tratamiento de Gases. La fase líquida separada constituida por Hidrocarburos Pesados se une con la corriente que sale del primer separador FA-701 previo ajuste de la presión a la descarga de cada una de las líneas.

La carga precalentada a 200°C y 3.5 kg/cm² es enviada a la Torre Fraccionadora DA-701 para ser introducida como alimentación, previo ajuste de la presión, al plato numero 13 de la misma.

La Torre Fraccionadora DA-701 tiene como condiciones de operación en el domo de 2.5 Kg/cm² man a 211°C.



En dicha Torre se efectúa la separación de los hidrocarburos ligeros de los más pesados que saldrán como productos. Los ligeros llevan compuestos de azufre y por lo tanto se le inyecta una corriente de inhibidor de corrosión para proteger a los equipos. Los ligeros se condensan parcialmente en el Aéroenfriador de Torre Fraccionadora EA-702.

El condensado y el gas se separan en el acumulador de Torre Fraccionadora FA-705. La corriente gaseosa, constituida por gas amargo, debido a su relativo bajo flujo molar, es enviada a desfogue. La corriente líquida se bifurca: parte se recircula a la misma Torre y la otra se envía a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. Ambas corrientes se manejan mediante la Bomba de Domos de Torre Fraccionadora GA-703/RT.

Los fondos de la Torre Fraccionadora DA-701, se dividen en dos corrientes: una que pasa a través del Calentador de la Torre Fraccionadora BA-701 para que se le suministre el calor necesario para la operación de la Torre; la otra corriente se enfría al intercambiar calor con la alimentación a dicha Torre, con la alimentación al primer recipiente separador y finalmente, con aire y agua.

El equipo utilizado para el enfriamiento es: Aéroenfriador de Fondos de Torre Fraccionadora EA-703, el Enfriador de Fondos de Fraccionadora EA-706, respectivamente.

Por último a L.B. como producto de Turbosina (Caso Nafta Pesada) o Diesel Nacional (Caso Gasóleo).



3.1.4 Lista de Equipo.

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
<u>CALENTADORES A FUEGO DIRECTO</u>		
BA-701	Rehervidor de Torre Fraccionadora.	Nº de unidades: 1 Q= 14.51X1.2 MMKcal/h
<u>TORRES</u>		
DA-701	Torre Fraccionadora.	D ₁ = 3,408 mm; D ₂ =4,114 mm L= 30 027 mm
<u>INTERCAMBIADORES DE CALOR</u>		
EA-701	Pre calentador de Carga al Primer Recipiente Separador.	Q= 8.02 MM Kcal/h * 1.1
EA-702	Enfriador de Tanque Flash	Q= 0.063 MM Kcal/h *1.1
EA-703	Enfriador de gas amargo.	Q= 0.06 MM Kcal/h *1.1
EA-704	Pre calentador de carga a Torre Fraccionadora.	Q= 2.70 MM Kcal/h * 1.1
EA-705	Enfriador de Gasolina.	Q= 0.26 MM Kcal/h *1.1
EA-706	Enfriador de Gas Amargo.	Q= 0.06 MMKcal/hr *1.1
EA-707	Enfriador de Fondos de torre Fraccionadora.	Q=0.82 MMKcal/hr*1.1

**AEROENFRIADORES**

EC-701	Aéroeñfriador de tanque Flash	$Q = 0.66 \text{ MM Kcal/h} * 1.2$
EC-702	Aéroeñfriador de Domos de Torre Fraccionadora.	$Q = 10.17 \text{ MM Kcal/h} * 1.2$
EC-703	Aéroeñfriador de Fondos de Torre Fraccionadora.	$Q = 2.84 \text{ MM Kcal/h} * 1.2$

RECIPIENTES

FA-701	Primer Separador de H-C ligeros.	Nº de unidades:1 D= 2286mm L= 4572mm
FA-702	Segundo Separador de H-C ligeros.	Nº de unidades:1 D= 1067mm L= 1829 mm
FA-703	Primer Tanque de succión de Compresor.	Nº de unidades:1 D= 1219mm L= 3048 mm
FA-704	Segundo Tanque de succión de Compresor.	Nº de unidades:1 D= 914 mm L= 3048 mm
FA-705	Acumulador de Torre Fraccionadora.	Nº de unidades:1 D= 1981 mm L= 4267 mm

COMPRESORES

GB-701	Compresor de H ₂ S/H-C ligeros.	Potencia =158 Kw
--------	--	------------------

**BOMBAS**

GA-701/RT	Bomba del Primer Recipiente Separador.	Nº de Unidades: Dos Flujo dis.: $0.045 * 1.1 \text{ m}^3/\text{s}$ $\Delta P = 5.05 \text{ Kg/cm}^2$ Accionador= Motor /Motor
GA-702/RT	Bomba del Segundo Recipiente Separador.	Nº de Unidades: Dos Flujo dis.: $0.0014 * 1.1 \text{ m}^3/\text{s}$ $\Delta P = 4.9 \text{ Kg/cm}^2$ Accionador= Motor /Motor
GA-703/RT	Bomba de Reflujo del Producto de Domos de Torre Fraccionadora.	Nº de Unidades: Dos Flujo dis.: $0.028 * 1.2 \text{ m}^3/\text{s}$ $\Delta P = 4.6 \text{ Kg/cm}^2$ Accionador= Motor /Motor
GA-704/RT	Bomba de Reflujo del Producto de Fondos de Torre Fraccionadora.	Nº de unidades: Dos Flujo dis.: $0.42 * 1.2 \text{ m}^3/\text{s}$ $\Delta P = 6.45 \text{ Kg/cm}^2$ Accionador= Motor/ Motor

DONDE:

- Q** Carga Térmica del equipo en MMKcal /hr.
- D** Diámetro del Equipo en mm.
- L** Longitud T-T (Tangente –Tangente) del Equipo en mm.
- ΔP** Caída de Presión del Equipo en Kg/cm^2 .



3.1.5 Hojas de Datos

PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES PROPUESTA DE MEJORA I							
CLIENTE:		PROYECTO:					
PLANTA: PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS (U-700-1)		HOJA: 1 DE 1					
LOCALIZACIÓN: REFINERIA "HECTOR LAR SOSA", CADEREYTA JIMENEZ, N.L.		REQ. / O.C. No. 3.47					
CLAVE DEL EQUIPO: FA-701		No. DE UNIDADES: UNO					
SERVICIO: PRIMER SEPARADOR DE GAS AMARGO		POSICIÓN: HORIZONTAL					
Tipo de Fluido: Líquido: GASOLINA/DIESEL Flujo: 180.708 (8) m ³ /h Densidad: 694.20 kg/m ³		Vapor o Gas: Ligeros H ₂ /H ₂ S Flujo: 0.605 (8) m ³ /s Densidad: 3.47 kg/m ³					
Temperatura: Operación: 166 °C Máxima: 166 °C Diseño: 190 °C		Presión: Operación: 1.35 kg/cm ² man Máxima: 1.35 kg/cm ² man Diseño: 3.5+Vac Tot kg/cm ² man					
Dimensiones: Longitud: 4,572 mm Diámetro: 2,286 mm Cap. Total: 18.76 m ³ (T-T)		Nivel: Normal: 1,158 mm Máximo: 1,829 mm Mínimo: 152 mm					
Alarmas: Alto Nivel: 1,494 mm Bajo Nivel: 572 mm Nivel de Paro: - - - - mm		Materiales: Cascarón: SA-516-70 Cabezas: SA-516-70 Malla Separadora: Espesor: - - - mm Material: - - -					
Tipo Circular: Diámetro: - - - mm Tipo Rectangular: Longitud: - - - mm Ancho: - - - mm		Corrosión Perm.: Cascarón: 3.2 mm Cabezas: 6.4 mm Aislamiento: SI Recub. Int.: NO					
Relevado de Esfuerzos: SI Estampado ASME: SI (7) Tiempo de residencia: 5.2 min							
BOQUILLAS		NOTAS:					
No.	Cant.	D.N.	Servicio				
1	1	610	Registro de hombre (2)				
7	1	203	Salida de HC ligeros a FA-702				
8	1	51	Venteo (en línea)				
11	1	305	Alimentación de EA-701				
18	1	254	Salida de Gasolina / Diesel a GA-701				
31	1	51	Drene (en línea)				
33	1	(4)	Válvula de seguridad (en línea)				
35	1	51	Conexión de Servicio				
46AB	2	51	Instrumentos de nivel				
		1) Acotaciones en mm					
		2) Registro de hombre con tapa y pescante.					
		3) Mínimo por tuberías y por NPSH de bomba					
		4) Placa de Desgaste, en tapa de 2 veces el φ de boquilla, esp. 6.4 mm					
		5) Esta boquilla se localiza a la altura del N. MIN.					
		6) Flujos correspondientes al Balance de Fin de Corrida (FDC)					
		7) Contenido de H ₂ S: 5320.52ppm en peso (en alimentación)					
		en fase vapor: 82683.35ppm en peso					
Revisión	a1	0	1	2	3	4	5
Fecha							
Elaborado por							
Aprobado por							
Rev. Dis. Mecánico							

Figura (3.2). Hoja de datos para el Recipiente FA-701.



PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES PROPUESTA DE MEJORA I			
CLIENTE:		PROYECTO:	
PLANTA: PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS (U-700-1)		HOJA 1 DE 1	
LOCALIZACIÓN: REFINERIA "HECTOR LARA SOSA", CADEREYTA JIMENEZ, N.L.		REQ. / O.C. No.	
CLAVE DEL EQUIPO: FA-702		No. DE UNIDADES: UNA	
SERVICIO: SEGUNDO SEPARADOR DE GAS AMARGO		POSICIÓN: HORIZONTAL	
Tipo de Fluido:	Líquido: GASOLINA/DIESEL	Flujo: 5.926 (8) m ³ /h	Densidad: 755.40 kg/m ³
	Vapor o Gas: Ligeros H ₂ /H ₂ S	Flujo: 0.380 (8) m ³ /s	Densidad: 2.21 kg/m ³
Temperatura:	Operación: 38 °C	Máxima: 38 °C	Diseño: 60 °C
Presión:	Operación: 1.00 kg/cm ² man	Máxima: 1.00 kg/cm ² man	Diseño: 3.5+Vac Tot kg/cm ² man
Dimensiones:	Longitud: 1,829 mm	Diámetro: 1,067 mm	Cap. Total: 1.63 m ³ (T-T)
Nivel:	Normal: 427 mm	Máximo: 610 mm	Mínimo: 152 mm
Alarmas:	Alto Nivel: 518 mm	Bajo Nivel: 267 mm	Nivel de Paro: - - - mm
Materiales:	Cascarón: SA-516-70	Cabezas: SA-516-70	Malla Separadora: Espesor: --- mm Material: ---
Tipo Circular:	Diámetro: --- mm	Tipo Rectangular: Longitud: --- mm Ancho: --- mm	
Corrosión Perm.:	Cascarón: 6.4 mm	Cabezas: 6.4 mm	Aislamiento: SI Recub. Int.: NO
Relevado de Esfuerzos:	SI	Estampado ASME: SI (7)	Tiempo de residencia: 8.3 min
BOQUILLAS		NOTAS:	
No.	Cant.	D.N.	Servicio
1	1	610	Registro de hombre (2)
7	1	203	Salida de HC ligeros a FA-703
8	1	51	Venteo (en línea)
11	1	254	Alimentación de EC-702
17	1	51	Salida de agua Amarga
18	1	102	Salida de Gasolina / Diesel a GA-702
31	1	51	Drene (en línea)
33	1	(4)	Válvula de seguridad (en línea)
35	1	51	Conexión de Servicio
46AB	2	51	Instrumentos de nivel
		1) Acotaciones en mm	
		2) Registro de hombre con tapa y pescante.	
		3) Mínimo por tuberías y por NPSH de bombas	
		4) Placa de Desgaste, en tapa de 2 veces el φ de boquilla, esp. 6.4 mm	
		5) Esta boquilla se localiza a la altura del N. MIN.	
		6) Flujos correspondientes al Balance de Fin de Corrida (FDC)	
		7) Contenido de H ₂ S: 82682.19 ppm en peso (en alimentación)	
		en fase vapor: 198900.02 ppm en peso	

(1) 1829

(2) NPT

MINIMO

914

1067

1067

457

152

267

343

152

152

610

518

427

267

152

N MAX

A A N

NNOR

A B N

N MIN

N MAX

A A N

NNOR

A B N

N MIN

152

18

17

31

33B

33A

7

8

11

1

45A

45B

35

4

7

46A

46B

Revisión	a1	0	1	2	3	4	5
Fecha							
Elaborado por							
Aprobado por							
Rev. Dis. Mecánico							

Figura (3.3). Hoja de datos para el Recipiente FA-702.



		PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS (U-700-1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES PROPUESTA DE MEJORA I						
CLIENTE:			PROYECTO:					
PLANTA: PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS No. (U-800-1)			HOJA: 1		DE: 1			
LOCALIZACIÓN: REFINERIA "HECTOR LARA SOSA", CADEREYTA JIMÉNEZ, N.L.			REQ./O.C. No:					
CLAVE DEL EQUIPO: FA-704			No. DE UNIDADES: UNO					
SERVICIO: TANQUE DE SUCCIÓN DEL COMPRESOR			POSICIÓN: VERTICAL					
Tipo de Fluido: DIESEL/GASOLINA		Flujo: 0.0065 m ³ /h		Densidad: 736.36 kg/m ³				
Vapor o Gas: Ligeros H ₂ /H ₂ S		Flujo: 761.96 (7) m ³ /h		Densidad: 4.03 kg/m ³				
Temperatura: Operación: 44 °C		Máxima: 44 °C		Diseño: 65(5) °C				
Presión: Operación: 2.37 kg/cm ² man.		Máxima: 2.37 kg/cm ² man.		Diseño: 5.0 + Vac.Tot. kg/cm ² man.				
Dimensiones: Longitud: 3,048 mm		Diámetro: 914 mm		Cap. Total: 2.0 m ³ (T-T)				
Nivel: Normal: --- mm		Máximo: 457 mm		Mínimo: 152 mm				
Alarmas: Alto Nivel: --- mm		Bajo Nivel: 229 mm		Nivel de paro: 610 mm				
Materiales: Cascarón: SA-516-70		Cabezas: SA-516-70		Malla Separadora: Espesor: 152 mm		Material: A. I. 304		
Tipo Circular: Diámetro: 914 (8) mm		Tipo Rectangular: Largo: --- mm		Ancho: --- mm		--- mm		
Corrosión Perm.: Cascarón: 3.2 mm		Cabezas: mm		Aislamiento: NO		Recub. Int.: NO		
Relevado de esfuerzos: SI		Estampado ASME: SI (9)		Tiempo de residencia: 15 min				
BOQUILLAS								
No.	Cant.	D. Nom.	SERVICIO					
1	1	610	Registro de hombre (6)					
7	1	152	Salida de gas amargo a 2a. etapa de compresion					
8	1	38	Venteo					
12	1	203	Alimentación de HC ligeros/ HC pesados					
18	1	38	Salida de HC pesados					
31	1	51	Drene					
33	1	(4)	Válvula de seguridad					
35	1	51	Conexión de servicio					
45 AB	2	51	Instrumentos de Nivel					
46 AB	2	38	Interruptor de Nivel					
NOTAS								
1) Acotaciones en mm								
2) Normalmente sin flujo								
3) Mínimo por tubería y por NPSH de bomba								
4) Limpieza con vapor de 180 °C								
5) Registro de hombre con tapa y pescante.								
6) Flujos correspondientes al Balance Fin de Corrida (FDC)								
7) Malla de Acero Inoxidable 304, Densidad 192 kg/m ³ , Área Especifica 393.7 m ² /m ³ ; Fracción Vacío:98.5%, Diámetro de 0.2799 mm por EPC.								
8) El diseño, inspección y fabricación debe ser de acuerdo al código ASME Sección VIII División 1 ó equivalente.								
9) Contenido de H ₂ S:198856.7106 ppm.								
Revisión	a1	0	1	2	3	4	5	6
Fecha								
Elaborado por:								
Aprobado por:								
Rev. Dis. Mecánico								

Figura (3.5). Hoja de datos para el Recipiente FA-704.

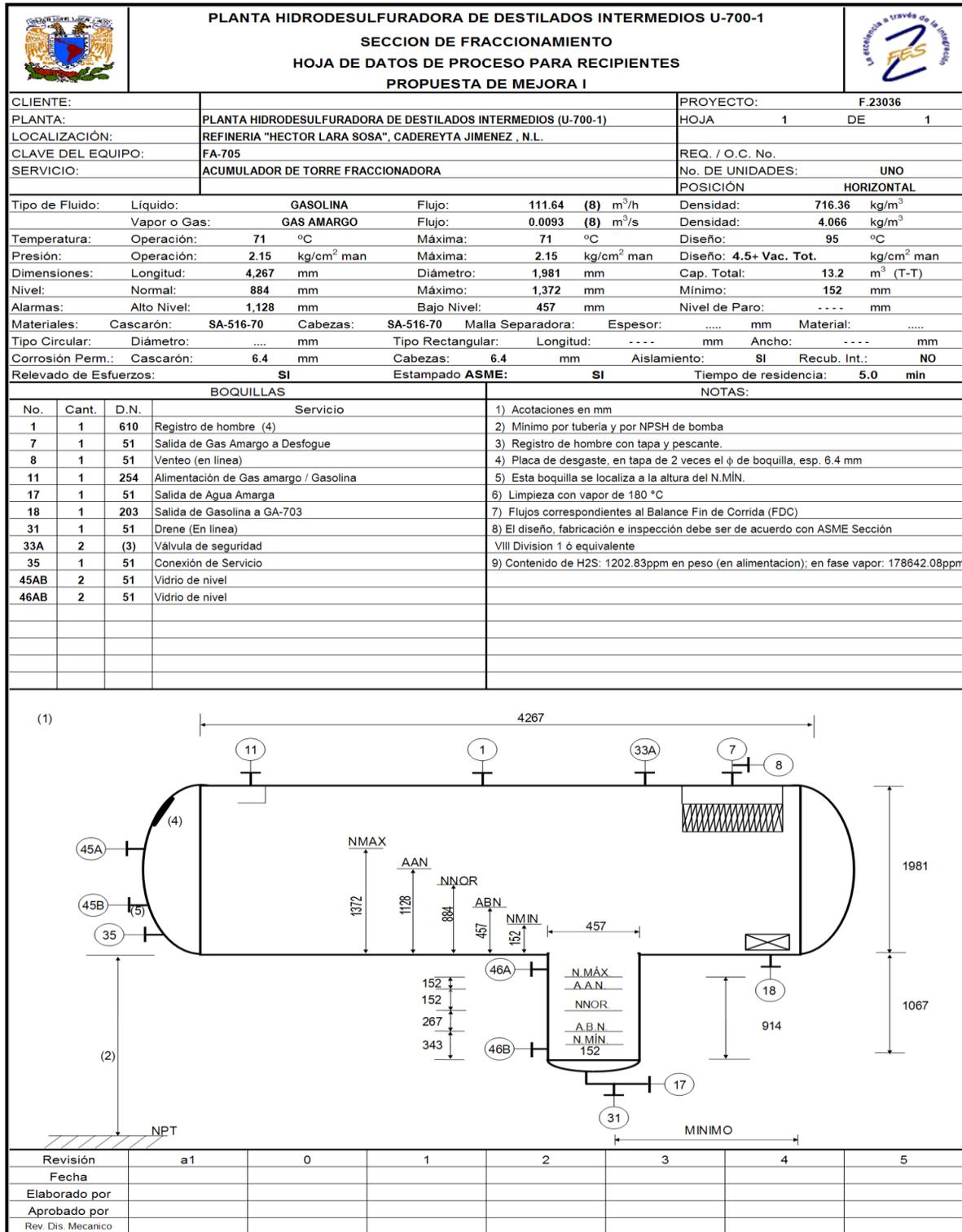


Figura (3.6). Hoja de datos para el Recipiente FA-705.



Capítulo III

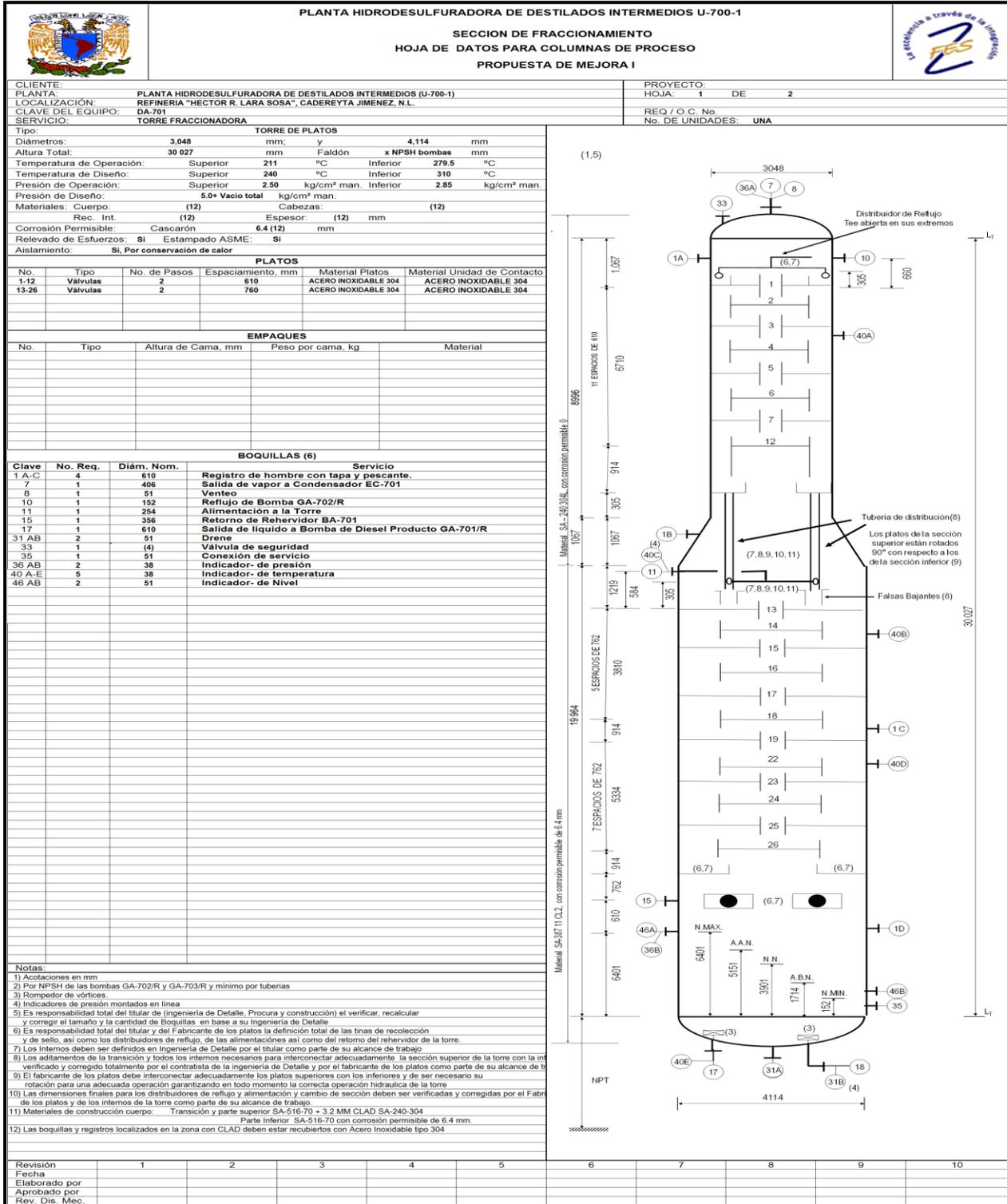


Figura (3.7). Hoja de datos para la Torre Fraccionadora DA-701.



		PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA PLATOS PROPUESTA DE MEJORA I						
CLIENTE:			PROYECTO:					
PLANTA: HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1			HOJA 2 DE 2					
LOCALIZACIÓN: REFINERIA "HECTOR R. LARA SOSA", CADEREYTA JIMENEZ, N.L.			REQ. / O.C. No.					
CLAVE DEL EQUIPO: DA-701								
SERVICIO: TORRE FRACCIONADORA			No. UNIDADES: 26					
Número de Platos		1-12	1-12	13-26	13-26			
Tipo de Plato		Válvulas	Válvulas	Válvulas	Válvulas			
Fluido	Líquido	HC	HC	HC	HC			
	Vapor o Gas	H ₂ S+HC	H ₂ S+HC	H ₂ S+HC	H ₂ S+HC			
Diámetro Interno de la Torre, mm		3,048	3,048	4,114	4,114			
Espaciamiento Entre Platos, mm		610	610	762	762			
Material Platos		A.INOX. 304	A.INOX. 304	A.INOX. 304	A.INOX. 304			
Material Unidades de Contacto		A.INOX. 304	A.INOX. 304	A.INOX. 304	A.INOX. 304			
Número de pasos		2	2	2	2			
Condiciones en el Plato No.		3	4	17	18			
Temperatura	Líquido, °C (ent-sal)	220--223	223--226	256--259	259--264			
	Vapor, °C (entrada-salida)	226--223	229--226	264--259	271--264			
Presión, kg/cm ² man.		2.55	2.57	2.78	2.80			
Vapor	Densidad kg/m ³ @ P y T (ent-sal)	13.13--12.96	13.30--13.13	15.11--14.87	15.39--15.11			
	Flujo	kg/h (ent-sal)	150.77--149.05	151.48--150.57	240.62--237.31	241.52--240.62		
		m ³ /h @ P y T (ent-sal)	11.48--11.50	11.38--11.46	15.92--15.95	15.69--15.92		
Líquido	Densidad kg/m ³ @ P y T (ent-sal)	598.51--597.51	597.51--596.82	596.31--595.42	595.42--594.79			
	Flujo	kg/h (ent-sal)	133.09--134.62	134.62--135.52	339.45--342.76	342.76--343.66		
		LPM @ P y T (ent-sal)	3.70--3.75	3.75--3.78	9.48--9.59	9.59--9.62		
		Viscosidad, cP (ent-sal)	0.141--0.140	0.140--0.139	0.138--0.137	0.1377--0.1372		
	Tensión Superficial, dinas/cm	8.60--8.49	8.49--8.41	7.93--7.84	7.84--7.75			
Tendencia a Espumado: Ninguna <input checked="" type="checkbox"/> Moderada <input type="checkbox"/> Alta <input type="checkbox"/> Severa <input type="checkbox"/>								
Máximo de Inundación 82% a Flujo de Diseño (2)								
Relación Líquido/Vapor Constante <input checked="" type="checkbox"/> Carga de Líquido Constante <input type="checkbox"/> Carga de Vapor Constante <input type="checkbox"/>								
Capacidad Mínima Requerida 60% de la Capacidad de Diseño								
NOTAS:								
1) Las condiciones indicadas corresponden a la operación normal.								
2) Para diseño se deberá adicionar un 10% a los flujos indicados								
3) Factor de sistema 1.0								
4) Se espera un contenido de H ₂ S, de 741.824 ppm en peso en la alimentación.								
5) Máxima caída de presión permisible por plato: 0.20741875 psi								
6) El plato 13 es el plato de alimentación, donde se mezcla el líquido del plato superior 12 con el líquido de la alimentación y el vapor que sale del plato 14 con el vapor de la alimentación								
Revisión	1	2	3	4	5	6	7	
Fecha								
Elaborado por								
Aprobado por								
Rev. Mecánica								

Figura (3.8). Hoja de datos para la Torre Fraccionadora DA-701.



Capítulo III



		PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS PROPUESTA DE MEJORA I					
PLANTA: HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS (U-700-1)						HOJA: 1	
LOCALIZACION: REFINRIA "HECTOR LARA SOSA", CADEREYTA, N.L.							
CLAVE: GA-701							
No. UNIDADES: 1							
SERVICIO: BOMBEO DE HC's/ PESADOS							
No. EN USO CONTINUO: UNA		ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO					
REQ EN RELEVO: UNA		ACCIONADOR: MOTOR					
FABRICANTE BOMBA				TAMAÑO Y TIPO			
CONDICIONES DE OPERACIÓN				COMPORTAMIENTO			
LIQUIDO	HC's / PESADOS	LPM. A T.B. NORM.	723.16	DIS.	795.47	CURVA PROPUESTA No.	
		P.DESCARGA Kg/cm ² man.			6.4	NPSH NEC. (AGUA) m	
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C	166	P.SUCCION Kg/cm ² man.	MAX.	1.35	DIS.	--	No. DE PASOS RPM
DENS. REL. (Sp. Gr.) a T.B.	0.803	P. DIF. Kg/cm ²			5.05		EFIC. DE DISEÑO BHP
P. VAPOR a T.B. Kg/cm ² ABS.	1.35	COLUMNA DIF. m			72.80		MAX. BHP DE DIS. EN IMPUL.
VISCOSIDAD a T.B. cp.	0.286	NPSH DISP. A T.B. m			5.45		MAX. COLUMN. DE DIS. EN IMPUL. M
CORR./ERO. CAUSADA POR	H&S	POTENCIA HIDRAUL. WHP.			47.62		GASTO MIN. CONT. GPM (POR FAB)
CONSTRUCCION Y MATERIALES				ROTACION FRENTE			
CARCAZA-	MONTAJE-	(EJE)	(BASE)	(MIENSULA)	(VERTICAL)	ACOPLAMIENTO	
-TAPA	(AXIAL)	(RADIAL)	AGUA ENFRIAMIENTO PARA				
-TIPO	(VOLUTA SIMPLE)	(DOBLE VOLUTA)	(DIFUSOR)	BALEROS			
-BARR. ROSCADOS	(VENTEO)	(DREN)	(MANOMETRO)	ESTOPERO			
BOQUILLAS	DIAM.	CLASIF. ANSI	CARA	POSICION	PEDESTAL		
SUCCION			R.F.		PRENSA ESTOPA		
DESCARGA			R.F.		AGUA NECESARIA GPM.		
IMPULSOR TIPO	DIAM. DISEÑO	MAX.	ENFRIAMIENTO EMPAQUE				
BALEROS No.	RADIAL	AXIAL	AGUA DE SELLO				
COPLE Y GUARDA	PLACA DE BASE	TUBERIA AUXILIAR					
EMPAQUE							
SELLO MECANICO	CODIGO	FABR.					
CLAVE DE LOS MATERIALES	CARCAZA	MATERIAL					
	PARTES INTERNAS						
1.- FIERRO FUNDIDO	IMPULSOR	PRUEBAS DE TALLER	NECESARIO	CON TESTIGOS			
B.- BRONCE	INTERIORES (CARCAZA)	COMPORTAMIENTO					
S.- ACERO	CAMISA (EMPACADA)	HIDROSTATICA					
C.- (11-13%) CROMO	CAMISA (DE SELLO)	NPSH REQ.					
A.- ALEACION	PARTES DESGASTABLES						
h.- ENDURECIDO	FLECHA	HIDROSTATICA	Kg/cm ² man				
f.- PULIDO		P. DE OP. MAX. PERM	Kg/cm ²				
MOTOR POR.	FABRICANTE	TURBINA POR.	DATOS FINALES DEL FABRICANTE				
CLAVE	MONTADA POR:	FABRICANTE	CLAVE	MONTADA POR:	DIAM. DEL IMPULSOR (mm)		
HP	RPM.	CORAZA	HP	RPM	MAT	CURVA DE PRUEBA No.	
MARCA			MARCA	TIPO		DIB. GENERAL No.	
TIPO	AISLAM.		VAPOR ENT.	kg/cm ² man.		DIB. DETALLES DE BOMBA No.	
ENVOLT.	E. TEMP	°C	ESCAPE	kg/cm ² man		DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.	
VOLTS/FASES/CICLOS			CONSUMO DE VAPOR	kg/BHP/H			No. DE SERIE DE LA BOMBA
BALEROS	LUBR.	GRASA	BALEROS	LUBR.			
AMP PLENA CARGA			BOQUILLAS	DIAM	CLASIF ASA	CARA	POSIC
CON TRINQUETE DE NO RETROCESO Y MOTOR FLECHA SÓLIDA			ENTRADA				
			SALIDA				
REGIDA POR CODIGO API 610 SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA.							
OBSERVACIONES:						REVISION	

Figura (3.9). Hoja de datos para la Bomba GA-701.



Capítulo III



		PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS PROPUESTA DE MEJORA I						
PLANTA: HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS (U-700-1)						HOJA: 1		
LOCALIZACION: REFINRIA "HECTOR LARA SOSA", CADEREYTA, N.L.								
CLAVE: GA-702								
No. UNIDADES: 1								
SERVICIO: BOMBEO DE HC's / PESADOS								
No. EN USO CONTINUO: UNA			ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO					
REQ EN RELEVO: UNA			ACCIONADOR: MOTOR					
FABRICANTE BOMBA				TAMAÑO Y TIPO				
CONDICIONES DE OPERACIÓN						COMPORTAMIENTO		
LIQUIDO		HC's / PESADOS		LPM. A T.B. NORM.		89.8 DIS.		98.78
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C		38		P.DESCARGA Kg/cm ² man.		5.9		--
DENS. REL. (Sp. Gr.) a T.B.		0.772		P.SUCCION Kg/cm ² man.		MAX. 1.0 DIS.		--
P. VAPOR a T.B. Kg/cm ² ABS.		1.0		P. DIF. Kg/cm ²		4.9		64.9
VISCOSIDAD a T.B. cp.		0.597		COLUMNA DIF. m		6.0		1.5
CORR./ERO. CAUSADA POR		H/S		NPSH DISP. A T.B. m		6.0		1.5
				POTENCIA HIDRAUL. WHP.				
CONSTRUCCION Y MATERIALES						ROTACION FRENTE		
CARCAZA- MONTAJE- (EJE) (BASE) (MENSULA) (VERTICAL)						ACOPPLAMIENTO		
-TAPA (AXIAL) (RADIAL)						AGUA ENFRIAMIENTO PARA		
-TIPO (VOLUTA SIMPLE) (DOBLE VOLUTA) (DIFUSOR)						BALEROS		
-BARR. ROSCADOS (VENTEO) (DREN) (MANOMETRO)						ESTOPERO		
BOQUILLAS		DIAM.		CLASIF. ANSI		CARA		POSICION
SUCCION						R.F.		
DESCARGA						R.F.		
IMPULSOR TIPO		DIAM. DISEÑO		MAX.				ENFRIAMIENTO EMPAQUE
BALEROS No.		RADIAL		AXIAL				
COPEL Y GUARDA				PLACA DE BASE				AGUA DE SELLO
EMPAQUE								
SELLO MECANICO		CODIGO		FABR.				TUBERIA AUXILIAR
CLAVE DE LOS MATERIALES		CARCAZA			MATERIAL			
		PARTES INTERNAS						
I.- FIERRO FUNDIDO		IMPULSOR			PRUEBAS DE TALLER		NECESARIO	CON TESTIGOS
B.- BRONCE		INTERIORES (CARCAZA)			COMPORTAMIENTO			
S.- ACERO		CAMISA (EMPACADA)			HIDROSTATICA			
C.- (11-13%) CROMO		CAMISA (DE SELLO)			NPSH REQ.			
A.- ALEACION		PARTES DESGASTABLES			HIDROSTATICA		Kg/cm ² man	
h.- ENDURECIDO		FLECHA			P. DE OP. MAX. PERM		Kg/cm ²	
f.- PULIDO								
MOTOR POR. FABRICANTE				TURBINA POR.				DATOS FINALES DEL FABRICANTE
CLAVE		MONTADA POR:		CLAVE		MONTADA POR:		DIAM. DEL IMPULSOR (mm)
HP		RPM. CORAZA		HP		RPM. MAT		
MARCA				MARCA		TIPO		CURVA DE PRUEBA No.
TIPO		AISLAM.		VAPOR ENT. kg/cm ² man.				DIB. GENERAL No.
ENVOLT. E. TEMP °C				ESCAPE kg/cm ² man				DIB. DETALLES DE BOMBA No.
VOLTS/FASES/CICLOS				CONSUMO DE VAPOR kg/BHP/H				DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.
BALEROS LUBR. GRASA				BALEROS LUBR.				
AMP PLENA CARGA				BOQUILLAS		DIAM. CLASIF ASA CARA POSIC		No. DE SERIE DE LA BOMBA
CON TRINQUETE DE NO RETROCESO Y MOTOR FLECHA SÓLIDA		ENTRADA		SALIDA				
REGIDA POR CODIGO API 610 SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA.								
OBSERVACIONES:						REVISION		

Figura (3.10). Hoja de datos para la Bomba GA-702.



Capítulo III



PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1		SECCION DE FRACCIONAMIENTO		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS		PROPUESTA DE MEJORA I		
PLANTA: HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS (U-700-1)							HOJA: 1	
LOCALIZACION: REFINRIA "HECTOR LARA SOSA", CADEREYTA, N.L.								
CLAVE: GA-703 R/T								
No. UNIDADES: 1								
SERVICIO: BOMBA DE REFLUJO DE TORRE FRACCIONADORA								
No.	EN USO CONTINUO: UNA			ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO				
REQ	EN RELEVO: UNA			ACCIONADOR: MOTOR				
FABRICANTE BOMBA				TAMAÑO Y TIPO				
CONDICIONES DE OPERACIÓN						COMPORTAMIENTO		
LIQUIDO	GASOLINA		LPM. A T.B. NORM.	7447.76	DIS.	8192.5		
			P.DESCARGA man.	Kg/cm ²	7.1	CURVA PROPUESTA No.		
						NPSH NEC. (AGUA) m		
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C	71.0		P.SUCCION	Kg/cm ² man.	MAX.	2.15	DIS. --	
DENS. REL. (Sp. Gr.) a T.B.	0.758		P. DIF.	Kg/cm ²		4.6		
P. VAPOR a T.B. Kg/cm ² ABS.	2.217		COLUMNA DIF. m		69.15			
VISCOSIDAD a T.B. cp.	0.597		NPSH DISP. A T.B. m		5.8			
CORR./ERO. CAUSADA POR	H ₂ S		POTENCIA HIDRAUL. WHP.		29			
CONSTRUCCION Y MATERIALES						ROTACION FRENTE		
CARCAZA-	MONTAJE-	(EJE)	(BASE)	(MENSULA)	(VERTICAL)	ACOPLAMIENTO		
-TAPA	(AXIAL)	(RADIAL)					AGUA ENFRIAMIENTO PARA	
-TIPO	(VOLUTA SIMPLE)	(DOBLE VOLUTA)	(DIFUSOR)					BALEROS
-BARR. ROSCADOS	(VENTEO)	(DREN)	(MANOMETRO)					ESTOPERO
BOQUILLAS	DIAM.	CLASIF. ANSI	CARA	POSICION				PEDESTAL
SUCCION			R.F.					PRENSA ESTOPA
DESCARGA			R.F.					AGUA NECESARIA GPM.
IMPULSOR TIPO	DIAM. DISEÑO		MAX.		ENFRIAMIENTO EMPAQUE			
BALEROS No.	RADIAL		AXIAL					
COPEL Y GUARDA	PLACA DE BASE		AGUA DE SELLO					
EMPAQUE								
SELLO MECANICO	CODIGO		FABR.		TUBERIA AUXILIAR			
CLAVE DE LOS MATERIALES		CARCAZA PARTES INTERNAS		MATERIAL				
1.- FIERRO FUNDIDO	IMPULSOR				PRUEBAS DE TALLER	NECESARIO	CON TESTIGOS	
B.- BRONCE	INTERIORES (CARCAZA)				COMPORTAMIENTO			
S.- ACERO	CAMISA (EMPACADA)				HIDROSTATICA			
C.- (11-13%) CROMO	CAMISA (DE SELLO)				NPSH REQ.			
A.- ALEACION	PARTES DESGASTABLES				HIDROSTATICA	Kg/cm ² man		
h.- ENDURECIDO	FLECHA				P. DE OP. MAX. PERM	Kg/cm ²		
f.- PULIDO								
MOTOR POR. FABRICANTE			TURBINA POR.			DATOS FINALES DEL FABRICANTE		
CLAVE	MONTADA POR:	FABRICANTE	CLAVE	MONTADA POR:	DIAM. DEL IMPULSOR (mm)			
HP	RPM.	CORAZA	HP	RPM	MAT			
MARCA			MARCA	TIPO		CURVA DE PRUEBA No.		
TIPO	AISLAM.		VAPOR ENT.	kg/cm ² man.	DIB. GENERAL No.			
ENVOLT.	E. TEMP	°C	ESCAPE	kg/cm ² man	DIB. DETALLES DE BOMBA No.			
VOLTS/FASES/CICLOS			CONSUMO DE VAPOR	kg/BHP/H				
BALEROS	LUBR.	GRASA	BALEROS	LUBR.				
AMP PLENA CARGA			BOQUILLAS	DIAM	CLASIF ASA	CARA	POSIC	
CON TRINQUETE DE NO RETROCESO Y MOTOR FLECHA SÓLIDA			ENTRADA					
			SALIDA					
REGIDA POR CODIGO API 610 SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA.								
OBSERVACIONES:				REVISION				

Figura (3.11). Hoja de datos para la Bomba GA-703.



Capítulo III



PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1		SECCION DE FRACCIONAMIENTO		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS		PROPUESTA DE MEJORA I	
PLANTA: HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS (U-700-1)							HOJA: 1
LOCALIZACION: REFINRIA "HECTOR LARA SOSA", CADEREYTA, N.L.							
CLAVE: GA-704 R/T							
No. UNIDADES: 1							
SERVICIO: BOMBA DE FONDOS DE TORRE FRACCIONADORA							
No.	EN USO CONTINUO: UNA			ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO			
REQ	EN RELEVO: UNA			ACCIONADOR: MOTOR			
FABRICANTE BOMBA				TAMAÑO Y TIPO			
CONDICIONES DE OPERACIÓN				COMPORTAMIENTO			
LIQUIDO	HC	LPM. A T.B. NORM.	25256.6	DIS.	27782	CURVA PROPUESTA No.	
		P.DESCARGA Kg/cm ² man.	9.3			NPSH NEC. (AGUA) m	
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C	280	P.SUCCION Kg/cm ² man.	MAX. 2.85	DIS.	--	No. DE PASOS RPM	
DENS. REL. (Sp. Gr.) a T.B.	0.809	P. DIF. Kg/cm ²	6.45			EFIC. DE DISEÑO BHP	
P. VAPOR a T.B. Kg/cm ² ABS.	2.85	COLUMNA DIF. m	108			MAX. BHP DE DIS. EN IMPUL.	
VISCOSIDAD a T.B. cp.	0.138	NPSH DISP. A T.B. m	4.2			MAX. COLUMN. DE DIS. EN IMPUL. M	
CORR./ERO. CAUSADA POR	--	POTENCIA HIDRAUL. WHP.	561.15			GASTO MIN. CONT. GPM (POR FAB)	
CONSTRUCCION Y MATERIALES				ROTACION FRENTE			
CARCAZA-	MONTAJE-	(EJE)	(BASE)	(MENSULA)	(VERTICAL)	ACOPLAMIENTO	
-TAPA	(AXIAL)		(RADIAL)			AGUA ENFRIAMIENTO PARA	
-TIPO	(VOLUTA SIMPLE)		(DOBLE VOLUTA)		(DIFUSOR)	BALEROS	
-BARR. ROSCADOS	(VENTEO)		(DREN)		(MANOMETRO)	ESTOPERO	
BOQUILLAS	DIAM.	CLASIF. ANSI	CARA	POSICION		PEDESTAL	
SUCCION			R.F.			PRENSA ESTOPA	
DESCARGA			R.F.			AGUA NECESARIA GPM.	
IMPULSOR TIPO	DIAM. DISEÑO	MAX.		ENFRIAMIENTO EMPAQUE			
BALEROS No.	RADIAL	AXIAL					
COPE Y GUARDA	PLACA DE BASE			AGUA DE SELLO			
EMPAQUE							
SELLO MECANICO	CODIGO	FABR.		TUBERIA AUXILIAR			
CLAVE DE LOS MATERIALES		CARCAZA		MATERIAL			
		PARTES INTERNAS					
I.- FIERRO FUNDIDO	IMPULSOR		PRUEBAS DE TALLER		NECESARIO	CON TESTIGOS	
B.- BRONCE	INTERIORES (CARCAZA)		COMPORTAMIENTO				
S.- ACERO	CAMISA (EMPACADA)		HIDROSTATICA				
C.- (11-13%) CROMO	CAMISA (DE SELLO)		NPSH REQ.				
A.- ALEACION	PARTES DESGASTABLES						
h.- ENDURECIDO	FLECHA		HIDROSTATICA		Kg/cm ² man		
f.- PULIDO			P. DE OP. MAX. PERM		Kg/cm ²		
MOTOR POR. FABRICANTE			TURBINA POR.			DATOS FINALES DEL FABRICANTE	
CLAVE	MONTADA POR:	FABRICANTE	CLAVE	MONTADA POR:	DIAM. DEL IMPULSOR (mm)		
HP	RPM.	CORAZA	HP	RPM	MAT		
MARCA			MARCA	TIPO	CURVA DE PRUEBA No.		
TIPO	AISLAM.		VAPOR ENT.	kg/cm ² man.	DIB. GENERAL No.		
ENVOLT.	E. TEMP °C		ESCAPE	kg/cm ² man	DIB. DETALLES DE BOMBA No.		
VOLTS/FASES/CICLOS			CONSUMO DE VAPOR	kg/BHP/H	DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.		
BALEROS	LUBR.	GRASA	BALEROS	LUBR.			
AMP PLENA CARGA			BOQUILLAS	DIAM	CLASIF ASA	CARA	POSEC
CON TRINQUETE DE NO RETROCESO Y MOTOR FLECHA SÓLIDA			ENTRADA				
			SALIDA				
REGIDA POR CODIGO API 610 SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA.							
OBSERVACIONES:				REVISION			

Figura (3.12). Hoja de datos para la Bomba GA-704.



Capítulo III



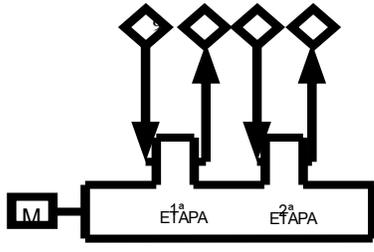
PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1		SECCION DE FRACCIONAMIENTO		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA COMPRESORES		PROPUESTA DE MEJORA I		
CLIENTE:				PROYECTO:				
PLANTA: Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1				HOJA: 1 DE 2				
LOCALIZACIÓN: Refinería "Hector Lara Sosa", Cadereyta Jiménez N.L.								
CLAVE DEL EQUIPO: GB-702				No. DE UNIDADES: Uno				
SERVICIO: Compresor de Gas Amargo				TIPO: Reciprocante				
Gas Manejado				Ligeros Hz/HzS				
ETAPAS DE COMPRESION		PRIMERA ETAPA			SEGUNDA ETAPA			
CAPACIDAD:		Nor.	Máx.	Mín	Nor.	Máx	Mín	
kg / h		2793.813	3073.194	1396.9	2789.490	3068.439	1394.745	
m ³ std / h a 15°C y 1 atm.		2332.331	2565.564	1166.2	2331.490	2564.639	1165.745	
m ³ / h a cond. de entrada P, T		1932.331	2125.564	966.2	692.634	761.897	346.317	
Peso molecular		28.372	33.077	14.2	28.338	31.344	14.169	
CONDICIONES DE SUCCIÓN:								
Presión, kg / cm ² abs.		1.300	1.300	1.300	3.374	3.374	3.374	
Temperatura, °C.		37.47	37.47	37.47	44.16	44.16	44.16	
Densidad, kg / m ³		1.446	1.446	1.446	4.027	4.027	4.027	
Factor de compresibilidad, "Z"		0.993	0.993	0.993	0.982	0.982	0.982	
"K" (cp / cv)		1.192	1.192	1.192	1.198	1.198	1.198	
Humedad relativa, %								
CONDICIONES DE DESCARGA:								
Presión, kg / cm ² abs.		3.724	3.724	3.724	8.699	8.699	8.699	
Temperatura estimada, °C.		93.53	93.53	93.53	95.56	95.56	95.56	
"Z" a Tdesc. estimada		0.989	0.989	0.989	0.974	0.974	0.974	
"K" a Tdesc. estimada		1.174	1.174	1.174	1.186	1.186	1.186	
Accionador: MOTOR ELÉCTRICO POR: CONTRATISTA				Presión atmosférica:				
SERVICIOS AUXILIARES				PROPIEDADES DEL GAS				
Energía eléc.: Accionador 149.2 -1492 KW _____ Volts _____ Fases				Composición: _____ Ver hoja 2				
Accionador mayor de 1492 KW _____ Volts _____ Fases				Corrosión debido a: _____ HzS				
Agua de enfriamiento:				Corrosión del aceite lubricante debido a:				
Presión, kg / cm ² man. _____ Suministro: _____ Retorno nor.		Temperatura, °C _____ Suministro: _____ Retorno max		Degradación del aceite lubricante debido a:				
Flujo disponible, m ³ / h _____								
Notas:								
								
GB-02 A/B/R								
Revisión	A	0	1	2	3	4	5	6
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

Figura (3.13). Hoja de datos para el Compresor GB-702.



3.1.6 Consumo de Servicios Auxiliares.

Agua de enfriamiento.

Características			Consumo	
CLAVE	EQUIPO	Carga Térmica	Normal	Máximo
		MMKcal/hr	LPM	LPM
EA-702	Enfriador de Tanque Flash	0.063	122	134
EA-703	Enfriador de gas amargo	0.065	126	139
EA-705	Enfriador de gasolina	0.259	500	550
EA-706	Enfriador de gas amargo	0.069	134	147
EA-707	Enfriador de fondos de torre	0.824	1587	1746
Total			2 469	2 716

Tabla (3.4). Consumo de Agua de enfriamiento para la Propuesta de Mejora I.

Gas Combustible.

Características			Consumo de G.C	
Clave	Equipo	Carga térmica	Normal	Máximo
		MMKcal/hr	m ³ /hr	m ³ /hr
BA-701	Calentador de Torre Fraccionadora	14.516	2 135	2 562

Tabla (3.5). Consumo de Gas Combustible para la Propuesta de Mejora I.



Energía Eléctrica.

Clave	Descripción	Pot.Motor (comercial)BHP	Motor Kw
GA-701	Descarga de Tanque Flash FA-701	40	30
GA-702	Descarga de Tanque Flash FA-702	2	1
GA-703	Reflujo de DA-701	23	17
GA-704	Reflujo de Producto de Fondos DA-701	435	324
		Kw	372

Tabla (3.6). Consumo de Energía Eléctrica de Bombas para la Propuesta de Mejora I.

Características		Pot.Motor	Motor
Clave	Descripción	HP	KW
GB-702	Compresor de gas amargo	235	175.23

Tabla (3.7). Consumo de Energía Eléctrica del Compresor GB-702 para la Propuesta de Mejora I.

El consumo de la energía eléctrica global por estos equipos es: **547 Kw totales**

Vapor de Calentamiento.

Características		Características para la Turbina	
Equipo	Descripción	Pot.Comercial (HP)	RPM
GA-702	Producto de Fondos de DA-701	435	1800
GA-701	Producto de Domos de DA-702	23	1800

Tabla (3.8). Características de la Turbina de la Propuesta de Mejora I.



Consumo	
Normal	Máximo
Flujo de Vapor (Kg/hr)	Flujo de Vapor (Kg/hr)
11794	14152
1118	1342
12 912	15 494

Tabla (3.9). Consumo de Vapor Motriz para GA-703 y GA-704 de la Propuesta de Mejora I.



3.2 PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 SECCION DE FRACCIONAMIENTO PROPUESTA DE MEJORA II.

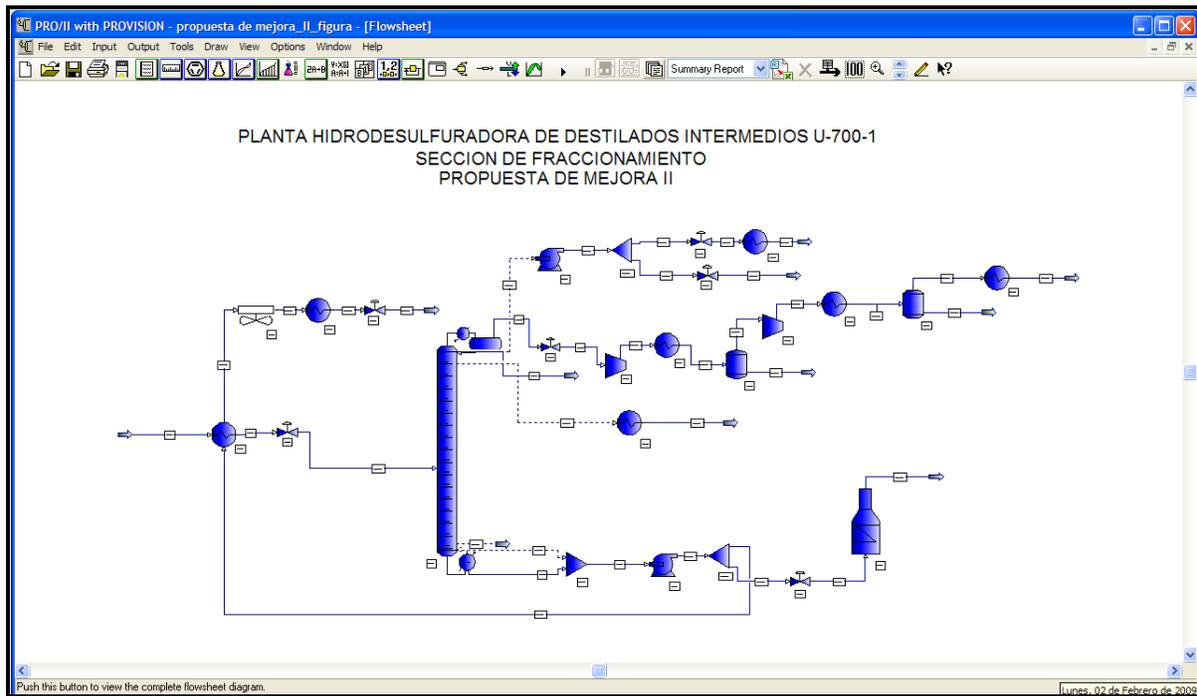
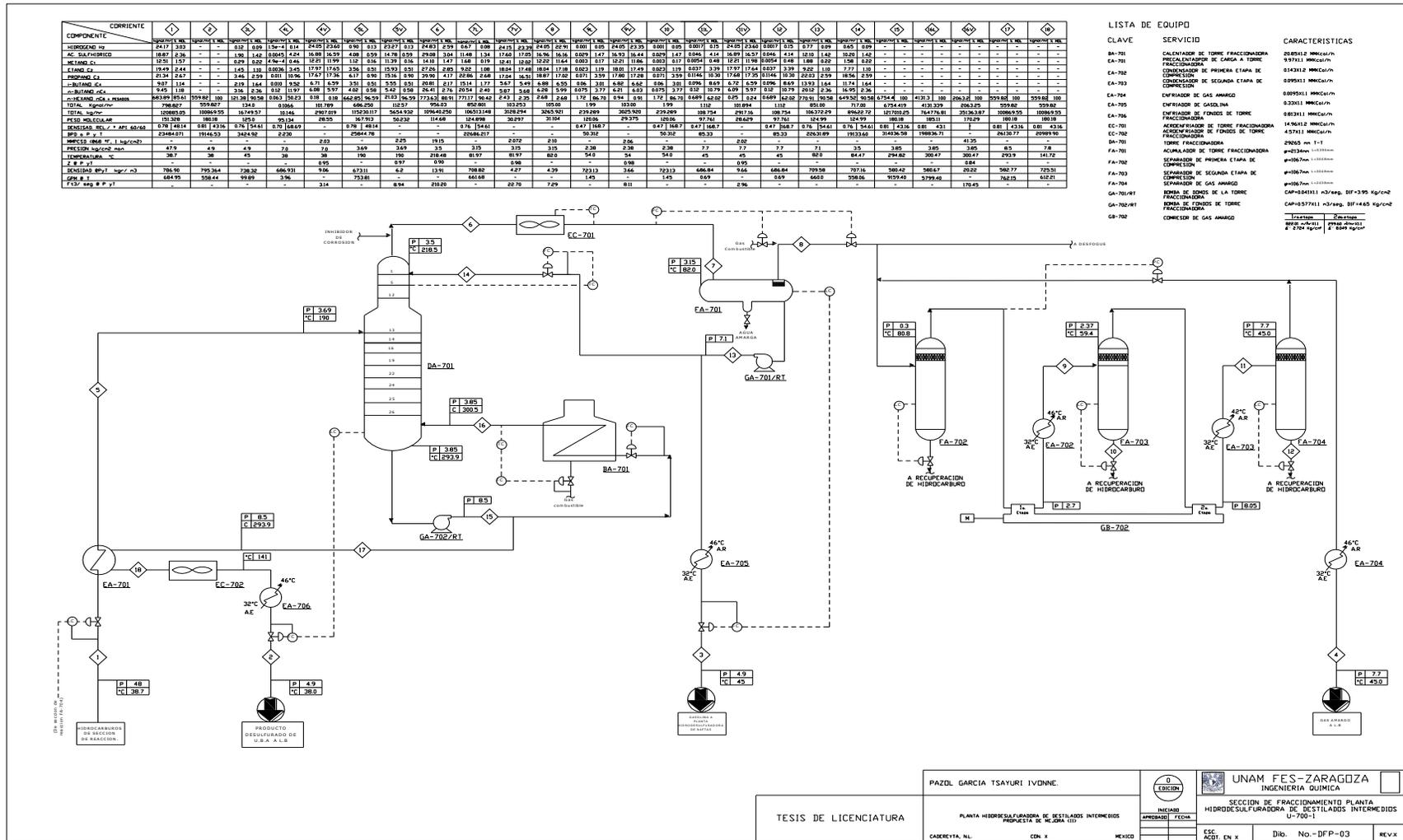


Figura (3.15). Simulación para la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios. Propuesta de Mejora II.



3.2.1 Diagrama de Flujo de Proceso.





3.2.2 Balance de Materia y Energía.

Stream Name		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Description Phase																			
	Mixed	Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Vapor	Mixed	Vapor	Mixed	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid
Total Stream Properties																			
Rate	KG-MOL/HR	798.827	559.827	134.000	101.895	798.827	956.000	956.000	105.000	105.000	1.993	103.007	1.112	851.000	717.000	6753.805	6193.977	559.827	559.827
	KG/HR	120885.055	100842.219	16777.613	2917.166	120885.055	109815.578	109815.578	3265.211	3265.211	239.290	3025.921	108.755	106550.367	89772.758	1216569.875	1115727.500	100842.219	100842.219
Std. Liquid Rate	M3/HR	153.622	124.603	22.082	6.465	153.622	147.177	147.177	6.936	6.936	0.318	6.618	0.153	140.240	118.158	1503.223	1378.620	124.603	124.603
Temperature	C	38.700	38.092	45.000	38.000	187.543	218.969	81.973	82.033	54.000	53.992	45.000	45.000	82.289	84.561	295.662	300.383	295.662	141.509
Pressure	KG/CM2G	47.997	4.900	4.900	6.999	3.690	3.500	3.150	3.150	2.374	2.370	7.699	7.699	7.100	3.500	8.500	3.850	8.500	7.800
Molecular Weight		151.328	180.131	125.206	28.629	151.328	114.870	114.870	31.097	31.097	120.066	29.376	97.761	125.206	125.206	180.131	180.131	180.131	180.131
Enthalpy	M*KCAL/HR	2.064	1.509	0.340	0.303	12.036	19.653	4.542	0.409	0.347	0.006	0.315	0.002	4.292	3.616	203.466	207.455	16.865	6.893
	KCAL/KG	17.070	14.963	20.269	104.009	99.568	178.965	41.365	125.259	106.401	24.803	104.160	21.318	40.277	40.277	167.245	167.245	167.245	68.351
Mole Fraction Liquid		0.9927	1.0000	1.0000	0.0010	0.8591	0.0000	0.8921	0.0000	0.0190	1.0000	0.0108	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.6668	1.0000	1.0000
Reduced Temp.		0.5078	0.4560	0.5347	1.1763	0.7502	0.8792	0.6345	1.2995	1.1970	0.5608	1.1902	0.6074	0.5973	0.6012	0.8333	0.8402	0.8333	0.6075
Pres.		1.9415	0.2817	0.2149	0.1783	0.1870	0.1538	0.1419	0.0938	0.0764	0.1196	0.1943	0.2584	0.2946	0.1642	0.4527	0.2319	0.4527	0.4195
Acentric Factor		0.4158	0.4982	0.3633	0.0348	0.4158	0.3282	0.3282	0.0435	0.0435	0.3500	0.0376	0.2903	0.3633	0.3633	0.4982	0.4982	0.4982	0.4982
Watson K (UOPK)		12.010	11.924	11.993	15.048	12.010	12.074	12.074	14.735	14.735	12.030	14.949	12.296	11.993	11.993	11.924	11.924	11.924	11.924
Standard Liquid Density	KG/M3	786.900	809.308	759.770	451.195	786.900	746.148	746.148	470.741	470.741	752.198	457.212	711.891	759.770	759.770	809.308	809.308	809.308	809.308
Specific Gravity		0.7877	0.8101	0.7605	0.4516	0.7877	0.7469	0.7469	0.4712	0.4712	0.7529	0.4577	0.7126	0.7605	0.7605	0.8101	0.8101	0.8101	0.8101
API Gravity		48.142	43.168	54.557	181.803	48.142	57.954	57.954	168.793	168.793	56.430	177.679	67.071	54.557	54.557	43.168	43.168	43.168	43.168
Vapor Phase Properties																			
Rate	KG-MOL/HR	5.846	n/a	n/a	101.788	112.577	956.000	103.150	105.000	103.006	n/a	101.895	n/a	n/a	n/a	n/a	2063.558	n/a	n/a
	KG/HR	27.657	n/a	n/a	2907.020	5654.932	109815.578	3122.368	3265.211	3025.815	n/a	2917.166	n/a	n/a	n/a	n/a	35123.219	n/a	n/a
	M3/HR	3.212	n/a	n/a	320.776	912.135	7887.413	731.200	743.719	825.715	n/a	301.797	n/a	n/a	n/a	n/a	17378.791	n/a	n/a
Std. Vapor Rate	M3/HR	138.231	n/a	n/a	2406.760	2661.871	22604.480	2438.973	2482.710	2435.560	n/a	2409.282	n/a	n/a	n/a	n/a	48792.535	n/a	n/a
Specific Gravity (Air=1.0)		0.163	n/a	n/a	0.986	1.734	3.966	1.045	1.074	1.014	n/a	0.988	n/a	n/a	n/a	n/a	5.876	n/a	n/a
Molecular Weight		4.731		21.202	28.560	50.232	114.870	30.270	31.097	29.375		28.629					170.198		
Enthalpy	KCAL/KG	89.238	n/a	n/a	104.309	170.568	178.965	125.186	125.259	112.857	n/a	107.249	n/a	n/a	n/a	n/a	220.312	n/a	n/a
CP	KCAL/KG-C	1.580	n/a	n/a	0.456	0.546	0.564	0.478	0.477	0.458	n/a	0.462	n/a	n/a	n/a	n/a	0.622	n/a	n/a
Density	KG/M3	8.612	0.000	0.000	9.062	6.200	13.923	4.270	4.390	3.664	0.000	9.666	0.000	0.000	0.000	0.000	20.209	0.000	0.000
Thermal Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.12636	0.00000	0.00000	0.03320	0.04486	0.02747	0.03842	0.02902	0.03480	0.00000	0.03411	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.02991	0.00000	0.00000
Viscosity	CP	0.00986	0.00000	0.00000	0.01044	0.01335	0.01010	0.01228	0.01201	0.01074	0.00000	0.01080	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.01032	0.00000	0.00000
Liquid Phase Properties																			
Rate	KG-MOL/HR	792.981	559.827	134.000	0.107	686.250	n/a	852.850	n/a	1.994	1.993	1.112	1.112	851.000	717.000	6753.805	4130.418	559.827	559.827
	KG/HR	120857.398	100842.219	16777.613	10.147	115230.117	n/a	106693.219	n/a	239.396	239.290	108.755	108.755	106550.367	89772.758	1216569.875	764514.375	100842.219	100842.219
	M3/HR	155.553	126.792	22.716	0.015	171.189	n/a	150.466	n/a	0.331	0.331	0.158	0.158	150.116	126.912	2087.247	1316.444	173.013	138.971
Std. Liquid Rate	M3/HR	153.431	124.603	22.082	0.014	143.941	n/a	140.487	n/a	0.318	0.318	0.153	0.153	140.240	118.158	1503.223	940.669	124.603	124.603
Specific Gravity (H2O @ 60 F)		0.7885	0.8101	0.7605	0.7068	0.8013	n/a	0.7602	n/a	0.7529	0.7529	0.7126	0.7126	0.7605	0.7605	0.8101	0.8135	0.8101	0.8101
Molecular Weight		152.409	180.131	125.206	95.134	167.913		125.102		120.055	120.066	97.761	97.761	125.206	125.206	180.131	185.094	180.131	180.131
Enthalpy	KCAL/KG	17.054	14.963	20.269	17.905	96.084	n/a	38.911	n/a	24.808	24.803	21.318	21.318	40.277	40.277	167.245	170.146	167.245	68.351
CP	KCAL/KG-C	0.471	0.465	0.486	0.501	0.615	n/a	0.525	n/a	0.498	0.498	0.506	0.506	0.521	0.527	0.724	0.730	0.724	0.565
Density	KG/M3	776.955	795.334	738.576	686.931	673.115	0.000	709.087	0.000	723.111	723.137	686.841	686.841	709.789	707.361	582.859	580.742	582.859	725.633
Surface Tension	DYNE/CM	23.3423	27.0113	21.9135	16.9954	13.4054	0.0000	18.4411	0.0000	20.2578	20.2608	16.7796	16.7796	18.7453	18.2315	6.4675	6.4770	6.4675	18.2040
Thermal Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.07884	0.07803	0.08403	0.08508	0.06046	0.00000	0.07820	0.00000	0.08279	0.08279	0.08372	0.08372	0.09475	0.07784	0.04486	0.04437	0.04486	0.06582
Viscosity	CP	0.92580	1.35100	0.50921	0.31926	0.24909	0.00000	0.34749	0.00000	0.42289	0.42301	0.31147	0.31147	0.33635	0.34001	0.12433	0.12490	0.12433	0.41014

Tabla (3.10). Balance de Materia y Energía. Propiedades.



Capítulo III

Component Rates																				
Stream	Name		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
	Description																			
	Phase		Mixed	Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Vapor	Mixed	Vapor	Mixed	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid
Temperature	C		38.700	38.092	45.000	38.000	187.543	218.969	81.973	82.033	54.000	53.992	45.000	45.000	82.289	84.561	295.662	300.383	295.662	141.509
Pressure	KG/CM2G		47.997	4.900	4.900	6.999	3.690	3.500	3.150	3.150	2.374	2.370	7.699	7.699	7.100	3.500	8.500	3.850	8.500	7.800
Molecular Weight			151.328	180.131	125.206	28.629	151.328	114.870	114.870	31.097	31.097	120.066	29.376	97.761	125.206	125.206	180.131	180.131	180.131	180.131
Component Molar Rates	KG-MOL/HR																			
H2			24.179	0.000	0.122	24.054	24.179	24.832	24.832	24.057	24.057	0.001	24.056	0.002	0.775	0.653	0.000	0.000	0.000	0.000
H2S			18.873	0.000	1.905	16.893	18.873	29.064	29.064	16.968	16.968	0.029	16.939	0.046	12.096	10.191	0.000	0.000	0.000	0.000
METHANE			12.518	0.000	0.296	12.213	12.518	14.104	14.104	12.222	12.222	0.004	12.218	0.005	1.883	1.586	0.000	0.000	0.000	0.000
ETHANE			19.493	0.000	1.452	17.979	19.493	27.264	27.264	18.041	18.041	0.024	18.017	0.038	9.223	7.771	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANE			21.340	0.000	3.466	17.687	21.340	39.888	39.888	17.874	17.874	0.072	17.802	0.115	22.014	18.548	0.000	0.000	0.000	0.000
IBUTANE			9.074	0.000	2.192	6.725	9.074	20.803	20.803	6.882	6.882	0.060	6.822	0.097	13.921	11.729	0.000	0.000	0.000	0.000
BUTANE			9.454	0.000	3.166	6.093	9.454	26.393	26.393	6.288	6.288	0.075	6.213	0.120	20.105	16.939	0.000	0.000	0.000	0.000
CTE-138			11.223	0.064	10.749	0.068	11.223	68.676	68.676	0.410	0.410	0.213	0.196	0.129	68.266	57.517	0.772	0.708	0.064	0.064
CTE-140			15.111	0.111	14.488	0.075	15.111	92.523	92.523	0.511	0.511	0.278	0.233	0.158	92.012	77.524	1.344	1.233	0.111	0.111
CTE-145			10.345	0.125	9.917	0.036	10.345	63.282	63.282	0.303	0.303	0.178	0.125	0.089	62.979	53.062	1.512	1.386	0.125	0.125
CTE-150			9.698	0.196	9.256	0.023	9.698	59.031	59.031	0.246	0.246	0.155	0.091	0.068	58.785	49.529	2.363	2.167	0.196	0.196
CTE-154			10.323	0.360	9.738	0.016	10.323	62.069	62.069	0.225	0.225	0.150	0.074	0.058	61.845	52.107	4.345	3.984	0.360	0.360
CTE-159			11.434	0.721	10.502	0.012	11.434	66.909	66.909	0.210	0.210	0.149	0.062	0.050	66.699	56.196	8.698	7.977	0.721	0.721
CTE-163			13.204	1.576	11.430	0.008	13.204	72.785	72.785	0.199	0.199	0.147	0.051	0.043	72.586	61.157	19.010	17.434	1.576	1.576
CTE-167			16.552	3.805	12.558	0.006	16.552	79.943	79.943	0.189	0.189	0.147	0.043	0.037	79.754	67.196	45.899	42.095	3.805	3.805
CTE-172			21.483	8.791	12.528	0.004	21.483	79.726	79.726	0.164	0.164	0.132	0.032	0.028	79.562	67.034	106.055	97.264	8.791	8.791
CTE-176			29.913	18.605	11.180	0.002	29.913	71.130	71.130	0.128	0.128	0.106	0.022	0.020	71.002	59.822	224.450	205.845	18.605	18.605
CTE-180			28.477	22.747	5.673	0.001	28.477	36.087	36.087	0.057	0.057	0.049	0.008	0.008	36.030	30.356	274.418	251.671	22.747	22.747
CTE-184			22.926	20.922	1.987	0.000	22.926	12.636	12.636	0.017	0.017	0.015	0.002	0.002	12.619	10.632	252.401	231.479	20.922	20.922
CTE-188			22.036	21.274	0.756	0.000	22.036	4.808	4.808	0.006	0.006	0.005	0.001	0.001	4.802	4.046	256.653	235.379	21.274	21.274
CTE-193			25.088	24.761	0.325	0.000	25.088	2.064	2.064	0.002	0.002	0.002	0.000	0.000	2.062	1.737	298.721	273.960	24.761	24.761
CTE-197			36.644	36.467	0.176	0.000	36.644	1.121	1.121	0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	1.120	0.944	439.936	403.470	36.467	36.467
CTE-201			50.674	50.578	0.095	0.000	50.674	0.607	0.607	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.606	0.511	610.178	559.600	50.578	50.578
CTE-205			38.999	38.970	0.029	0.000	38.999	0.185	0.185	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.185	0.156	470.135	431.165	38.970	38.970
CTE-209			26.020	26.013	0.007	0.000	26.020	0.047	0.047	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.047	0.040	313.818	287.806	26.013	26.013
CTE-213			20.946	20.944	0.002	0.000	20.946	0.014	0.014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.014	0.012	252.667	231.723	20.944	20.944
CTE-218			19.444	19.443	0.001	0.000	19.444	0.005	0.005	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.005	0.004	234.564	215.121	19.443	19.443
CTE-226			58.561	58.561	0.000	0.000	58.561	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.002	706.481	647.920	58.561	58.561
CTE-238			40.749	40.749	0.000	0.000	40.749	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	491.599	450.850	40.749	40.749
CTE-251			33.838	33.838	0.000	0.000	33.838	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	408.225	374.387	33.838	33.838
CTE-263			38.963	38.963	0.000	0.000	38.963	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	470.053	431.090	38.963	38.963
CTE-273			16.640	16.640	0.000	0.000	16.640	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	200.746	184.106	16.640	16.640
CTE-281			11.674	11.674	0.000	0.000	11.674	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	140.836	129.162	11.674	11.674
CTE-288			8.818	8.818	0.000	0.000	8.818	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	106.381	97.563	8.818	8.818
CTE-296			7.043	7.043	0.000	0.000	7.043	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	84.967	77.924	7.043	7.043
CTE-308			12.484	12.484	0.000	0.000	12.484	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	150.608	138.124	12.484	12.484
CTE-323			12.302	12.302	0.000	0.000	12.302	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	148.412	136.110	12.302	12.302
CTE-327			2.284	2.284	0.000	0.000	2.284	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	27.554	25.270	2.284	2.284
Total	KG-MOL/HR		798.827	559.827	134.000	101.895	798.827	956.000	956.000	105.000	105.000	1.993	103.007	1.112	851.000	717.000	6753.805	6193.977	559.827	559.827

Tabla (3.11). Balance de Materia y Energía. Flujo molar por componente.



Capítulo III



Stream	Name	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
H2		0.0303	0.0000	0.0009	0.2361	0.0303	0.0260	0.0260	0.2291	0.2291	0.0006	0.2335	0.0016	0.0009	0.0009	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S		0.0236	0.0000	0.0142	0.1658	0.0236	0.0304	0.0304	0.1616	0.1616	0.0148	0.1644	0.0414	0.0142	0.0142	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE		0.0157	0.0000	0.0022	0.1199	0.0157	0.0148	0.0148	0.1164	0.1164	0.0018	0.1186	0.0049	0.0022	0.0022	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETHANE		0.0244	0.0000	0.0108	0.1764	0.0244	0.0285	0.0285	0.1718	0.1718	0.0120	0.1749	0.0339	0.0108	0.0108	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANE		0.0267	0.0000	0.0259	0.1736	0.0267	0.0417	0.0417	0.1702	0.1702	0.0359	0.1728	0.1031	0.0259	0.0259	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IBUTANE		0.0114	0.0000	0.0164	0.0660	0.0114	0.0218	0.0218	0.0655	0.0655	0.0302	0.0662	0.0869	0.0164	0.0164	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANE		0.0118	0.0000	0.0236	0.0598	0.0118	0.0276	0.0276	0.0599	0.0599	0.0377	0.0603	0.1080	0.0236	0.0236	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CTE-138		0.0140	0.0001	0.0802	0.0007	0.0140	0.0718	0.0718	0.0039	0.0039	0.1071	0.0019	0.1156	0.0802	0.0802	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
CTE-140		0.0189	0.0002	0.1081	0.0007	0.0189	0.0968	0.0968	0.0049	0.0049	0.1397	0.0023	0.1417	0.1081	0.1081	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002
CTE-145		0.0130	0.0002	0.0740	0.0003	0.0130	0.0662	0.0662	0.0029	0.0029	0.0894	0.0012	0.0802	0.0740	0.0740	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002
CTE-150		0.0121	0.0003	0.0691	0.0002	0.0121	0.0617	0.0617	0.0023	0.0023	0.0776	0.0009	0.0614	0.0691	0.0691	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003
CTE-154		0.0129	0.0006	0.0727	0.0002	0.0129	0.0649	0.0649	0.0021	0.0021	0.0754	0.0007	0.0522	0.0727	0.0727	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006
CTE-159		0.0143	0.0013	0.0784	0.0001	0.0143	0.0700	0.0700	0.0020	0.0020	0.0746	0.0006	0.0450	0.0784	0.0784	0.0013	0.0013	0.0013	0.0013
CTE-163		0.0165	0.0028	0.0853	0.0001	0.0165	0.0761	0.0761	0.0019	0.0019	0.0740	0.0005	0.0386	0.0853	0.0853	0.0028	0.0028	0.0028	0.0028
CTE-167		0.0207	0.0068	0.0937	0.0001	0.0207	0.0836	0.0836	0.0018	0.0018	0.0735	0.0004	0.0329	0.0937	0.0937	0.0068	0.0068	0.0068	0.0068
CTE-172		0.0269	0.0157	0.0935	0.0000	0.0269	0.0834	0.0834	0.0016	0.0016	0.0662	0.0003	0.0254	0.0935	0.0935	0.0157	0.0157	0.0157	0.0157
CTE-176		0.0374	0.0332	0.0834	0.0000	0.0374	0.0744	0.0744	0.0012	0.0012	0.0533	0.0002	0.0176	0.0834	0.0834	0.0332	0.0332	0.0332	0.0332
CTE-180		0.0356	0.0406	0.0423	0.0000	0.0356	0.0377	0.0377	0.0005	0.0005	0.0244	0.0001	0.0069	0.0423	0.0423	0.0406	0.0406	0.0406	0.0406
CTE-184		0.0287	0.0374	0.0148	0.0000	0.0287	0.0132	0.0132	0.0002	0.0002	0.0076	0.0000	0.0018	0.0148	0.0148	0.0374	0.0374	0.0374	0.0374
CTE-188		0.0276	0.0380	0.0056	0.0000	0.0276	0.0050	0.0050	0.0001	0.0001	0.0026	0.0000	0.0005	0.0056	0.0056	0.0380	0.0380	0.0380	0.0380
CTE-193		0.0314	0.0442	0.0024	0.0000	0.0314	0.0022	0.0022	0.0000	0.0000	0.0010	0.0000	0.0002	0.0024	0.0024	0.0442	0.0442	0.0442	0.0442
CTE-197		0.0459	0.0651	0.0013	0.0000	0.0459	0.0012	0.0012	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0001	0.0013	0.0013	0.0651	0.0651	0.0651	0.0651
CTE-201		0.0634	0.0903	0.0007	0.0000	0.0634	0.0006	0.0006	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0007	0.0007	0.0903	0.0903	0.0903	0.0903
CTE-205		0.0488	0.0696	0.0002	0.0000	0.0488	0.0002	0.0002	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0002	0.0002	0.0696	0.0696	0.0696	0.0696
CTE-209		0.0326	0.0465	0.0001	0.0000	0.0326	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0465	0.0465	0.0465	0.0465
CTE-213		0.0262	0.0374	0.0000	0.0000	0.0262	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0374	0.0374	0.0374	0.0374
CTE-218		0.0243	0.0347	0.0000	0.0000	0.0243	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0347	0.0347	0.0347	0.0347
CTE-226		0.0733	0.1046	0.0000	0.0000	0.0733	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1046	0.1046	0.1046	0.1046
CTE-238		0.0510	0.0728	0.0000	0.0000	0.0510	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0728	0.0728	0.0728	0.0728
CTE-251		0.0424	0.0604	0.0000	0.0000	0.0424	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0604	0.0604	0.0604	0.0604
CTE-263		0.0488	0.0696	0.0000	0.0000	0.0488	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0696	0.0696	0.0696	0.0696
CTE-273		0.0208	0.0297	0.0000	0.0000	0.0208	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0297	0.0297	0.0297	0.0297
CTE-281		0.0146	0.0209	0.0000	0.0000	0.0146	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0209	0.0209	0.0209	0.0209
CTE-288		0.0110	0.0158	0.0000	0.0000	0.0110	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0158	0.0158	0.0158	0.0158
CTE-296		0.0088	0.0126	0.0000	0.0000	0.0088	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0126	0.0126	0.0126	0.0126
CTE-308		0.0156	0.0223	0.0000	0.0000	0.0156	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0223	0.0223	0.0223	0.0223
CTE-323		0.0154	0.0220	0.0000	0.0000	0.0154	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0220	0.0220	0.0220	0.0220
CTE-327		0.0029	0.0041	0.0000	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041

Tabla (3.12). Balance de Materia y Energía. Composición.



3.2.3 Descripción del Proceso.

La corriente líquida de Hidrocarburos procedente de la Sección de Reacción se precalienta al intercambiar calor con los Fondos de la Torre Fraccionadora en el Precalentador de Carga a la primera Torre Fraccionadora EA-701, hasta aproximadamente 190°C; una vez precalentado el líquido, se envía como carga, previa disminución de la presión, al plato numero 13 de la Torre Fraccionadora DA-701.

Las condiciones de operación para la Torre Fraccionadora DA-701 en el domo de la misma son 3.5 Kg/cm² man a 219 °C para ambos casos de operación.

En dicha Torre se efectúa la separación de los hidrocarburos ligeros de los más pesados que saldrán como productos. Los ligeros llevan compuestos de azufre y por lo tanto se le inyecta una corriente de inhibidor de corrosión para proteger a los equipos. Los ligeros se condensan parcialmente en el Aéroenfriador de Torre Fraccionadora EC-701.

El condensado y el gas se separan en el acumulador de Torre Fraccionadora FA-701. La corriente gaseosa, constituida por gas amargo es enviada por medio del Compresor de gas amargo GB-702 a L.B para su posterior tratamiento en la Planta de Tratamiento de Gases. La corriente líquida se bifurca: parte se recircula a la misma Torre y la otra se envía a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. Ambas corrientes se manejan mediante la Bomba de Domos de Torre Fraccionadora GA- 701/RT.

Los fondos de la Torre Fraccionadora DA-701, se dividen en dos corrientes: una que pasa a través del Calentador de la Torre Fraccionadora BA-701, para que se le suministre el calor necesario para la operación de la Torre; la otra corriente se enfría al intercambiar calor con la alimentación a dicha Torre y finalmente con aire y agua.



El equipo utilizado para el enfriamiento es: Aéroenfriador de Fondos de Torre Fraccionadora EA-702, el Enfriador de Fondos de Fraccionadora EA-705, respectivamente.

Por último a L.B. como producto de Turbosina (Caso Nafta Pesada) o Diesel Nacional (Caso Gasóleo).



3.2.4 Lista de Equipo.

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
<u>CALENTADORES A FUEGO DIRECTO</u>		
BA-701	Rehervidor de Torre Fraccionadora.	Nº de unidades: 1 Q= 20.85X1.2 MMKcal/h
<u>TORRES</u>		
DA-701	Torre Fraccionadora.	D ₁ = 3,962 mm; D ₂ =5,029 L= 29,569mm.
<u>INTERCAMBIADORES DE CALOR</u>		
EA-701	Calentador de Carga a Torre Fraccionadora.	Q= 9.97 MM Kcal/h * 1.1
EA-702	Enfriador de Primera etapa de compresión.	Q= 0.14 MM Kcal/h * 1.2
EA-703	Enfriador de Segunda etapa de compresión.	Q= 0.096 MM Kcal/h *1.1
EA-704	Enfriador de gas amargo.	Q=0.0095 MM Kcal/h *1.1
EA-705	Enfriador de Gasolina.	Q= 0.39 MM Kcal/h *1.1
EA-706	Enfriador de fondos de torre Fraccionadora.	Q= 0.81 MM Kcal/h *1.1



AEROENFRIADORES

EC-701	Aérogenfriador de Domos de Torre Fraccionadora.	Q= 14.96 MM Kcal/h * 1.1
EC-702	Aérogenfriador de Fondos de Torre Fraccionadora.	Q= 4.57 MM Kcal/h * 1.2

RECIPIENTES

FA-701	Acumulador de Torre Fraccionadora.	Nº de unidades:1 D= 2,134 mm L= 5,395 mm
FA-702	Separador de primera etapa de compresión.	Nº de unidades:1 D= 1,067 mm L= 3,048 mm
FA-703	Separador de segunda etapa de compresión.	Nº de unidades:1 D= 1,067 mm L= 3,048 mm
FA-704	Separador de Gas Amargo.	Nº de unidades:1 D= 1,067 mm L= 2,438 mm

BOMBAS

GA-701/RT	Bomba Domos de Torre Fraccionadora.	Nº de Unidades: Dos Flujo dis.:0.045 * 1.2 m ³ /s $\Delta P= 3.95 \text{ Kg/cm}^2$ Accionador= Motor /Turbina
-----------	-------------------------------------	---



GA-702/RT	Bomba Fondos de Primera Torre Fraccionadora	Nº de Unidades: Dos Flujo dis.:0.635 *1.2 m ³ /s $\Delta P= 4.65 \text{ Kg/cm}^2$ Accionador= Motor /Turbina
-----------	---	--

Donde:

- Q** Carga Térmica del equipo en MMKcal/hr.
- D** Diámetro del Equipo en mm.
- L** Longitud T-T (Tangente –Tangente) del Equipo en mm.
- ΔP** Caída de Presión del Equipo en Kg/cm².



3.2.5 Hojas de Datos.

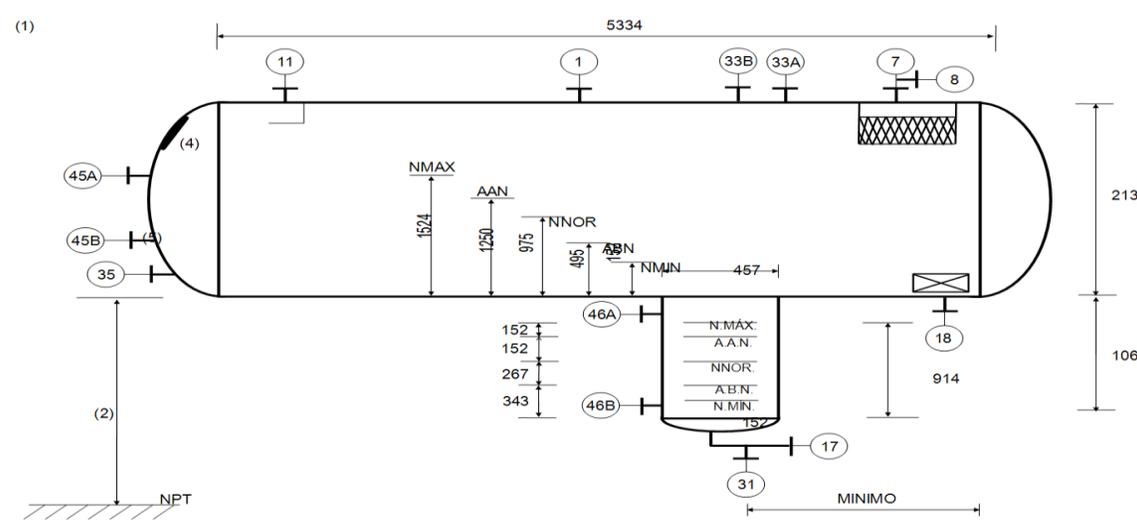
		PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES PROCESO DE MEJORA II					
CLIENTE:					PROYECTO:		
PLANTA:	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS (U-700-1)				HOJA:	1	DE 1
LOCALIZACIÓN:	REFINERIA "HECTOR R. LARA SOSA", CADEREYTA, N.L.				REQ. / O.C. No.		
CLAVE DEL EQUIPO:	FA-701				No. DE UNIDADES:	UNO	
SERVICIO:	ACUMULADOR DE TORRE FRACCIONADORA DA-701				POSICIÓN:	HORIZONTAL	
Tipo de Fluido:	Líquido:	GASOLINA	Flujo:	5823.49 (8) m ³ /h	Densidad:	709.58 kg/m ³	
	Vapor o Gas:	CH ₄ , C ₂ H ₆ , C ₃ H ₈ , H ₂ S	Flujo:	8.03 (8) m ³ /s	Densidad:	4.39 kg/m ³	
Temperatura:	Operación:	82 °C	Máxima:	85 °C	Diseño:	110 °C	
Presión:	Operación:	3.15 kg/cm ² man	Máxima:	3.15 kg/cm ² man	Diseño:	6.0+ Vac. Tot. kg/cm ² man	
Dimensiones:	Longitud:	5334 mm	Diámetro:	2134 mm	Cap. Total:	19.07 m ³ (T-T)	
Nivel:	Normal:	975 mm	Máximo:	1524 mm	Mínimo:	152 mm	
Alarmas:	Alto Nivel:	1250 mm	Bajo Nivel:	495 mm	Nivel de Paro:	---- mm	
Materiales:	Cascarón:	SA-516-70	Cabezas:	SA-516-70	Malla Separadora:	Espesor:	----- mm
							Material: -----
Tipo Circular:	Diámetro:	----- mm	Tipo Rectangular:	Longitud:	----- mm	Ancho:	----- mm
Corrosión Perm.:	Cascarón:	6.4 mm	Cabezas:	6.4 mm	Aislamiento:	SI Recub. Int.: NO	
Relevado de Esfuerzos:	SI		Estampado ASME:	SI (13)			
BOQUILLAS				NOTAS:			
No.	Cant.	D.N.	Servicio	1) Acotaciones en mm			
1	1	610	Registro de hombre (3)	2) Mínimo por tubería			
7	1	203	Salida de Gas Amargo a FA-702	3) Registro de hombre con tapa y pescante.			
8	1	51	Ventoe (en línea)	4) Placa de desgaste, en tapa de 2 veces el φ de boquilla, esp. 6.4 mm			
11	1	305	Alimentación de Gas amargo / Gasolina	5) Esta boquilla se localiza a la altura del N.MÍN.			
17	1	51	Salida de Agua Amarga	6) Flujos correspondientes al Balance Fin de Corrida (FDC)			
18	1	254	Salida de Gasolina a GA-701	7) Contenido de H ₂ S: 3878.97 ppm en peso (en alimentación);			
31	1	51	Drene (En línea)	en fase vapor: 177045.92 ppm en peso			
33AB	2	(3)	Válvula de seguridad				
35	1	51	Conexión de Servicio				
45AB	2	51	Vidrio de nivel				
46AB	2	51	Vidrio de nivel				
							
Revisión	a1	0	1	2	3	4	5
Fecha							
Elaborado por							
Aprobado por							
Rev. Dis. Mecánico							

Figura (3.16). Hoja de datos para el Recipiente FA-701.



Capítulo III



		PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES PROPUESTA DE MEJORA I																																																		
CLIENTE:			PROYECTO:																																																	
PLANTA: PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS No. (U-700-1)			HOJA: 1		DE: 1																																															
LOCALIZACIÓN: REFINERIA "HECTOR R. LARA SOSA", CADEREYTA JIMÉNEZ, N.L.			REQ./O.C. No:																																																	
CLAVE DEL EQUIPO: FA-702			No. DE UNIDADES: UNO																																																	
SERVICIO: TANQUE DE SUCCIÓN DEL COMPRESOR			POSICIÓN: VERTICAL																																																	
Tipo de Fluido:	GASOLINA	Flujo:	-	m ³ /h	Densidad:	-	kg/m ³																																													
Vapor o Gas:	Ligeros H ₂ /H ₂ S	Flujo:	818.07	(7) m ³ /h	Densidad:	4.39	kg/m ³																																													
Temperatura: Operación:	82	°C	Máxima:	85	°C	Diseño:	110 (5)																																													
Presión: Operación:	0.3	kg/cm ² man.	Máxima:	0.3	kg/cm ² man.	Diseño:	3.5+ Vac.Tot.																																													
Dimensiones: Longitud:	3048	mm	Diámetro:	1067	mm	Cap. Total:	2.72																																													
Nivel: Normal:	---	mm	Máximo:	457	mm	Mínimo:	152																																													
Alarmas: Alto Nivel:	396	mm	Bajo Nivel:	229	mm	Nivel de paro:	610																																													
Alarmas: Bajo Nivel:	229	mm	Nivel de paro:	610	mm																																															
Materiales: Cascarón:	SA-516-70	Cabezas:	SA-516-70	Malla Separadora:	Espeor:	152	mm																																													
Materiales: Cascarón:	SA-516-70	Cabezas:	SA-516-70	Malla Separadora:	Espeor:	152	mm																																													
Tipo Circular: Diámetro:	1067	(8) mm	Tipo Rectangular:	Largo:	---	mm	Ancho:																																													
Corrosión Perm.: Cascarón:	3.2	mm	Cabezas:	3.2	mm	Aislamiento:	SI																																													
Relevado de esfuerzos:	SI	Estampado ASME:	SI (9)	Tiempo de residencia:	15	min																																														
BOQUILLAS																																																				
No.	Cant.	D. Nom.	SERVICIO																																																	
1	1	610	Registro de hombre (6)																																																	
7	1	152	Salida de gas amargo a GB-702																																																	
8	1	38	Verteo																																																	
12	1	203	Alimentación de HC ligeros de FA-701																																																	
18	1	38	Salida de HC pesados a recuperacion																																																	
31	1	51	Drene																																																	
33	1	(4)	Válvula de seguridad																																																	
35	1	51	Conexión de servicio																																																	
45 AB	2	51	Instrumentos de Nivel																																																	
46 AB	2	38	Interruptor de Nivel																																																	
NOTAS																																																				
1) Acotaciones en mm																																																				
2) Normalmente sin flujo																																																				
3) Mínimo por tubería y por NPSH de bomba																																																				
4) Limpieza con vapor de 180 °C																																																				
5) Registro de hombre con tapa y pescante.																																																				
6) Flujos correspondientes al Balance Fin de Corrida (FDC)																																																				
7) Malla de Acero Inoxidable 304, Densidad 192 kg/m ³ , Área Específica 393.7 m ² /m ³ ; Fracción Vacío:98.5%, Diámetro de 0.2799 mm por EPC.																																																				
8) El diseño, inspección y fabricación debe ser de acuerdo al código ASME Sección VIII División 1 ó equivalente.																																																				
9) Contenido de H ₂ S:177045.93ppm.																																																				
<table border="1"> <tr> <td>Revisión</td> <td>a1</td> <td>0</td> <td>1</td> <td>2</td> <td>3</td> <td>4</td> <td>5</td> <td>6</td> </tr> <tr> <td>Fecha</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Elaborado por:</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Aprobado por:</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Rev. Dis. Mecánico</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> </table>								Revisión	a1	0	1	2	3	4	5	6	Fecha									Elaborado por:									Aprobado por:									Rev. Dis. Mecánico								
Revisión	a1	0	1	2	3	4	5	6																																												
Fecha																																																				
Elaborado por:																																																				
Aprobado por:																																																				
Rev. Dis. Mecánico																																																				

Figura (3.17). Hoja de datos para el Recipiente FA-702.



Capítulo III



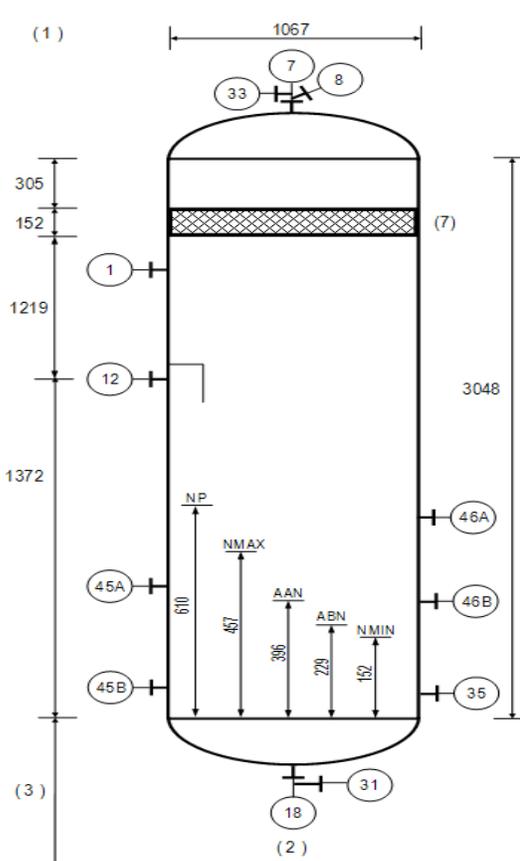
 PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES PROPUESTA DE MEJORA I								
CLIENTE:		PROYECTO:						
PLANTA: PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS No. (U-700-1)		HOJA: 1 DE: 1						
LOCALIZACIÓN: REFINERIA "HECTOR R. LARA SOSA", CADEREYTA JIMÉNEZ, N.L.		REQ./O.C. No:						
CLAVE DEL EQUIPO: FA-703		No. DE UNIDADES: UNO						
SERVICIO: TANQUE DE SUCCIÓN DEL COMPRESOR		POSICIÓN: VERTICAL						
Tipo de Fluido:	GASOLINA	Flujo:	0.366 m ³ /h					
Densidad:		Densidad:	722.88 kg/m ³					
Vapor o Gas:	Ligeros H ₂ /H ₂ S	Flujo:	904.24 (7) m ³ /h					
Densidad:		Densidad:	3.67 kg/m ³					
Temperatura: Operación:	54 °C	Máxima:	65 °C					
Diseño:		Diseño:	80 (5) °C					
Presión: Operación:	2.37 kg/cm ² man.	Máxima:	2.37 kg/cm ² man.					
Diseño:		Diseño:	5.0 + Vac.Tot. kg/cm ² man.					
Dimensiones: Longitud:	3048 mm	Diámetro:	1067 mm					
Cap. Total:		Cap. Total:	2.72 m ³ (T-T)					
Nivel: Normal:	--- mm	Máximo:	457 mm					
Mínimo:		Mínimo:	152 mm					
Alarmas: Alto Nivel:	396 mm	Bajo Nivel:	229 mm					
Nivel de paro:		Nivel de paro:	610 mm					
Materiales: Cascaron:	SA-516-70	Cabezas:	SA-516-70					
Malla Separadora:		Espesor:	152 mm					
Material:		Material:	A. I. 304					
Tipo Circular: Diámetro:	1067 (8) mm	Tipo Rectangular: Largo:	--- mm					
Ancho:		Ancho:	--- mm					
Corrosión Perm.: Cascaron:	3.2 mm	Cabezas:	3.2 mm					
Aslamiento:		Aslamiento:	SI					
Recub. Int.:		Recub. Int.:	NO					
Relevado de esfuerzos:	SI	Estampado ASME:	SI (9)					
Tempo de residencia:		Tempo de residencia:	15 min					
BOQUILLAS								
No.	Cant.	D. Nom.	SERVICIO					
1	1	610	Registro de hombre (6)					
7	1	152	Salida de gas amargo a GB-702					
8	1	38	Venteo					
12	1	203	Alimentación de HC ligeros de FA-702					
18	1	38	Salida de HC pesados a recuperacion					
31	1	51	Drene					
33	1	(4)	Válvula de seguridad					
35	1	51	Conexión de servicio					
45 AB	2	51	Instrumentos de Nivel					
46 AB	2	38	Interruptor de Nivel					
NOTAS								
1) Acotaciones en mm								
2) Normalmente sin flujo								
3) Mínimo por tubería y por NPSH de bomba								
4) Limpieza con vapor de 180 °C								
5) Registro de hombre con tapa y pescante.								
6) Flujos correspondientes al Balance Fin de Corrida (FDC)								
7) Malla de Acero Inoxidable 304, Densidad 192 kg/m ³ , Área Especifica 393.7 m ² /m ³ ; Fracción Vacio:98.5%, Diámetro de 0.2799 mm por EPC.								
8) El diseño, inspección y fabricación debe ser de acuerdo al codigo ASME Sección VIII División 1 ó equivalente.								
9) Contenido de H ₂ S:177045.923ppm.								
								
Revisión	a1	0	1	2	3	4	5	6
Fecha								
Elaborado por:								
Aprobado por:								
Rev. Dis. Mecánico								

Figura (3.18). Hoja de datos para el Recipiente FA-703.



Capítulo III



		PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES PROPUESTA DE MEJORA I						
CLIENTE:			PROYECTO:					
PLANTA: PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS No. (U-700-1)			HOJA: 1		DE: 1			
LOCALIZACIÓN: REFINERIA "HECTOR R. LARA SOSA", CADEREYTA JIMÉNEZ, N.L.			REQ./O.C. No:					
CLAVE DEL EQUIPO: FA-704			No. DE UNIDADES: UNO					
SERVICIO: TANQUE DE DESCARGA DEL COMPRESOR			POSICIÓN: VERTICAL					
Tipo de Fluido: GASOLINA		Flujo: 0.6	m ³ /h	Densidad: 689.7		kg/m ³		
Vapor o Gas: Ligeros H ₂ /H ₂ S		Flujo: 330 (7)	m ³ /h	Densidad: 9.60		kg/m ³		
Temperatura: Operación: 59 °C		Máxima: 60 °C		Diseño: 85 (5) °C				
Presión: Operación: 8.0 kg/cm ² man.		Máxima: 8.0 kg/cm ² man.		Diseño: 10.5 + Vac.Tot. kg/cm ² man.				
Dimensiones: Longitud: 3048 mm		Diámetro: 1067 mm		Cap. Total: 2.72 m ³ (T-T)				
Nivel: Normal: --- mm		Máximo: 457 mm		Mínimo: 152 mm				
Alarmas: Alto Nivel: 396 mm		Bajo Nivel: 229 mm		Nivel de paro: 610 mm				
Materiales: Cascarón: SA-516-70		Cabezas: SA-516-70		Malla Separadora: Espesor: 152 mm		Material: A. I. 304		
Tipo Circular: Diámetro: 1067 (8) mm		Tipo Rectangular: Largo: --- mm		Ancho: --- mm				
Corrosión Perm.: Cascarón: 3.2 mm		Cabezas: --- mm		Aislamiento: NO		Recub. Int.: NO		
Relevado de esfuerzos: SI		Estampado ASME: SI (9)		Tiempo de residencia: 15 min				
BOQUILLAS								
No.	Cant.	D. Nom.	SERVICIO					
1	1	610	Registro de hombre (6)					
7	1	102	Salida de gas amargo a GB-702					
8	1	38	Venteo					
12	1	152	Alimentación de HC ligeros de FA-703					
18	1	38	Salida de HC pesados a recuperacion					
31	1	51	Drene					
33	1	(4)	Válvula de seguridad					
35	1	51	Conexión de servicio					
45 AB	2	51	Instrumentos de Nivel					
46 AB	2	38	Interruptor de Nivel					
NOTAS								
1) Acotaciones en mm								
2) Normalmente sin flujo								
3) Mínimo por tubería y por NPSH de bomba								
4) Limpieza con vapor de 180 °C								
5) Registro de hombre con tapa y pescante.								
6) Flujos correspondientes al Balance Fin de Corrida (FDC)								
7) Malla de Acero Inoxidable 304, Densidad 192 kg/m ³ , Área Específica 393.7 m ² /m ³ ; Fracción Vacio:98.5%, Diámetro de 0.2799 mm por EPC.								
8) El diseño, inspección y fabricación debe ser de acuerdo al código ASME Sección VIII División 1 ó equivalente.								
9) Contenido de H ₂ S:177045.923 ppm.								
Revisión	a1	0	1	2	3	4	5	6
Fecha								
Elaborado por:								
Aprobado por:								
Rev. Dis. Mecánico								

Figura (3.19). Hoja de datos para el Recipiente FA-704.



Capítulo III



		PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1 SECCION DE FRACCIONAMIENTO HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA PLATOS PROPUESTA DE MEJORA II						
CLIENTE:				PROYECTO:				
PLANTA:		HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1		HOJA		2 DE 2		
LOCALIZACIÓN:				REFINERIA "HECTOR R. LARA SOSA", CADEREYTA JIMENEZ, N.L.				
CLAVE DEL EQUIPO: DA-701				REQ. / O.C. No.				
SERVICIO:		TORRE FRACCIONADORA		No. UNIDADES:		26		
Número de Platos		1-12	1-12	13-26	13-26			
Tipo de Plato		Válvulas	Válvulas	Válvulas	Válvulas			
Fluido	Líquido	HC	HC	HC	HC			
	Vapor o Gas	H ₂ S+HC	H ₂ S+HC	H ₂ S+HC	H ₂ S+HC			
Diámetro Interno de la Torre, mm		3,962	3,962	5,029	5,029			
Espaciamiento Entre Platos, mm		610	610	762	762			
Material Platos		A.INOX. 304	A.INOX. 304	A.INOX. 304	A.INOX. 304			
Material Unidades de Contacto		A.INOX. 304	A.INOX. 304	A.INOX. 304	A.INOX. 304			
Número de pasos		2	2	2	2			
Condiciones en el Plato No.		4	5	13	14			
Temperatura	Líquido, °C (ent-sal)	230--234	234--237	265.8--269	269--272.9			
	Vapor, °C (entrada-salida)	237--234	239.9--237	272.9--269	278--272.9			
Presión, kg/cm ² man.		3.55	3.57	3.76	3.78			
Vapor	Densidad kg/m ³ @ P y T (ent-sal)	16.09--15.89	16.27--16.09	19.03--18.76	19.32--10.03			
	Flujo	kg/h (ent-sal)	261.3--257.7	263.1--261.3	400.9-395.6	403.1--401.9		
		m ³ /h @ P y T (ent-sal)	16.23--16.22	16.16--16.23	21.66--21.09	20.87--21.06		
Líquido	Densidad kg/m ³ @ P y T (ent-sal)	587.1--585.82	585.82-585.13	581.09-580.2	580.21--579.56			
	Flujo	kg/h (ent-sal)	235.7--239.3	239.3--241.1	506.5--511.8	511.8--514.4		
		LPM @ P y T (ent-sal)	6.69--6.80	6.80--6.86	14.52--14.70	14.70--14.79		
		Viscosidad, cP (ent-sal)	0.131--0.130	0.130--0.129	0.125--0.124	0.1247--0.1244		
	Tensión Superficial, dinas/cm	7.8--7.7	7.7--7.6	6.93--6.85	6.85--6.77			
Tendencia a Espumado:		Ninguna <input checked="" type="checkbox"/>	Moderada <input type="checkbox"/>	Alta <input type="checkbox"/>	Severa <input type="checkbox"/>			
Máximo de Inundación		82% a Flujo de Diseño (2)						
Relación Líquido/Vapor Constante		<input checked="" type="checkbox"/> Carga de Líquido Constante		<input type="checkbox"/> Carga de Vapor Constante		<input type="checkbox"/>		
Capacidad Mínima Requerida		60% de la Capacidad de Diseño						
NOTAS:								
1) Las condiciones indicadas corresponden a la operación normal.								
2) Para diseño se deberá adicionar un 10% a los flujos indicados								
3) Factor de sistema 1.0								
4) Se espera un contenido de H ₂ S, de 6816.36 ppm en peso en la alimentación.								
5) Máxima caída de presión permisible por plato: 0.20741875 psi								
6) El plato 13 es el plato de alimentación, donde se mezcla el líquido del plato superior 12 con el líquido de la alimentación y el vapor que sale del plato 14 con el vapor de la alimentación								
Revisión	1	2	3	4	5	6	7	
Fecha								
Elaborado por								
Aprobado por								
Rev. Mecánica								

Figura (3.21). Hoja de datos para la Torre Fraccionadora DA-701.



Capítulo III



CONDICIONES DE OPERACIÓN		COMPORTAMIENTO	
LIQUIDO	GASOLINA	LPM. A T.B. NORM.	2498.4 DIS. 2748.2
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C	82	P.DESCARGA Kg/cm ² man.	7.1
DENS. REL. (Sp. Gr.) a T.B.	0.76	P.SUCCION Kg/cm ² man.	MAX. 3.15 DIS. --
P. VAPOR a T.B. Kg/cm ² ABS.	3.15	P. DIF. Kg/cm ²	3.95
VISCOSIDAD a T.B. cp.	0.335	COLUMNA DIF. m	55.71
CORR./ERO. CAUSADA POR	H ₂ S	NPSH DISP. A T.B. m	5.5
		POTENCIA HIDRAUL. WHP.	34.0
CONSTRUCCION Y MATERIALES		ROTACION FRENTE	
CARCAZA-	MONTAJE-	(EJE)	(BASE)
-TAPA	(AXIAL)	(RADIAL)	(MENSULA)
-TIPO	(VOLUTA SIMPLE)	(DOBLE VOLUTA)	(DIFUSOR)
	(VENTEO)	(DREN)	(MANOMETRO)
BOQUILLAS	DIAM.	CLASIF. ANSI	CARA
SUCCION			R.F.
DESCARGA			R.F.
IMPULSOR TIPO	DIAM. DISEÑO	MAX.	
BALEROS No.	RADIAL	AXIAL	
COPEL Y GUARDA	PLACA DE BASE		
EMPAQUE			
SELLO MECANICO	CODIGO	FABR.	
CLAVE DE LOS MATERIALES	CARCAZA	MATERIAL	
	PARTES INTERNAS		
I.- FIERRO FUNDIDO	IMPULSOR		PRUEBAS DE TALLER
B.- BRONCE	INTERIORES (CARCAZA)		NECESARIO
S.- ACERO	CAMISA (EMPACADA)		CON TESTIGOS
C.- (11-13%) CROMO	CAMISA (DE SELLO)		COMPORTAMIENTO
A.- ALEACION	PARTES DESGASTABLES		HIDROSTATICA
h.- ENDURECIDO	FLECHA		NPSH REQ.
f.- PULIDO			
			HIDROSTATICA Kg/cm ² man
			P. DE OP. MAX. PERM Kg/cm ²
MOTOR POR.	FABRICANTE	TURBINA POR.	DATOS FINALES DEL FABRICANTE
CLAVE	MONTADA POR:	CLAVE	MONTADA POR:
HP	RPM. CORAZA	HP	RPM. MAT
MARCA		MARCA	TIPO
TIPO	AI SLAM.	VAPOR ENT.	kg/cm ² man.
ENVOLT.	E. TEMP °C	ESCAPE	kg/cm ² man
VOLTS/FASES/CICLOS		CONSUMO DE VAPOR	kg/BHP/H
BALEROS	LUBR. GRASA	BALEROS	LUBR.
AMP PLENA CARGA		BOQUILLAS	DIAM
CON TRINQUETE DE NO RETROCESO Y MOTOR FLECHA SÓLIDA		ENTRADA	CLASIF ASA
		SALIDA	CARA
			POSIC
REGIDA POR CODIGO API 610 SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA.			
OBSERVACIONES:		REVISION	

Figura (3.22). Hoja de datos para la Bomba GA-701.



Capítulo III



CONDICIONES DE OPERACIÓN		COMPORTAMIENTO			
LIQUIDO	GASOLINA	LPM. A T.B. NORM.	34688 DIS. 38157		
		P.DESCARGA Kg/cm ² man.	8.5		
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C	294	P.SUCCION Kg/cm ² man.	MAX. 3.85 DIS. --		
DENS. REL. (Sp. Gr.) a T.B.	0.8101	P. DIF. Kg/cm ²	4.65		
P. VAPOR a T.B. Kg/cm ² ABS.	3.85	COLUMNA DIF. m	80.18		
VISCOSIDAD a T.B. cp.	0.124	NPSH DISP. A T.B. m	6.0		
CORR./ERO. CAUSADA POR	---	POTENCIA HIDRAUL. WHP.	560		
CONSTRUCCION Y MATERIALES		ROTACION FRENTE			
CARCAZA-	MONTAJE-	(EJE)	(BASE) (MENSULA) (VERTICAL)		
-TAPA	(AXIAL)	(RADIAL)	AGUA ENFRIAMIENTO PARA		
-TIPO	(VOLUTA SIMPLE)	(DOBLE VOLUTA)	BALEROS		
-BARR. ROSCADOS	(VENTEO)	(DREN) (MANOMETRO)	ESTOPERO		
BOQUILLAS	DIAM.	CLASIF. ANSI	CARA		
SUCCION			POSICION		
DESCARGA			R.F.		
			R.F.		
IMPULSOR TIPO	DIAM. DISEÑO	MAX.	ENFRIAMIENTO EMPAQUE		
BALEROS No.	RADIAL	AXIAL	AGUA DE SELLO		
COPEL Y GUARDA	PLACA DE BASE		TUBERIA AUXILIAR		
EMPAQUE					
SELLO MECANICO	CODIGO	FABR.			
CLAVE DE LOS MATERIALES		CARCAZA	MATERIAL		
		PARTES INTERNAS			
I.- FIERRO FUNDIDO	IMPULSOR		PRUEBAS DE TALLER		
B.- BRONCE	INTERIORES (CARCAZA)		NECESARIO		
S.- ACERO	CAMISA (EMPACADA)		CON TESTIGOS		
C.- (11-13%) CROMO	CAMISA (DE SELLO)		COMPORTAMIENTO		
A.- ALEACION	PARTES DESGASTABLES		HIDROSTATICA		
h.- ENDURECIDO	FLECHA		NPSH REQ.		
f.- PULIDO					
			HIDROSTATICA Kg/cm ² man		
			P. DE OP. MAX. PERM Kg/cm ²		
MOTOR POR. FABRICANTE		TURBINA POR.		DATOS FINALES DEL FABRICANTE	
CLAVE	MONTADA POR: FABRICANTE	CLAVE	MONTADA POR:	DIAM. DEL IMPULSOR (mm)	
HP	RPM. CORAZA	HP	RPM MAT	CURVA DE PRUEBA No.	
MARCA		MARCA	TIPO	DIB. GENERAL No.	
TIPO	AISLAM.	VAPOR ENT.	kg/cm ² man.	DIB. DETALLES DE BOMBA No.	
ENVOLT.	E. TEMP °C	ESCAPE	kg/cm ² man	DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.	
VOLTS/FASES/CICLOS		CONSUMO DE VAPOR	kg/BHP/H		
BALEROS	LUBR. GRASA	BALEROS	LUBR.	No. DE SERIE DE LA BOMBA	
AMP PLENA CARGA		BOQUILLAS	DIAM	CLASIF ASA	CARA POSIC
CON TRINQUETE DE NO RETROCESO Y MOTOR FLECHA SÓLIDA		ENTRADA			
		SALIDA			
REGIDA POR CODIGO API 610 SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA.					
OBSERVACIONES:					
REVISION					

Figura (3.23). Hoja de datos para la Bomba GA-701.



Capítulo III



PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700-1		SECCION DE FRACCIONAMIENTO		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA COMPRESORES		PROPUESTA DE MEJORA II		
CLIENTE:				PROYECTO:				
PLANTA: Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1				HOJA: 1 DE 2				
LOCALIZACIÓN: Refinería "Hector R. Lara Sosa", Cadereyta Jimenez N.L.								
CLAVE DEL EQUIPO: GB-702				No. DE UNIDADES: Uno				
SERVICIO: Compresor de Gas Amargo				TIPO: Reciprocante				
Gas Manejado		Ligeros Hz/HzS		CASO DE OPERACION				
ETAPAS DE COMPRESION		PRIMERA ETAPA			SEGUNDA ETAPA			
CAPACIDAD:		Nor.	Máx.	Mín	Nor.	Máx	Mín	
kg / h		3265.920	3592.512	1633.0	3025.9	3328.5	1513.0	
m ³ std / h a 15°C y 1 atm.		2482.700	2730.970	2234.4	2435.58	2679.14	2192.02	
m ³ / h a cond. de entrada P, T		2351.808	2586.989	2116.6	826.68	909.35	744.01	
Peso molecular		31.097	31.097	31.097	29.37	29.37	29.37	
CONDICIONES DE SUCCIÓN:								
Presión, kg / cm ² abs.		1.300	1.300	1.300	3.374	3.374	3.374	
Temperatura, °C.		80.880	80.880	80.880	54	54	54	
Densidad, kg / m ³		1.389	1.389	1.389	3.66	3.66	3.66	
Factor de compresibilidad, "Z"		0.994	0.994	0.994	0.984	0.984	0.984	
"K" (cp / cv)		1.158	1.157	1.157	1.1863	1.1863	1.1863	
Humedad relativa, %								
CONDICIONES DE DESCARGA:								
Presión, kg / cm ² abs.		3.374	3.374	3.374	8.699	8.699	8.699	
Temperatura estimada, °C.		132.310	132.310	132.310	94	94	94	
"Z" a Tdesc. estimada		0.991	0.991	0.991	0.97	0.97	0.97	
"K" a Tdesc. estimada		1.147	1.147	1.147	1.177	1.177	1.177	
Accionador: MOTOR ELÉCTRICO POR: CONTRATISTA				Presión atmosférica:				
SERVICIOS AUXILIARES				PROPIEDADES DEL GAS				
Energía eléc.: Accionador 149.2 -1492 KW _____ Volts _____ Fases				Composición: _____ Ver hoja 2				
Accionador mayor de 1492 KW _____ Volts _____ Fases				Corrosión debido a: _____ H ₂ S				
Agua de enfriamiento:				Corrosión del aceite lubricante debido a: _____ H ₂ S				
Presión, kg / cm ² man.		Suministro: _____	Retorno nor. _____	Degradación del aceite lubricante debido a: _____				
Temperatura, °C		Suministro: _____	Retorno max _____					
Flujo disponible, m ³ / h _____								
Notas:								
<p style="text-align: center;">GB-702 A/B</p>								
Revisión	A	0	1	2	3	4	5	6
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

Figura (3.24). Hoja de datos para el Compresor GB-702.



3.2.6 Consumo de Servicios Auxiliares.

Agua de Enfriamiento.

Características			Consumo	
CLAVE	EQUIPO	Carga Térmica	Normal	Máximo
		MMKcal/hr	LPM	LPM
EA-702	Enfriador de primera etapa	0.143	275	303
EA-703	Enfriador de segunda etapa	0.0956	184	202
EA-704	Enfriador de Gas Amargo	0.0095	18	20
EA-704	Enfriador de Gasolina	0.3923	755	831
EA-705	Enfriador de Fondos de DA-702	0.8136	1566	1723
			2 799	3 079

Tabla (3.13). Consumo de agua de enfriamiento para la Propuesta de Mejora II.

Gas Combustible.

Características			Consumo de G.C	
Clave	Equipo	Carga térmica	Normal	Máximo
		MMKcal/hr	m ³ /hr	m ³ /hr
BA-701	Calentador de Torre Fraccionadora DA-701	21	3 067	3 680

Tabla (3.14). Consumo de gas combustible para la Propuesta de Mejora II.

Energía Eléctrica.

Clave	Descripción	Pot.Motor	Motor
		(comercial)BHP	Kw
GA-701	Reflujo de Prod. De Domos de DA-701	30	22
GA-702	Reflujo de Prod. De Fondos de DA-701	430	321
		Kw	343

Tabla (3.15). Consumo de energía eléctrica de Bombas para la Propuesta de Mejora II.



Características		Potencia del Motor	Motor
Clave	Descripción	HP	KW
GB-702	Compresor de gas amargo	260	193.8

Tabla (3.16). Consumo de energía eléctrica del compresor GB-702 para la Propuesta de Mejora II.

El consumo de la energía eléctrica global por estos equipos es: **537 Kw totales**

Vapor Motriz

Características		Características para la Turbina	
Equipo	Descripción	Pot. comercial (HP)	RPM
GA-701	Producto de Domos de DA-701	30	1800
GA-702	Producto de Fondos de DA-702	430	1800

Tabla (3.17). Características de la Turbina GB-70 para la Propuesta de Mejora II.

Características del Vapor				Consumo		
Cond. de Suministro		Cond.de retorno		Flujo Normal	Flujo Máximo	
P (Kg/cm2)	T (°C)	P (Kg/cm2)	T (°C)	Kg/hr	Kg/hr	
19	330	57	306	1491	1789	
19	330	57	284	11874	14249	
Total				Kg/hr	13 365	16 038

Tabla (3.18). Consumo de Vapor motriz para la Propuesta de Mejora II.



3.3 Dimensionamiento de equipo.

Para determinar la capacidad y características de los equipos que se requieren en cada uno de los nuevos esquemas de proceso aquí propuesto, es necesario realizar el dimensionamiento del mismo, ya que permitirá visualizar las principales diferencias en cuanto a los nuevos requerimientos de proceso, comparando las nuevas especificaciones con las actuales. Además de proporcionar la información necesaria para la realización de las Hojas de Datos de los equipos correspondientes.

El cálculo se realizó de la misma manera para cada Propuesta de Mejora, y es mostrada a continuación, planteando la metodología empleada así como los criterios de diseño básicos para el cálculo de cada uno de los equipos principales que integran a la Propuesta de Mejora I.

3.3.1 Cálculo de Recipientes ^{[11][13][14]}.

En base a los resultados de la simulación previa (ver Anexo B) para el separador FA-701, se puede observar que la cantidad de líquido (hidrocarburos pesados) respecto a la de vapor (hidrocarburos ligeros) en el flasheo es mayor, por lo cual se procede a dimensionar el FA-701 de la Propuesta de Mejora I como recipiente horizontal:

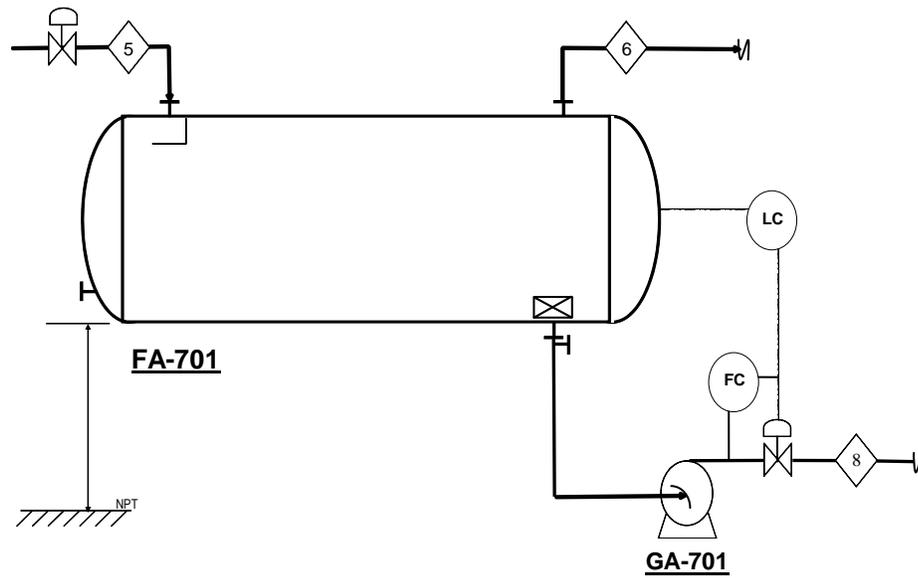


Figura (3.26). Cálculo de las dimensiones del recipiente FA-701 de la Propuesta de Mejora I.

$$W_L = 276262.45 \frac{Lb}{hr}$$

$$\rho_l = 43.29 \frac{lb}{ft^3}$$

$$W_V = 16630.81 \frac{Lb}{hr}$$

$$\rho_v = 0.216 \frac{lb}{ft^3}$$

De lo contrario la posición de este recipiente de proceso hubiese sido vertical.

Estos flujos máxicos resultantes de la separación se ajustaron para dimensionar el recipiente con un 10 % de sobre diseño.

El cálculo comienza con la determinación del parámetro K, para el cual, se ligio un criterio para su determinación basándose en la presión absoluta a la cual opera el recipiente.

1 ≤ P ≤ 15	K=0.1821+0.0029P+0.0460Ln(P)	P, (psia)
15 ≤ P ≤ 40	K=0.35	
40 ≤ P ≤ 5500	K=0.430-0.023Ln(P)	

Tabla (3.19) Criterios para determinar el valor de K.



Siendo K un parámetro de diseño adimensional.

De acuerdo a la tabla anterior, para la presión de 34.61 psia (presión de operación del recipiente) el valor de K es de 0.35.

Una vez obtenido valor del parámetro K, se procedió a determinar la velocidad terminal del vapor, U_T empelando la siguiente ecuación:

$$U_T = K \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_l} \right)^{\frac{1}{2}} ; \quad \text{Ft/s} \quad \text{Ecuación (5)}$$

Donde ρ_l es la densidad del líquido y ρ_v es la densidad del vapor ambos están dados en lb/ft^3 , sustituyendo estos valores en la ecuación anterior:

$$U_T = 0.35 \left(\frac{43.29 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} - 0.216 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0.216 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad \text{Ecuación (6)}$$

$$U_T = 4.942 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con el valor de U_T se determinó U_v , que para fines de sobre diseño se calcula con la siguiente ecuación:

$$U_v = 0.75 U_T ; \quad \text{Ft/s} \quad \text{Ecuación (7)}$$

$$U_v = 0.75 \left(4.942 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)$$

$$U_v = 3.706 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Enseguida se procedió con la determinación del flujo volumétrico de líquido Q_l con la siguiente ecuación:

$$Q_l = \frac{W_l}{(60 * \rho_l)} ; \quad \text{Ft}^3/\text{min} \quad \text{Ecuación (8)}$$



Donde W_L es el flujo másico del líquido flasheado en lb/hr (con un 10 % de sobre diseño en flujo) y ρ_l es la densidad del líquido en lb/ft³; sustituyendo estos valores en la ecuación (8):

$$Q_l = \frac{276262.45 \frac{lb}{hr}}{(60) \left(43.29 \frac{lb}{ft^3} \right)}$$

$$Q_l = 106.361 \frac{ft^3}{min}$$

De acuerdo al tipo de servicio para el cual es empleado este tanque separador, tanque de alimentación a bomba, se establecieron los tiempos de Holdup y Surge:

$$T_H = 3 \text{ min} \quad \text{Tiempo de Holdup}$$

$$T_s = 2 \text{ min} \quad \text{Tiempo Surge}$$

El tiempo holdup T_H es el tiempo en el cual disminuye el volumen del nivel normal del líquido al nivel mínimo. El holdup es empleado para mantener una buena operación y un control seguro dentro del recipiente. El tiempo surge T_s , es el tiempo en el cual el nivel se incrementa desde el nivel normal al máximo con una alimentación normal.

Establecidos los tiempos anteriores y utilizando el flujo volumétrico de líquido que entra al recipiente, se calculó el volumen para Holdup, V_H , que se realizó en base a la siguiente ecuación:

$$V_H = T_H * Q_L \quad ; \quad Ft^3 \quad \text{Ecuación (9)}$$

$$V_H = (3 \text{ min}) * \left(106.361 \frac{ft^3}{min} \right)$$

$$V_H = 319.083 ft^3$$



Cálculo del Volumen para Surge, V_S , se realizó en base a la siguiente ecuación:

$$V_S = T_S * Q_L ; \quad \text{Ft}^3 \quad \text{Ecuación (10)}$$

$$V_S = (2 \text{ min}) * \left(106.361 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \right)$$

$$V_S = 212.722 \text{ft}^3$$

Cálculo del Diámetro del separador.

Con ayuda de la presión manométrica del separador, la L/D se estableció de acuerdo a los criterios que se encuentran en la siguiente tabla:

Presión de operación (psig)	L/D
$0 < P < 250$	1.5----3.0
$250 < P \leq 500$	3.0----4.0
$500 < P$	4.0----6.0

Tabla (3.20). Criterio para establecer la L/D para el cálculo de recipientes.

Para este caso se seleccionó, a partir de la presión manométrica de 19.91 lb/in^2 el siguiente criterio:

$$0 < P \leq 250 \text{ psig} \quad 1.5\text{---}3.0 \text{ L/D}$$

Establecido el rango de la relación L/D, se procede a calcular el diámetro del recipiente con la siguiente ecuación:

$$D = \left[\frac{(4)(V_S + V_H)}{(\pi)(0.6) \left(\frac{L}{D} \right)} \right]^{\frac{1}{3}} ; \quad \text{ft} \quad \text{Ecuación (11)}$$



Donde D es el diámetro del recipiente en ft, V_s y V_H son el volumen Surge y Holdup en ft^3 , L/D es el parámetro obtenido de la tabla (3.20) y π es la constante cuyo valor conocido es de 3.1416; sustituyendo todos estos valores en la ec (11):

$$D = \left[\frac{(4)(531.805)}{(\pi)(0.6)(3)} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 7.218 \text{ ft} \Rightarrow 7.5 \text{ ft}$$

Donde el valor obtenido del diámetro es llevado a medidas comerciales, ya que estas van de $\frac{1}{2}$ ft en $\frac{1}{2}$ ft.

Una vez obtenido el diámetro, se procedió a determinar el área total del recipiente, con la siguiente ecuación:

$$A_T = \frac{\pi}{4} (D)^2 ; \quad \text{Ft}^2 \quad \text{Ecuación (12)}$$

Donde D es el diámetro del recipiente anteriormente calculado en ft^2 y π es la constante cuyo valor conocido es de 3.1416; sustituyendo estos valores en la ecuación (12):

$$A_T = \frac{\pi}{4} (7.5)^2$$

$$A_T = 44.178 \text{ ft}^2$$

Usando un valor de 0.5 ft como el nivel bajo del líquido pesado (H_{LL}), se determinó la relación:

$$\frac{H_{LL}}{D} \left(\frac{\text{Nivel bajo del liquido pesado}}{\text{diametro del recipiente}} \right); \left(\frac{\text{ft}}{\text{ft}} \right) \quad \text{Ecuación (13)}$$

Donde D el diámetro del recipiente y H_{LL} están en ft:

$$\frac{H_{LL}}{D} = \frac{0.5 \text{ ft}}{7.5 \text{ ft}}$$



$$\frac{H_{LL}}{D} = 0.0666$$

Con la finalidad de determinar el área del nivel bajo del líquido, se utiliza el resultado de la relación (H_{LL}/D) para obtener de tablas la relación (A_{LL}/A_T) [anexo C].

$$\frac{A_{LL}}{A_T}; \left(\frac{ft^2}{ft^2} \right) \quad \text{Ecuación (14)}$$

Donde A_{LL} es el área del nivel bajo del líquido pesado y A_T es el área total del recipiente, ambas están dadas en ft^2 ; el valor de esta relación es el siguiente:

$$\frac{H_{LL}}{D} = 0.0666 \quad \Rightarrow \quad \frac{A_{LL}}{A_T} = 0.02863$$

El área del nivel bajo del líquido se calculo con la siguiente ecuación:

$$A_{LL} = A_T * (0.02863) \quad \text{Ecuación (15)}$$

Donde A_T es el área total del recipiente anteriormente calculado, se sustituye este valor en la ecuación anterior:

$$A_{LL} = (44.178 \text{ ft}^2)(0.02863)$$

$$A_{LL} = 1.2648 \text{ ft}^2$$

Tomando en cuenta para el diseño de recipientes horizontales que no tienen malla separadora, la longitud mínima que el vapor requiere para su separación puede estar comprendida entre el valor obtenido de $0.2D$ y 1 ft respectivamente. Si el tanque cuenta con malla separadora, el valor del mínimo para el espacio vapor esta comprendido de $0.2D$ o 2 ft respectivamente.

En base a lo anterior, la longitud mínima a considerarse para el cálculo de este recipiente es:

$$L_{min} = 0.2(D) \quad \text{Ecuación (16)}$$



$$L_{min} = 0.2(7.5ft)$$

$$L_{min} = 1.5 ft$$

Usando un valor de 1.5 ft como el nivel mínimo del vapor (H_V), se determinó la relación:

$$\frac{H_V}{D} \left(\frac{\text{Nivel Mínimo del Vapor}}{\text{diámetro del recipiente}} \right); \frac{ft}{ft} \quad \text{Ecuación (17)}$$

Donde D el diámetro del recipiente y H_V están en ft:

$$\frac{H_V}{D} = \frac{1.5ft}{7.5ft}$$

$$\frac{H_V}{D} = 0.2$$

Con la finalidad de determinar el área mínima del vapor, se utiliza el resultado de la relación (H_V/D) para obtener de tablas la relación:

$$\frac{A_V}{A_T}; \left(\frac{ft^2}{ft^2} \right) \quad \text{Ecuación (18)}$$

Donde A_V es el área mínima del vapor en el recipiente y A_T es el área total del mismo, ambos parámetros están dados en ft^2 , el valor de la relación obtenido de tablas ^[11] es el siguiente:

$$\frac{H_V}{D} = 0.2 \Rightarrow \frac{A_V}{A_T} = 0.142$$

El área mínima del vapor se calculó con la siguiente ecuación:

$$\frac{A_V}{A_T} = 0.1424$$

$$A_V = A_T(0.1424) \quad \text{Ecuación (19)}$$

$$A_V = (44.178 ft^2)(0.1424)$$



$$A_V = 6.2909 \text{ ft}^2$$

Una vez determinado los valores del área total A_T , área del nivel bajo líquido A_{LL} y del área mínima del vapor A_V , todas las anteriores del recipiente; se sustituyeron estas en la ecuación (20) para la determinación de la longitud del Tanque:

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LL}} \quad \text{Ft}^2 \quad \text{Ecuación (20)}$$

Donde el volumen de holdup V_H y surge V_S son parámetros anteriormente calculados, y sustituyéndose estos en la ecuación anterior se obtiene el valor de L:

$$L = \frac{531.805 \text{ ft}^3}{44.178 \text{ ft}^2 - 6.2909 \text{ ft}^2 - 1.2634 \text{ ft}^2}$$

$$L = 14.520 \Rightarrow 15 \text{ Ft}$$

El valor obtenido de la longitud es llevado a medidas comerciales, ya que estas van se $\frac{1}{2}$ ft en $\frac{1}{2}$ ft.

Cálculo de longitud mínima requerida para la separación de la fase vapor.

Enseguida se procedió a calcular del tiempo de residencia neto del vapor \emptyset con la siguiente ecuación:

$$\emptyset = \frac{H_V}{U_V}; \text{seg} \quad \text{Ecuación (21)}$$

Donde \emptyset es el tiempo de residencia del vapor, H_V es el nivel mínimo del vapor en ft anteriormente establecido y U_V es la velocidad terminal del vapor para fines de sobre diseño en ft/s; sustituyéndose estos datos en la ecuación anterior para obtener el valor de \emptyset :



$$\emptyset = \frac{1.5 \text{ ft}}{3.706 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}$$

$$\emptyset = 0.404\text{s}$$

Cálculo de la velocidad actual del vapor:

$$U_{VA} = \frac{Q_V}{A_V} ; \quad \text{Ft/s} \quad \text{Ecuación (22)}$$

Donde Q_V es el flujo volumétrico del vapor (con un 10% de sobre diseño) y A_V es el área mínima del vapor anteriormente calculada, sustituyendo estos valores en la ecuación anterior para obtener el valor de U_{VA} :

$$U_{VA} = \frac{21.38 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{6.290 \text{ ft}^2}$$

$$U_{VA} = 3.399 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Determinación de la altura mínima requerida del líquido/vapor de diseño:

$$L_{MIN} = \emptyset U_A ; \quad \text{Ft} \quad \text{Ecuación (23)}$$

Donde \emptyset es el tiempo de residencia neto del vapor en segundos y U_{VA} que es la velocidad actual del vapor ambos anteriormente calculados, sustituyéndose éstos en la ecuación anterior para determinar L_{min} :

$$L_{MIN} = \left(0.40466 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right) \left(3.399 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)$$

$$L_{MIN} = 1.375 \text{ ft}$$

El espacio mínimo que el vapor necesita para la separación es de 1.375 ft, por lo cual, el valor establecido de 1.5 ft es adecuado para continuar con el diseño del tanque. En caso de presentarse lo contrario, que el valor de la longitud mínima sea



mayor que el valor del espacio del vapor propuesto, tendrá que repetirse el cálculo hasta este punto, proponiendo un valor mayor (se pueden realizar cálculos con incrementos de 0.5 ft).

Por último, de acuerdo a al siguiente criterio:

$$L > L_{min} \quad \therefore \quad L = L_{CALCULADA} \quad \text{Ft}$$

Donde L es la longitud del tanque en base al contenido neto del líquido y L_{min} es la longitud mínima que necesita ocupar la fase vapor dentro del tanque para lograr su separación, tomando el valor de estas longitudes y aplicando el criterio anterior:

$$15 > 1.375 \quad \therefore \quad L = 15 \text{ ft}$$

Por lo cual la longitud del tanque es de 15 ft.

Una vez determinado el diámetro y la longitud del recipiente se procedió a calcular el tiempo de residencia del Tanque Separador, determinando la altura del nivel máximo del líquido en el Tanque H_{NMAX} :

$$H_{NMAX} = D - H_V \quad \text{Ecuación (24)}$$

$$H_{NMAX} = 7.5 \text{ ft} - 1.5 \text{ ft}$$

$$H_{NMAX} = 6.0 \text{ ft}$$

Con la finalidad de determinar el área del nivel máximo que el líquido tiene en el tanque se procedió a determinar la relación H_{NMAX}/D :

$$\frac{H_{NMAX}}{D} = \frac{\text{Nivel Máximo de Líquido}}{\text{Diámetro del Tanque}}, \frac{\text{ft}}{\text{ft}} \quad \text{Ecuación (25)}$$

$$\frac{H_{NMAX}}{D} = \frac{6.0 \text{ ft}}{7.5 \text{ ft}}$$



$$\frac{H_{NMAX}}{D} = 0.8$$

Una vez obtenida la relación H_{NMAX}/D se obtiene de tablas ^[11] la relación $A_{NMAX}A_T$:

$$\frac{H_{NMAX}}{D} = 0.8 \Rightarrow \frac{A_{NMAX}}{A_T} = 0.857 \quad \text{Ecuación (26)}$$

El área del nivel máximo del líquido se obtiene despejando A_{NMAX} de la relación $A_{NMAX}A_T$, de la siguiente manera:

$$A_{NMAX} = A_T * (0.857) \quad \text{Ecuación (27)}$$

Sustituyendo el valor de A_T en la ecuación anterior:

$$\begin{aligned} A_{NMAX} &= (40.178 \text{ ft}^2) * (0.857) \\ A_{NMAX} &= 37.860 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Obtenido el valor de A_{NMAX} se procedió a determinar la diferencia de área total (ΔA_T) que hay entre el Nivel Máximo del líquido (A_{NMAX}) y el Nivel Mínimo del mismo (A_{NMIN}):

$$\Delta A_T = A_{NMAX} - A_{NMIN} \quad \text{Ecuación (28)}$$

$$\Delta A_T = 37.860 \text{ ft}^2 - 1.264 \text{ ft}^2$$

$$\Delta A_T = 36.595 \text{ ft}^2$$

Con el objetivo de determinar el V_{net} del líquido, se empleo el valor de ΔA_T para calcularlo con la siguiente ecuación:

$$V_{net} = (\Delta A_T) * (L) \quad \text{Ecuación (29)}$$

Donde el V_{net} esta en ft^3 y el valor de la longitud es el calculado anteriormente el cual está dado en ft; sustituyendo estos valores en la ecuación anterior:

$$V_{net} = (36.595 \text{ ft}^2) * (15 \text{ ft})$$



$$V_{net} = 548.926 ft^3$$

Finalmente el tiempo de residencia se obtiene de la siguiente ecuación:

$$\theta_R = \frac{V_{net}}{Q_l}, \text{ min} \tag{Ecuación (30)}$$

Sustituyendo los valores de V_{net} y Q_l en la ecuación anterior para obtener el tiempo de residencia:

$$\theta_R = \frac{548.926 \text{ ft}^3}{106.34 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}}$$

$$\theta_R = 5.16 \text{ min}$$

Cálculo para establecer las alarmas del tanque separador cuando este opera a nivel Normal, Alto, Bajo y Mínimo.

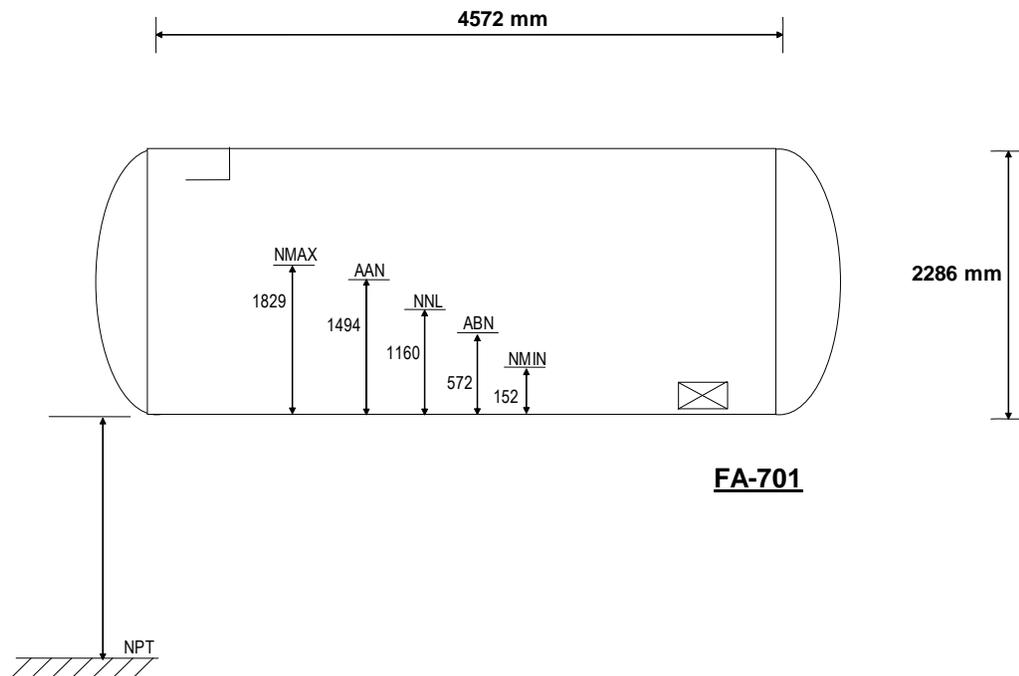


Figura (3.27). Cálculo de alarmas para el Recipiente FA-701 de la Propuesta de Mejora I.



Determinación del Nivel Máximo:

$$H_{vap} = 1.5 \text{ FT}$$

$$N_{MAX} = 7.5 \text{ ft} - 1.5 \text{ ft}$$

$$N_{MAX} = 6.0 \text{ ft} \quad \Leftrightarrow \quad 1828.8 \text{ mm}$$

$$H_{NIVEL_MINIMO} = 0.5 \text{ ft} \quad \Leftrightarrow \quad 152.4 \text{ mm}$$

Determinación de la altura cuando el recipiente separador opera en Alto Nivel

$$\begin{aligned} AAN &= N_{MAX} - N_{MIN} - 0.8 \text{ ft} - N_{MIN} && \text{Ecuación (31)} \\ AAN &= 6.0 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} - 0.8 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} \\ AAN &= 4.9 \text{ ft} \quad \Leftrightarrow \quad 1493.52 \text{ mm} \end{aligned}$$

Determinación de la Altura cuando recipiente separador opera a Nivel Normal

$$\begin{aligned} NNL &= N_{MAX} - N_{MIN} - 0.6 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} && \text{Ecuación (32)} \\ NNL &= 6.0 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} - 0.6 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} \\ NNL &= 3.8 \text{ ft} \quad \Leftrightarrow \quad 1158.24 \text{ mm} \end{aligned}$$

Determinación de la Altura cuando el recipiente separador opera a Bajo Nivel

$$\begin{aligned} ABN &= N_{MAX} - N_{MIN} - 0.25 \text{ ft} - 5 \text{ ft} && \text{Ecuación (33)} \\ ABN &= 6.0 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} - 0.25 \text{ ft} - 5 \text{ ft} \\ ABN &= 1.875 \text{ ft} \quad \Leftrightarrow \quad 571.5 \text{ mm} \end{aligned}$$

Los cálculos anteriormente realizados para establecer los niveles de operación para el recipiente FA-701 son aplicables de la misma manera para recipientes verticales y columnas de destilación.



3.3.2 Dimensionamiento de Columnas [12].

En base a la simulación previa (ver anexo B) de la Torre Fraccionadora DA-701 para la Propuesta de Mejora I, se obtuvo el perfil de la columna, en el cual se muestra la distribución del flujo másico de vapor y líquido en cada uno de los platos, como puede observarse en la figura (3.28):

Rigorous Column 'T1'

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 70
TOTAL ALL TRIALS 49

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	LIQUID	NET FLOW RATES VAPOR	FEED	PRODUCT	HEATER DUTIES H=KCAL/HR
1C	71.0	2.15	459.9			3.40 128.00	-10.1762
2	210.7	2.50	928.3	591.3			
3	219.7	2.52	971.0	1059.7			
4	223.4	2.55	969.3	1102.4			
5	226.4	2.57	965.0	1100.7			
6	229.1	2.59	959.2	1096.4			
7	231.6	2.62	951.0	1090.6			
8	234.3	2.64	938.4	1082.4			
9	237.4	2.66	916.2	1069.8			
10	241.7	2.69	865.6	1047.6			
11	249.4	2.71	2869.7	997.0	700.40		
12	253.1	2.73	2099.7	1094.8			
13	256.0	2.76	2108.2	1530.7			
14	259.4	2.78	2104.5	1539.2			
15	263.7	2.80	2073.8	1535.5			
16	270.7	2.83	1970.1	1504.9			
17S	279.5	2.85	4572.7	29.4		569.00	
18R	285.1	2.85	3200.9	1371.8			14.5165

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES H=KCAL/HR
FEED	S14	LIQUID		11	1.0000	700.36	12.2554
PROD	S42	VAPOR	1			3.40	0.0149
PROD	S15	LIQUID	1			128.00	0.5469
PROD	S21	LIQUID	17			568.96	16.0340

Figura (3.28). Perfil de la Torre DA-701 de la Propuesta de Mejora I obtenido mediante la simulación previa de la misma en PRO II versión 8.0.

El perfil de la columna es de gran utilidad ya que a través de este se puede observar el comportamiento que tendría el sistema de destilación si se operara con las especificaciones bajo las cuales se esta simulando, mostrándose a demás, la distribución del perfil de temperaturas y presiones en cada uno de los platos, así como también los consumos de energía por parte del condensador y rehedidor (periféricos de la Torre).

Otro tipo de información proporcionada por el simulador para cada uno de los platos que conforman a la Torre también es de gran utilidad. Ya que muestra las propiedades características que tiene el vapor y líquido en cada uno de ellos:



Programmer's File Editor - [mejora_I_final_platos_18.out]

File Edit Options Template Execute Macro Window Help

REBOILER STREAMS	MOLAR KG-MOL/HR	MASS KG/HR	STD VOLUME M3/HR	MOLAR	MASS	VOLUME	TFLOW STREAMS
FEED	4572.7	820068.9	1014.8				S29
LIQUID	3200.9	595066.4	726.9	0.70	0.72	0.72	
VAPOR	1371.8	230062.5	287.9	0.30	0.28	0.28	

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-22
 PROJECT PRO/II VERSION 8.0 ELEC U6.6
 PROBLEM OUTPUT
 COLUMN SUMMARY 02/02/09

UNIT 17, 'T1' (Cont)

TRAY NET VAPOR RATES AND DENSITIES

TRAY	HW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM DENSITY	RATES		
				K*KG/HR	STANDARD K*M3/HR	ACTUAL K*M3/HR
1	36.543	4.06580	0.98047	0.124	8.053E-02	3.056E-02
2	123.170	11.77017	0.90126	72.830	14.005	6.188
3	132.975	12.73154	0.88900	140.911	25.099	11.068
4	135.207	12.96134	0.88708	149.051	26.111	11.500
5	136.795	13.13386	0.88593	150.577	26.072	11.461
6	138.163	13.30059	0.88475	151.482	25.969	11.389
7	139.423	13.45401	0.88379	152.056	25.832	11.302
8	140.687	13.60351	0.88294	152.277	25.637	11.194
9	142.096	13.75360	0.88222	152.013	25.339	11.053
10	143.892	13.90570	0.88180	150.736	24.812	10.840
11	146.684	14.04307	0.88258	146.245	23.615	10.414
12	150.214	14.43706	0.87841	224.533	35.405	15.553
13	152.152	14.6025	0.87660	232.897	36.256	15.886
14	154.176	14.87946	0.87516	237.316	36.458	15.949
15	156.704	15.11751	0.87371	240.622	36.370	15.917
16	160.498	15.39886	0.87250	241.527	35.644	15.685
17	164.732	15.65157	0.87230	4.840	0.696	0.309
18	167.927	15.80073	0.87198	230.362	32.492	14.579

Figura (3.29). Propiedades de transporte del vapor en cada uno de los platos en de la Torre DA-701 de la Propuesta de Mejora I.

Programmer's File Editor - [mejora_I_final_platos_18.out]

File Edit Options Template Execute Macro Window Help

TRAY NET LIQUID RATES AND DENSITIES

TRAY	HW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM DENSITY	RATES		
				K*KG/HR	STD LIQ M3/HR	ACTUAL M3/HR
1	123.671	715.638	0.01885	56.876	75.073	79.476
2	134.612	604.077	0.01919	124.957	161.918	206.856
3	137.074	598.516	0.01949	130.897	171.915	222.378
4	138.880	597.511	0.01977	134.623	173.512	225.306
5	140.443	596.827	0.02002	135.528	174.360	227.081
6	141.889	596.269	0.02027	136.102	174.805	228.256
7	143.349	595.832	0.02052	136.323	174.795	228.793
8	144.992	595.543	0.02079	136.058	174.129	228.461
9	147.116	595.509	0.02109	134.782	172.080	226.330
10	150.520	596.174	0.02152	130.291	165.708	218.545
11	158.292	599.498	0.02231	326.670	411.930	534.906
12	159.567	597.390	0.02255	335.034	421.961	560.830
13	161.015	596.311	0.02281	339.453	426.939	569.255
14	162.871	595.422	0.02310	342.760	430.338	575.658
15	165.716	594.798	0.02348	343.664	430.307	577.783
16	171.226	594.960	0.02409	337.340	420.202	566.995
17	179.516	596.637	0.02494	820.869	1014.794	1375.825
18	184.483	597.101	0.02535	590.506	726.925	988.956

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-23
 PROJECT PRO/II VERSION 8.0 ELEC U6.6
 PROBLEM OUTPUT
 COLUMN SUMMARY 02/02/09

UNIT 17, 'T1' (Cont)

TRAY TRANSPORT PROPERTIES

TRAY	THERMAL CONDUCTIVITY		VISCOSITY		SURFACE TENSION DYNE/CM
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
	KCAL/HR-M-C		CP		

Figura (3.30). Propiedades de transporte del líquido en cada uno de los platos de la Torre DA-701 de la Propuesta de Mejora I.



Programmer's File Editor - [mejora_I_final_platos_18.out]
File Edit Options Template Execute Macro Window Help
COLUMN SUMMARY 02/02/09

UNIT 17, 'T1' (Cont)

TRAY TRANSPORT PROPERTIES

TRAY	THERMAL CONDUCTIVITY		VISCOSITY		SURFACE TENSION
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
1	9.6718E-02	2.4073E-02	3.6011E-01	1.0974E-02	1.9616E+01
2	6.8709E-02	2.5392E-02	1.4607E-01	9.6816E-03	9.8034E+00
3	6.7087E-02	2.4831E-02	1.4126E-01	9.5322E-03	8.6025E+00
4	6.6500E-02	2.4975E-02	1.4041E-01	9.5457E-03	8.4971E+00
5	6.6035E-02	2.5136E-02	1.3982E-01	9.5655E-03	8.4186E+00
6	6.5622E-02	2.5288E-02	1.3933E-01	9.5854E-03	8.3508E+00
7	6.5231E-02	2.5442E-02	1.3893E-01	9.6063E-03	8.2905E+00
8	6.4830E-02	2.5610E-02	1.3864E-01	9.6298E-03	8.2354E+00
9	6.4374E-02	2.5816E-02	1.3853E-01	9.6588E-03	8.1854E+00
10	6.3771E-02	2.6113E-02	1.3890E-01	9.7014E-03	8.1494E+00
11	6.2734E-02	2.6701E-02	1.4117E-01	9.7874E-03	8.1767E+00
12	6.2164E-02	2.6619E-02	1.3942E-01	9.7616E-03	8.0224E+00
13	6.1739E-02	2.6742E-02	1.3853E-01	9.7748E-03	7.9303E+00
14	6.1277E-02	2.6905E-02	1.3778E-01	9.7945E-03	7.8424E+00
15	6.0691E-02	2.7140E-02	1.3722E-01	9.8239E-03	7.7525E+00
16	5.9791E-02	2.7553E-02	1.3720E-01	9.8777E-03	7.6604E+00
17	5.8711E-02	2.8141E-02	1.3828E-01	9.9583E-03	7.6076E+00
18	5.8042E-02	2.8474E-02	1.3856E-01	9.9997E-03	7.5524E+00

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-24
PROJECT PRO/II VERSION 8.0 ELEC U6.6
PROBLEM OUTPUT
COLUMN SUMMARY 02/02/09

UNIT 17, 'T1' (Cont)

TRAY RATING MECHANICAL DATA

SECTION	TRAY	DIAM	TRAY	SPACE	SF	TRAY
---------	------	------	------	-------	----	------

Figura (3.31). Propiedades de transporte del líquido en cada uno de los platos de la Torre DA-701 de la Propuesta de Mejora I.

Esta información es empleada para el llenado de la hoja de datos correspondiente a la Torre Fraccionadora DA-701, tomando como base dos de los platos que integran a la sección de rectificación y agotamiento respectivamente, seleccionándolos de acuerdo al mayor contenido de vapor en los mismos, ya que en base a este es calculado el diámetro de los platos en la Torre.

Lo anterior se realizó de la misma manera para el caso de la Propuesta de Mejora II.

En cuanto a las dimensiones de la Torre, estas se establecieron tomando en cuenta un 10% de sobre diseño en flujo, para darle flexibilidad de operación a la columna y a todos sus periféricos:

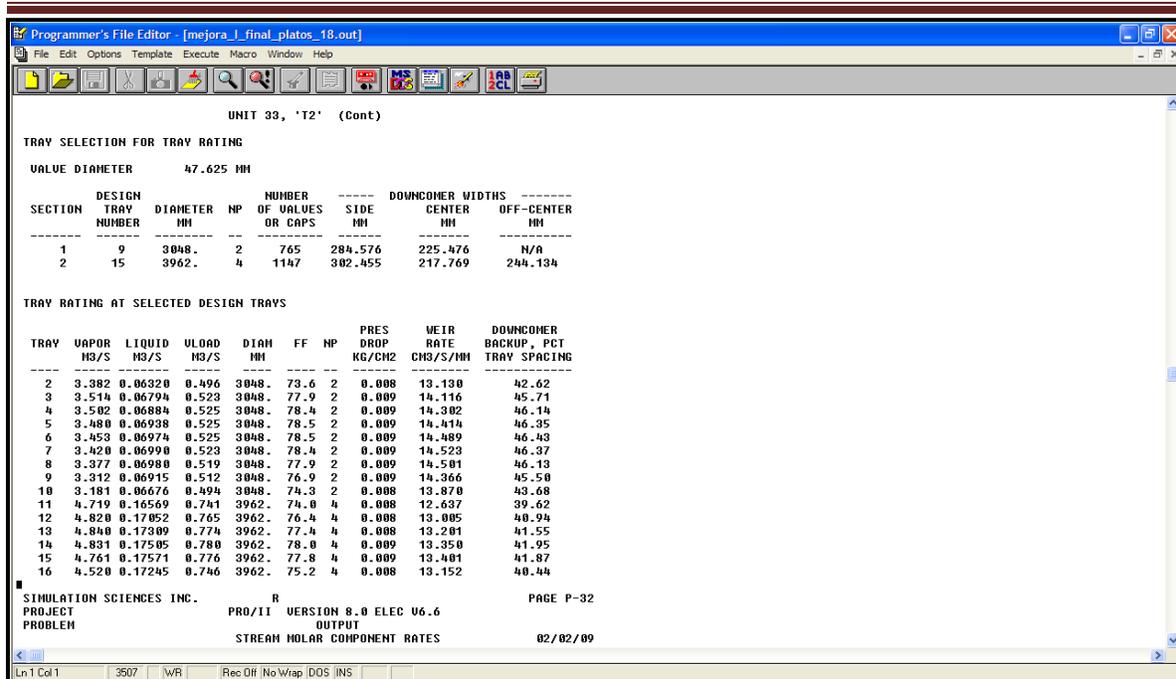


Figura (3.32). Dimensiones de la Torre Fraccionadora DA-701 obtenidas de la simulación, con un 10% de sobrediseño en flujo.

No.de Pasos	Diámetro	Inundación	No. de Plato Teórico	Espaciamiento entre platos ((mm))
2	3048	76.36	2-10	610
4	3962	74.97	11-16	610

Tabla (3.21). Dimensiones de la Torre DA-701 con un 10% de sobre diseño.

Esta Torre quedó especificada con dos diámetros (con una figura similar a una botella). Esto se debió a una diferencia mayor a 1½ ft entre el diámetro de los platos de la sección de rectificación respecto a la de agotamiento.



Caso contrario, de no tener mayor diferencia a 1/2 ft entre el diámetro de los platos para ambas secciones de la columna, se toma uniformidad en base al plato que tenga mayor diámetro para toda la torre.

En base a los diámetros que se muestran en la tabla (3.21) puede observarse que el porcentaje de inundación para ambas secciones en toda la columna no sobrepasa los límites del 82%, encontrándose este en un rango de operación adecuado con el 10% de sobre diseño en flujo. Sin embargo, la configuración de la torre para la sección de agotamiento podría modificarse cambiando el número de pasos que tiene de 4 a 2, esto con la finalidad de cambiar su diseño interno a otro menos complejo:

SECTION	DOWNCOMER WIDTHS, MM				SLOPED DC WIDTHS, MM			
	SIDE	CENTER	OFF-CTR	OFF-SIDE	SIDE	CENTER	OFF-CTR	OFF-SIDE
2	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
1	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A

TRAY	VAPOR HG/S	LIQUID HG/S	ULOAD HG/S	DIAM MM	FF	PRES DROP KG/CH2	WEIR RATE CM3/S/MM	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	3.382	0.06320	0.496	3048.0	71.9	0.007	13.334	40.86
3	3.514	0.06794	0.523	3048.0	77.0	0.008	14.216	43.73
4	3.502	0.06884	0.525	3048.0	77.6	0.008	14.381	44.18
5	3.480	0.06938	0.525	3048.0	77.9	0.008	14.481	44.37
6	3.453	0.06974	0.525	3048.0	78.0	0.008	14.547	44.46
7	3.420	0.06990	0.523	3048.0	77.9	0.008	14.576	44.44
8	3.377	0.06980	0.519	3048.0	77.4	0.008	14.557	44.20
9	3.312	0.06915	0.512	3048.0	76.3	0.008	14.435	43.64
10	3.181	0.06676	0.494	3048.0	73.2	0.007	13.991	41.96
11	4.719	0.16509	0.741	3962.0	83.6	0.008	25.619	61.39
12	4.820	0.17852	0.765	3962.0	86.8	0.009	26.277	63.55
13	4.840	0.17309	0.774	3962.0	88.4	0.009	26.625	64.66
14	4.831	0.17505	0.780	3962.0	89.4	0.009	26.891	65.44
15	4.761	0.17571	0.776	3962.0	89.4	0.009	26.979	65.54
16	4.520	0.17245	0.746	3962.0	86.1	0.008	26.532	63.59

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-31
 PROJECT PRO/II VERSION 8.0 ELEC U6.6
 PROBLEM OUTPUT
 COLUMN SUMMARY 02/02/09
 UNIT 33, 'T2' (Cont)

Figura (3.33). Dimensiones de la Torre Fraccionadora DA-701 obtenidas de su simulación con un cambio en el numero de pasos.



No.de Pasos	Diámetro (mm)	Inundación (%)	No. de Plato Teórico	Espaciamiento entre platos (mm)
2	3048	76.36	2-10	610
2	3962	87.2	11-16	610

Tabla (3.22). Dimensiones de la Torre DA-701 con un cambio en el numero de pasos.

Como puede observarse en la tabla (3.22), un cambio en el numero de pasos para la sección de agotamiento ocasiona que el porcentaje de inundación sobrepase el 80%, esto no es favorable ya que los platos dentro de la columna se encuentran a su máxima capacidad, quedándose la Torre con el 10 % de sobre diseño en flujo apunto de operar casi inundada.

Debido a lo anterior, para tener una mayor flexibilidad en los platos de esta sección para que opere de manera confiable y segura, se procedió a sumar $\frac{1}{2}$ pie al diámetro de los platos y se aumento $\frac{1}{2}$ pie al espaciamiento normal de los platos solo para la sección de agotamiento en la torre, dando los siguientes resultados:

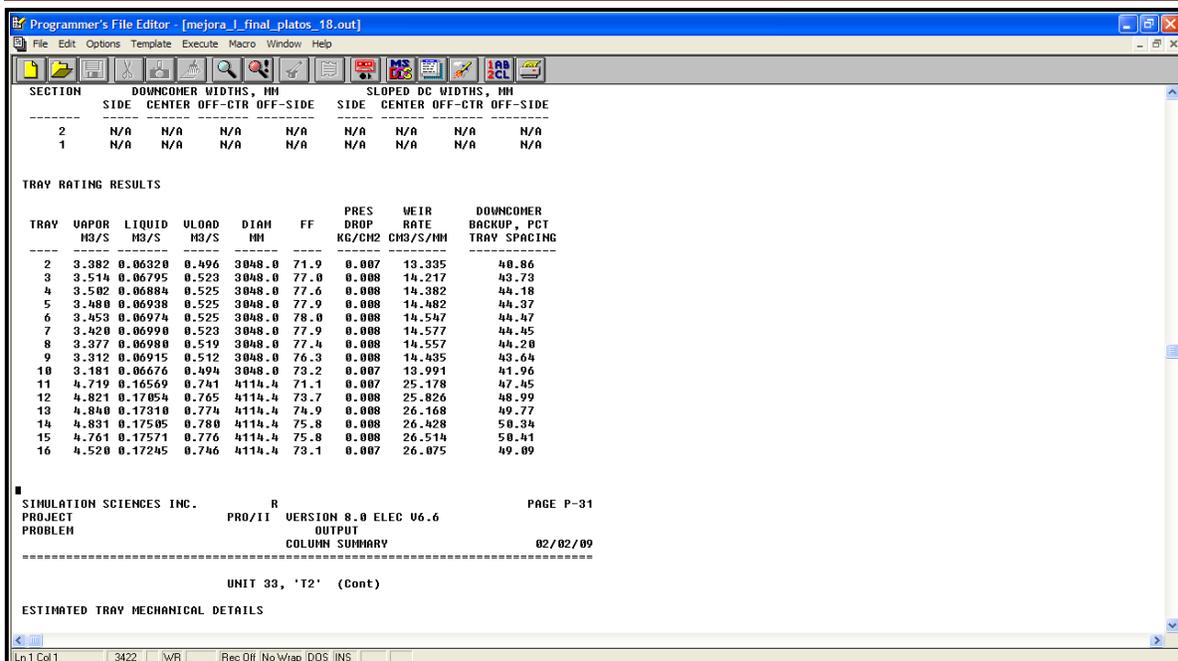


Figura (3.34). Dimensiones finales de la Torre Fraccionadora DA-701 obtenidas de su simulación, previo ajuste en el espaciamento entre platos y el diámetro de la misma.

No.de Pasos	Diámetro (mm)	Inundación (%)	No. de Plato Teórico	Espaciamento entre platos (mm)
2	3048	76.36	2-10	610
2	4114	74	11-16	762

Tabla (3.23). Dimensiones de la Torre DA-701 con un cambio en el diámetro y espaciamento entre platos.

Siendo los resultados de la tabla (3.23), las características con las cuales se dimensionó la Torre DA-701.

Enseguida se procedió a la determinación de los platos reales:

$$No. de Platos Reales = \frac{\# Platos Teóricos}{eficiencia} \quad \text{Ecuación (34)}$$

$$No. de Platos Reales = \frac{18}{0.7}$$



$$\text{No. de Platos Reales} = 26$$

Determinación del Plato de alimentación:

$$\text{Plato de Alimentacion} = \frac{\text{Plato Teorico de Entrada}}{\text{eficiencia}} - 3 \quad \text{Ecuación (35)}$$

$$\text{Plato de Alimentacion} = \frac{11}{0.7} - 3$$

$$\text{Plato de Alimentacion} = 12.7 \Rightarrow 13$$

Los intervalos de diferente diámetro en la torre quedan definidos de la siguiente manera:

Platos	Intervalo de Platos	Diámetro en (mm)
Teóricos	2-10	3048
	11-16	3048
Reales	1-12	4114
	13-26	4114

Tabla (3.24).Definición de las dos secciones de la torre DA-701 para la propuesta de Mejora I.

Determinación del Nivel Máximo de líquido que tiene la Torre DA-701.

Para la sección de Agotamiento se tiene que:

$$\phi = 4.114 \text{ m}$$



$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{Ecuación (36)}$$

$$A = \frac{\pi (4.114)^2}{4}$$

$$A = 13.292 \text{ m}^2$$

Determinación del volumen para la sección de la torre que tiene el nivel máximo:

$$V = F_p \theta_p + F_R \theta_R \quad \text{Ecuación (37)}$$

Donde: $\theta_p = 2 \text{ min}$ y $\theta_R = 2 \text{ min}$; F_p es el flujo de producto de fondos y F_R es el reboiler, ambos en m^3/hr :

$$V = \left(1689.699 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right) (0.03 \text{ hr}) + \left(1094.116 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right) (0.03 \text{ hr})$$

$$V = 83.514 \text{ m}^3$$

Por lo tanto el Nivel Máximo del líquido es:

$$N_{MM} = \frac{V}{A} \quad \text{Ecuación (38)}$$

$$N_{MM} = \frac{83.5142 \text{ m}^3}{13.292 \text{ m}^2}$$

$$N_{MM} = 6.28 \text{ m} \quad \Leftrightarrow \quad 21 \text{ ft}$$

Determinación de los Niveles de operación de la torre DA-701.

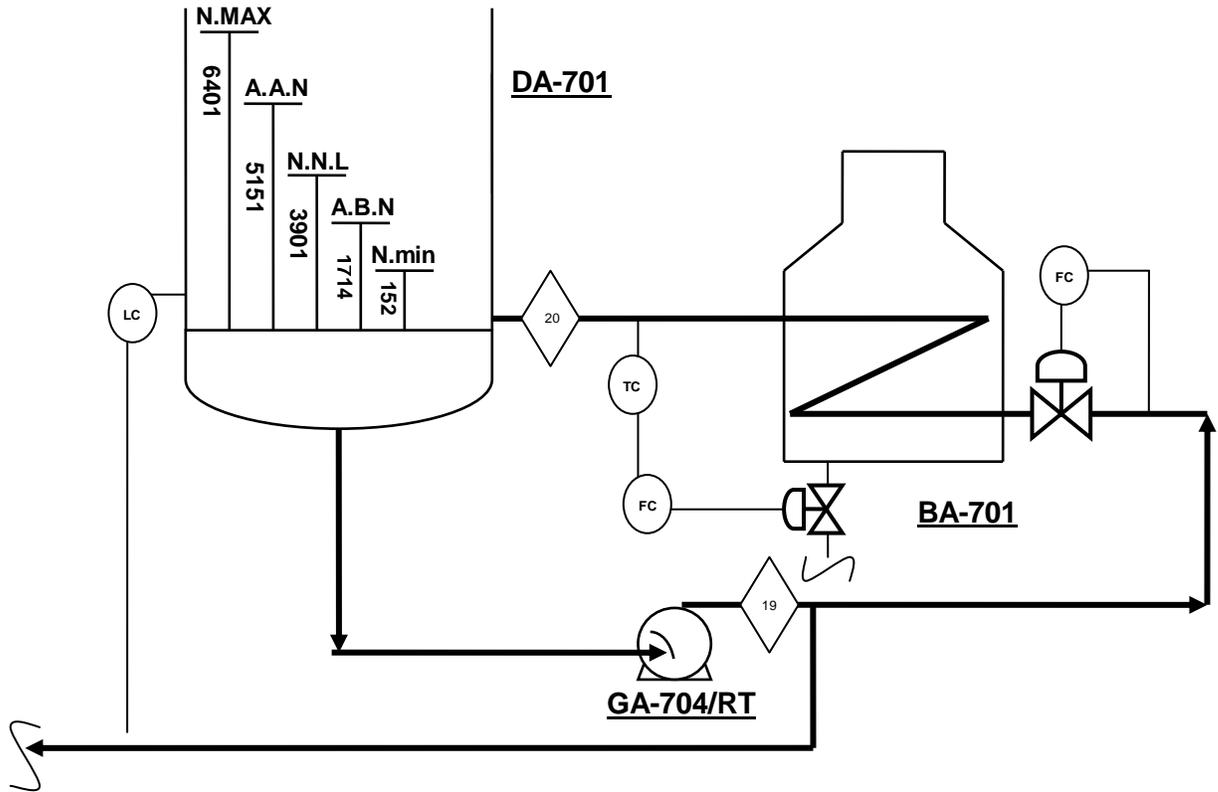


Figura (3.35).Determinación de los niveles de operación para la torre DA-701 de la Propuesta de Mejora I.

Determinación del Nivel Máximo:

$$N_{MAX} = 21 \text{ ft} \Rightarrow 6401 \text{ mm}$$

$$H_{NIVEL_MINIMO} = 0.5 \text{ ft} \Rightarrow 152.4 \text{ mm}$$

Determinación de la altura para la columna cuando esta se encuentra en Alto Nivel:

$$\begin{aligned}
 AAN &= N_{MAX} - N_{MIN} \cdot 0.8 \cdot N_{MIN} && \text{Ecuación (39)} \\
 AAN &= 21 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} \cdot 0.8 \cdot 0.5 \text{ ft} \\
 AAN &= 16.9 \text{ ft} \Rightarrow 5151.12 \text{ mm}
 \end{aligned}$$



Determinación de la Altura para la columna cuando este se encuentra a Nivel Normal:

$$\begin{aligned}
 NNL &= N_{MAX} - N_{MIN} \pm 0.6 \pm 0.5 \text{ ft} && \text{Ecuación (40)} \\
 NNL &= 1 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} \pm 0.6 \pm 0.5 \text{ ft} \\
 NNL &= 12.8 \text{ ft} \Rightarrow 3901.44 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Determinación de la Altura para la columna cuando este se encuentra a Bajo Nivel:

$$\begin{aligned}
 ABN &= N_{MAX} - N_{MIN} \pm 0.25 \pm 5 \text{ ft} && \text{Ecuación (41)} \\
 ABN &= 1 \text{ ft} - 0.5 \text{ ft} \pm 0.25 \pm 5 \text{ ft} \\
 ABN &= 5.265 \text{ ft} \Rightarrow 1714.5 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Determinación de la altura T-T de la Torre.

En base a los resultados que se obtuvieron de la simulación previa para la Torre Fraccionadora DA-701, se tiene que la configuración para la primera sección es de 2 pasos del plato 1-12, para la cual, se eligió un criterio para determinar la distancia que se encuentra del punto tangencial al primer plato de la columna de la siguiente manera:

Criterio.- Torres con platos de dos pasos $D > 7 \text{ ft}$ y tubería de reflujo con

Diámetro $> 6 \text{ in}$ bajante central.

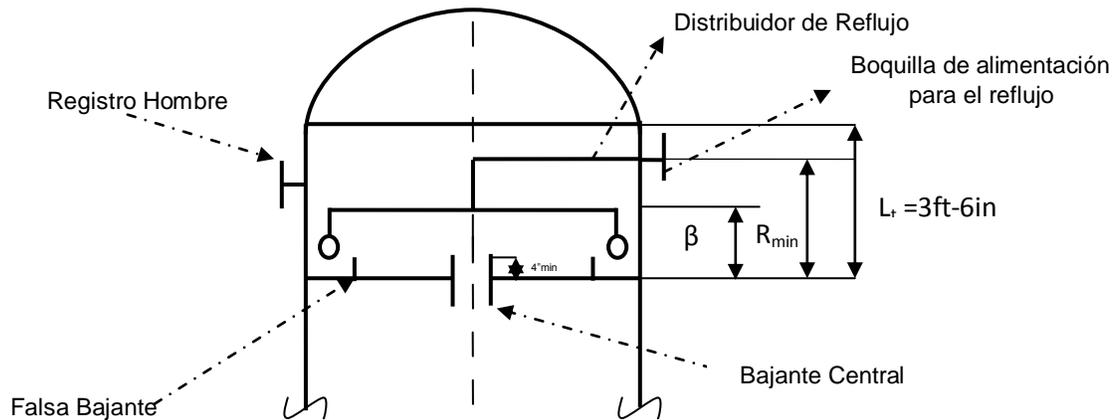


Fig (3.36). Cálculo de la distancia desde el punto tangencial al primer plato.

Donde $\beta = \phi + 6''$, Ecuación (42)

$$R = 3 \frac{\phi}{2} + 14'' \text{ ó } R = \phi + 20'' ; \text{ el menor} \quad \text{Ecuación (43)}$$

El parámetro ϕ es el diámetro del ramal el cual, se fijó con ayuda del flujo volumétrico de alimentación a la torre (con el 10 % de sobre diseño) el cual es de 2969.23 LPM:

Flujo de Entrada a la Torre (LPM)	Diámetro del Ramal (in)	Área de la Ranura (in ²)
1781-3690	6	60
3961-6309	8	100
6310-10725	10	170
10726-15141	12	240

Tabla (3.25). Parámetro para determinar el diámetro del ramal.

Aplicando la ec (42) se determinó el valor menor de β :



$$\beta = 6in + 6in$$

$$\beta = 12in$$

Una vez calculado β se empleo la ec (43) para determinar el valor menor de R:

$$R = \frac{3}{2}\phi + 14''$$

$$R = \frac{3}{2} \text{ (6") } + 14''$$

$$R = 9'' + 14''$$

$$R = 23'' \Rightarrow 24''$$

Por lo tanto, la distancia que hay de la boquilla de alimentación de reflujo de la torre al primer plato de la misma es:

$$l = \beta + R \quad \text{Ecuación (44)}$$

$$l = 24in + 12in$$

$$l = 36in$$

La distancia del punto tangencial al primer plato de la torre quedó establecida con la longitud estándar de construcción de 3.5 ft.

Es importante mencionar que para distribuir corrientes o una alimentación en fase líquida al plato de domos, se recomienda para columnas de diámetro menor a 6 pies colocar una falsa bajante contra la cual chocara el líquido en su entrada al plato, y para columnas con un diámetro mayor a 6 pies emplear distribuidores de la alimentación.

Una vez establecida la distancia hasta el primer plato de la columna, se procedió a calcular la longitud después del primer plato de la torre hasta el plato numero nueve, esto se efectuó sabiendo que el espaciamiento o la longitud estándar entre los platos es de 610 mm como se muestra en la fig (3.37):

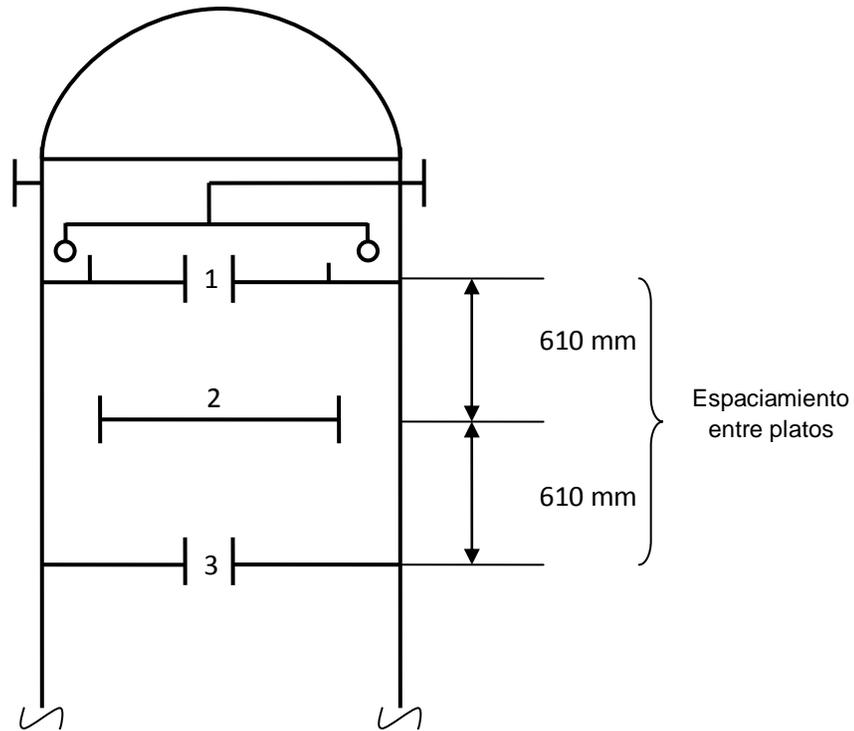


Figura (3.37). Espaciamiento estándar entre los platos de la Torre.

Contándose once espaciamientos entre los platos después del primero al onceavo, la altura para este intervalo de la columna se calculó de la siguiente manera:

$$\text{Espaciamientos} \left(610 \frac{\text{mm}}{\text{espaciamiento}} \right) = 6710 \text{ mm}$$

Este cálculo no puede efectuarse de manera uniforme para toda la columna, ya que en algunos puntos de la misma se encuentran registros hombre, zonas de transición por cambios de sección (por cambio de diámetro) y alimentaciones intermedias a la columna etc.

Ya que frecuentemente el diseño no es el mismo para todos los platos de una columna, el número de pasos puede modificarse a fin de poder manejar las variaciones en el flujo de líquido que se tienen, principalmente en donde entran alimentaciones y/o reflujo. Además, si los flujos que maneja la columna son muy



diferentes de una sección a otra, es conveniente el empleo de dos o más diámetros y habrá que proporcionar una adecuada distribución a los flujos para no afectar el funcionamiento de la columna.

Para llevar acabo estas transiciones se debe hacer que el líquido del plato superior se dirija hacia el área de sello para la bajante del plato inferior, la conducción del líquido hacia dichas áreas puede efectuarse por medio de tuberías o charolas de transición, esta última es la forma más común y recomendable.

Para este caso, enseguida del plato numero 12 en la columna, se encuentra un cambio de sección debido al cambio de diámetro, este último comienza en el plato número 13 y termina con el último plato de la torre que es el 26, como se puede mostrar en la figura (3.38).

Debido a la variación de flujo de líquido en el plato número 13 producido por la introducción de la alimentación a la Torre en este punto, como puede observarse en la figura (3.38), se procedió a determinar la distancia que hay a partir de la alimentación al plato 13, calculando la distancia de β que es la distancia que hay de la falsa bajante al plato en el cual esta, con las siguientes ecuaciones:

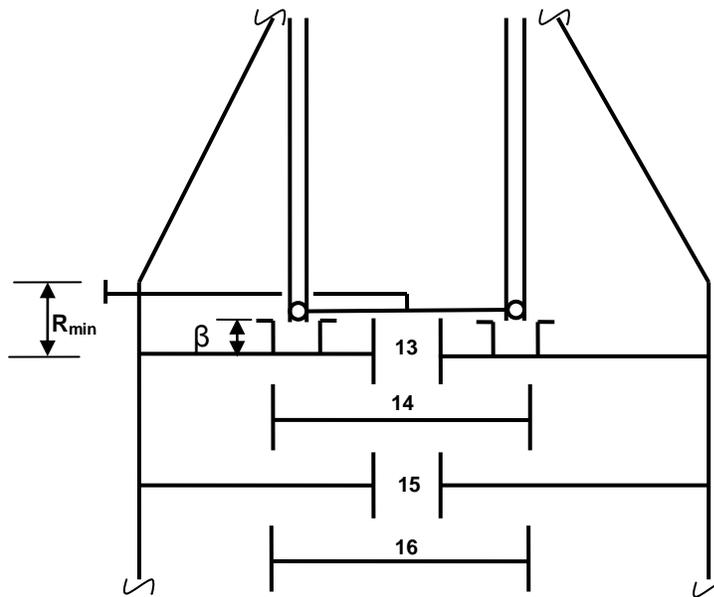


Figura (3.38). Determinación de la distancia que hay de la alimentación al plato no. 10 en un cambio de sección.

$$\beta = \Phi + 6" \text{ ó } \beta = \frac{\Phi}{2} + 12" \quad \text{Ecuación (45)}$$

(el menor)

Sustituyendo el diámetro del ramal Φ en la ec (45) se tiene que:

$$\beta = 6" + 6"$$

$$\beta = 12"$$

Sustituyendo a Φ en la ec (45) se tiene que:

$$\beta = \frac{6"}{2} + 12"$$

$$\beta = 15"$$

Por lo cual el valor menor de β es 12 “.



Una vez obtenido el valor de β se procedió a calcular R_{\min} con las siguientes ecuaciones:

$$R = \frac{3\Phi}{2} + 14'' \quad \text{O} \quad R = \Phi + 20'' \quad \text{Ecuación (46)}$$

(el menor)

Sustituyendo Φ en la ecuación (46) se tiene que:

$$R = \frac{(3) * (6'')}{2} + 14''$$

$$R = 23''$$

Sustituyendo Φ en la ecuación (46) se tiene que:

$$R = 6 + 20''$$

$$R = 26''$$

$$\therefore R = 23''$$

$$R = 584.2\text{mm}$$

El espaciamiento entre platos en una transición se recomienda que sea de 31/2 a 4 ft, esto con la finalidad de darle mayor flexibilidad al siguiente plato de la Torre, con mayor razón si se introduce la alimentación en este punto, además ayuda a disminuir la sensibilidad en este punto de la Torre por el cambio de sección.

Tomando como alturas las distancias para las secciones que se indican en la figura (3.39), se determinó la altura para la sección de transición, sumando todas las distancias.

Estas alturas son estándares de construcción, estos estándares de construcción varían según el arreglo de la columna que se tenga.

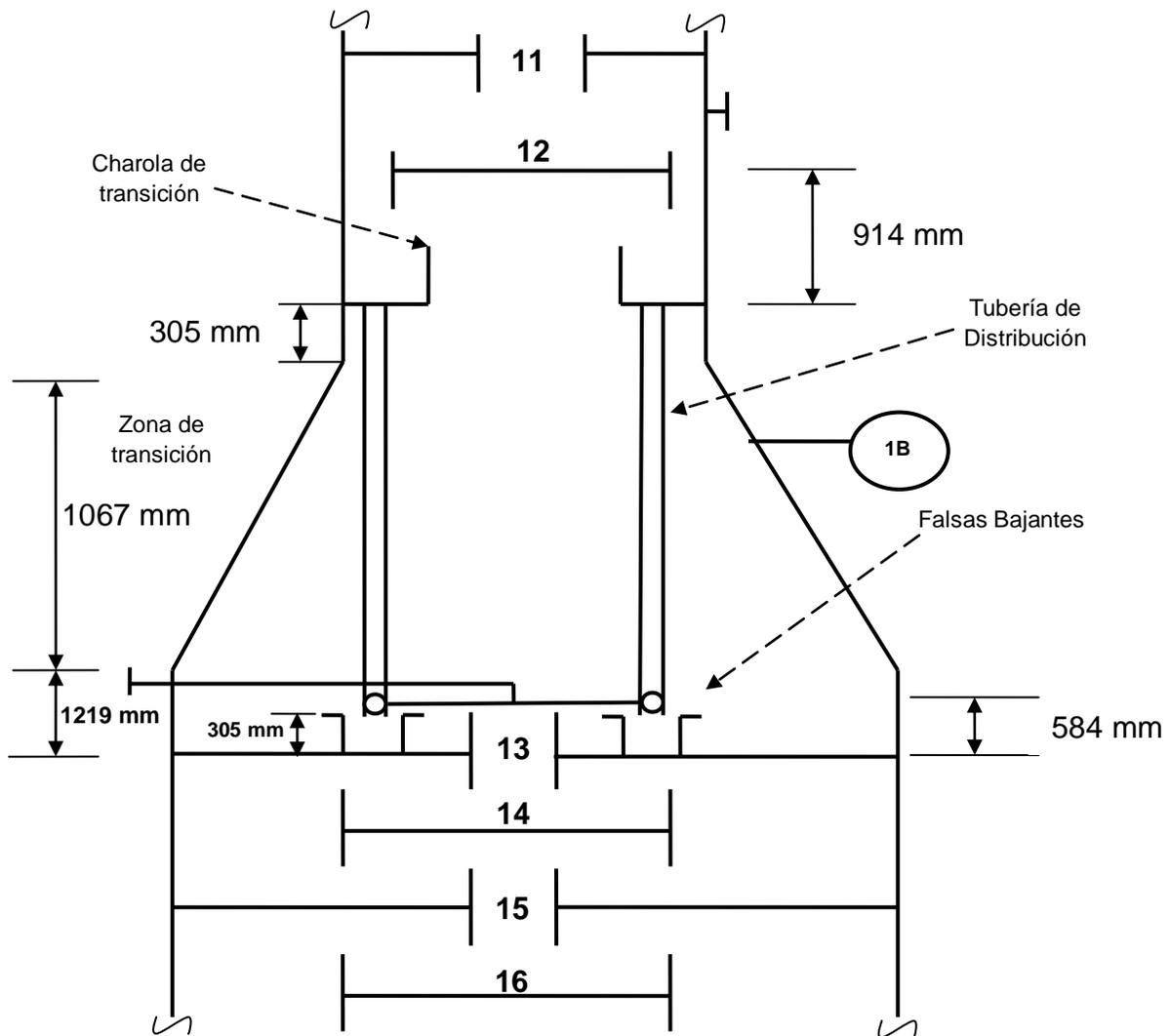


Figura (3.39). Cambio de diámetro y del número de pasos en la columna.

La altura a partir del plato no. 13 al 18 se calcula contando el no. de espaciamentos que hay por 762.4 mm.

La variación que hay del espaciamento convencional de 610 mm entre platos en esta sección de la Torre respecto al de 762mm, se debe al aumento de $\frac{1}{2}$ ft al espaciamento convencional, esto con la finalidad de disminuir el numero de pasos de la torre de cuatro a dos, que inicialmente tenía, mejorando la configuración para un diseño mas sencillo de la sección de agotamiento.



La variación de la altura que hay del plato 18 al 19 respecto a un espaciamiento normal es por el registro hombre colocado en este punto, el cual tiene un espaciamiento estándar de 914 mm, esto para darle flexibilidad de introducir personal de diferente complejión a la columna.

Ordinariamente estos se encuentran colocados cada 10 o 20 platos. El diámetro de estos registros está dentro del rango de 18 a 24 pulgadas. El registro para el domo de la columna comúnmente es mayor que los registros para los puntos intermedios. Frecuentemente, el espaciamiento de los platos debe de incrementarse localmente para ser mayor que el diámetro del registro hombre, un registro de 18-24 pulgadas requerirá un espaciamiento entre los platos mínimo de 24 pulgadas, por eso se recomienda instalar los registros en un espaciamiento que se encuentre sobre los platos de la alimentación, pues aquí el espacio entre los platos generalmente es mayor que en el resto de la columna.

Enseguida del plato no. 19 al 26, la altura se calculó empleando la distancia del espaciamiento de 762 mm entre platos, como se realizó anteriormente.

Para el arreglo de los fondos de la columna se tuvieron en cuenta los siguientes criterios, tal y como se muestran en la figura (3.40):

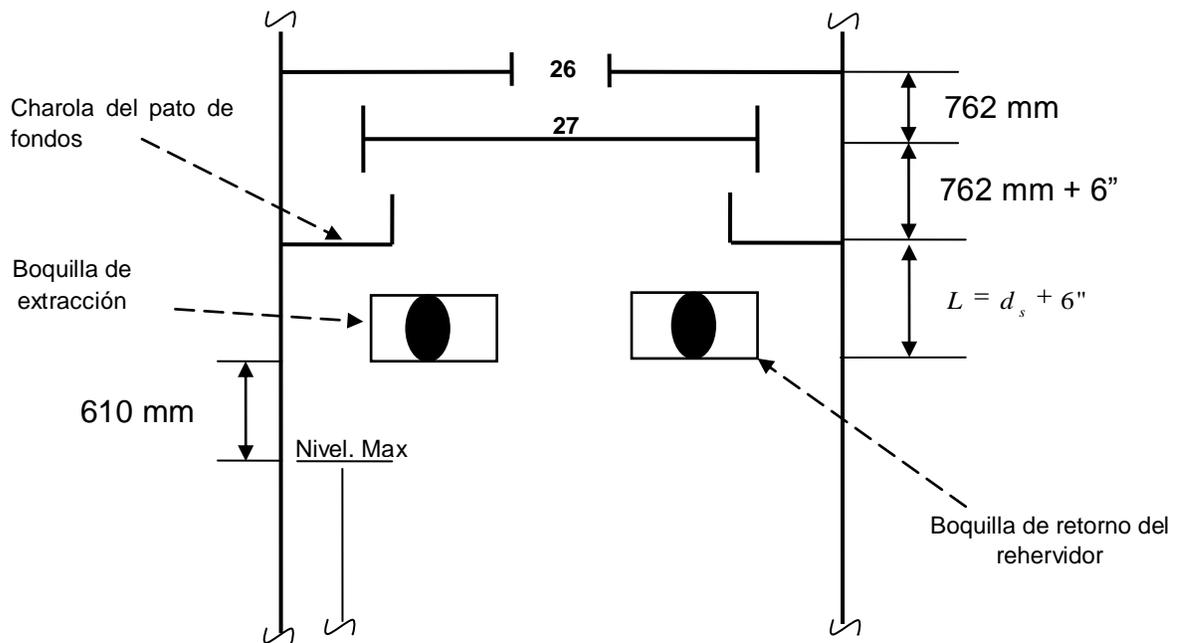


Figura (3.40). Arreglo de fondos para la columna.

La altura L se determina con el siguiente criterio:

$$L = d_s + 6" \quad \text{Ecuación (47)}$$

Donde d_s es el diámetro de la boquilla de salida del líquido, sustituyendo este en la ecuación (47):

$$L = 24" + 6"$$

$$L = 30"$$

$$L = 2.5 \text{ ft}$$

Para las boquillas de alimentación o para las de retorno del rehervidor, estas deben de colocarse a una distancia mínima de 12 pulgadas sobre el nivel máximo del líquido y deberá evitarse que las correspondientes de alimentación del retorno del rehervidor choquen directamente contra el líquido del fondo de la columna, de lo contrario se producirá en el líquido un movimiento turbulento que dificultará el control de nivel del fondo de la torre y promoverá el arrastre del líquido en el vapor ascendente.



Se recomienda hacer el espaciamiento del plato de fondos de 6 pulgadas mas que el espaciamiento normal entre platos para prevenir el inundamiento de la columna en el caso de un incremento temporal en el nivel máximo del líquido.

Una vez determinadas las longitudes para todas secciones de toda la columna, se procedió a calcular la longitud total de la Torre Tangente – Tangente (H_{T-T}) sumando todas las longitudes anteriormente calculadas y establecidas:

$$\begin{aligned} H_{T-T} = & H_{(T-PLATO\ no.1)} + H_{(11\ ESPACIAMIENTOS)} + H_{(CHAROLA\ DE\ TRANS)} + H_{(ZONA\ DE\ TRANS)} \\ & + H_{(ZONA\ DE\ TRANS-PLATO\ no\ 13)} + H_{(5\ ESPACIAMIENTOS)} + H_{(REGISTRO\ HOMBRE)} \\ & + H_{(7\ ESPACIAMIENTOS)} + H_{(PLATO\ no.26-CHAROLA\ DE\ FONDOS)} \\ & + H_{(CHAROLA\ DE\ FONDOS-BOQUILLAS)} + H_{(BOQUILLAS-NIVEL\ MÁXIMO)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{T-T} = & 1067\ mm + (11 * 610\ mm) + 914\ mm + 305\ mm + 1067\ mm + 1219\ mm \\ & + (5 * 762\ mm) + 914\ mm + (7 * 762\ mm) + 914\ mm + 762\ mm + 610\ mm \\ & + 6401\ mm \end{aligned}$$

$$H_{T-T} = 30\ 027\ mm$$

Llevándose el valor de la longitud resultante a uno comercial.

Finalmente, por recomendación, se establecieron los indicadores de temperatura uno cada cinco platos, en alimentaciones y salidas de producto; con la finalidad de monitorear del perfil de temperatura en toda la torre.

Al igual que los indicadores de temperatura, se establecieron dos indicadores de presión, uno en los domos y otro en los fondos, esto con la finalidad de tener un monitoreo adecuado de la caída de presión en toda la torre.



3.3.3 Cálculo de Bombas.

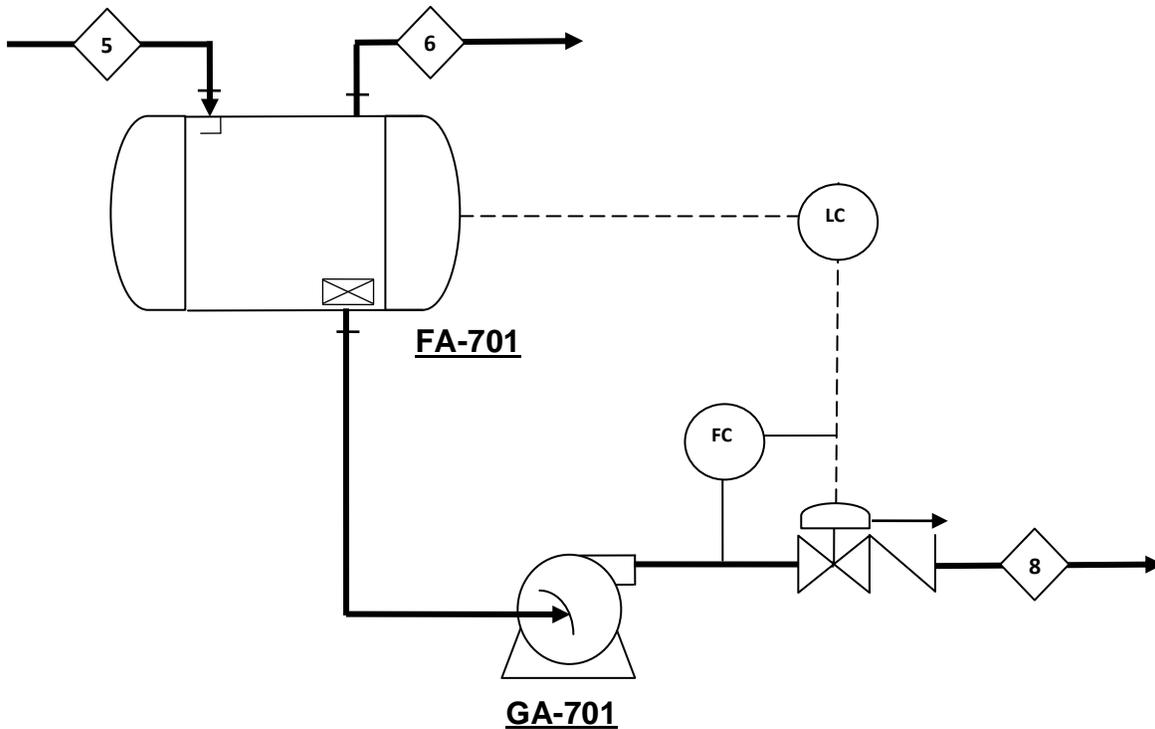


Figura (3.41). Calculo de la potencia de la GA-701, Propuesta de Mejora I.

En base al flujo volumétrico que succiona la bomba GA-701 y a la caída de presión de la misma, se determinó la potencia requerida por esta con la siguiente ecuación:

$$Potencia = \frac{(Q_v)(\Delta P)}{1714} \quad \text{Ecuación (48)}$$

Donde Q_v es el flujo volumétrico del vapor en GPM y ΔP es la caída de presión de la bomba en lb/in^2 , sustituyendo estos valores en la ecuación anterior:

$$Potencia = \frac{(795.476GPM) \left(91.02 \frac{lb}{in^2} - 19.20 \frac{lb}{in^2} \right)}{1714}$$

$$Potencia = 33.33HP$$



Obtenida la potencia, se calculan los BHP requeridos por la bomba, sustituyendo la eficiencia de la misma en la siguiente ecuación:

$$BHP = \frac{(Q_v)(\Delta P)}{(1714)(ef. bomba)} \quad \text{Ecuación (49)}$$

$$BHP = \frac{(795.476 \text{ GPM}) \left(91.02 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} - 19.20 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right)}{(1714)(0.7)}$$

$$BHP = 47.61$$

Para la determinación de la cabeza de la bomba Z , se sustituyen los valores de la caída de presión de la misma ΔP y la densidad el fluido bombeado en lb/ft^3 en la siguiente ecuación:

$$Z = \frac{P_D - P_S}{\rho} \quad \text{Ecuación (50)}$$

$$Z = \frac{\left(91.02 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} - 19.20 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right) (144)}{43.298 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

$$Z = 238.85 \text{ ft}$$

$$Z = 72.80 \text{ m}$$



3.4. Consumo de Servicios Auxiliares.

Con la finalidad de determinar los servicios adicionales que requiere cada uno de los equipos para el buen funcionamiento de los mismos y garantizar el procesamiento de cada uno de los esquemas de separación, se muestra a continuación la metodología empleada para el cálculo de los mismos.

Esto se realizó con ayuda características principales de cada uno de los equipos de proceso, así como también del consumo de energía por parte de los mismos.

Los cálculos aquí mostrados se realizaron para cada uno de los servicios auxiliares que se necesita emplear, para la operación de un equipo en particular.

3.4.1 Cálculo de Agua de Enfriamiento.

Condiciones de suministro: 3.9 Kg/cm² a 32 °C (56 psig, 89.6 °F)

Condiciones de retorno: 2.5 Kg/cm² a 40.7°C (36 psig a 105.2 °F)

En base a la simulación previa para el enfriador EA-702 (ver anexo B), se obtiene el valor carga térmica para el enfriador EA-702, que es el calor total transferido en esta unidad, como se puede observar en la tabla (54):

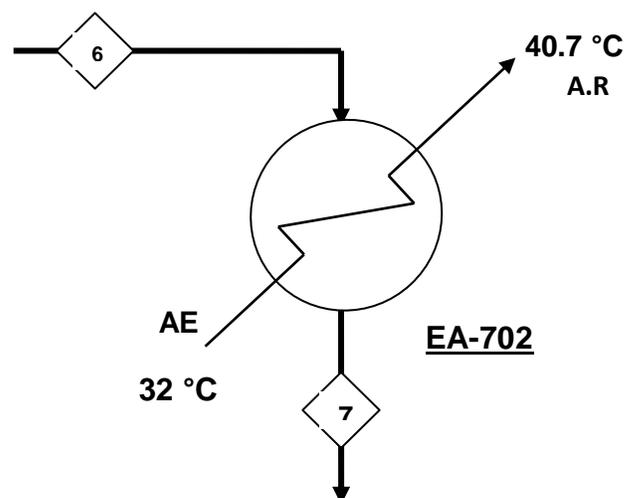


Fig (3.42) Consumo de Agua de Enfriamiento para el EA-702 de la Propuesta de Mejora I.



Clave	Equipo	T _{entrada} (°C)	T _{salida} (°C)	Carga Térmica (MMKcal/hr)
EA-702	Enfriador de gas amargo	32	40.7	0.0657

Tabla (3.26). Características para el condensador EA-702.

De acuerdo con los principios básicos de transferencia de calor, el calor que se transfiere del cuerpo mas caliente al más frío puede representarse para nuestro caso de la siguiente manera:

$$Q_{Mezcla} = Q_{Agua} \quad \text{Ecuación (51)}$$

El calor latente que pierde la mezcla de hidrocarburos es igual al calor sensible que gana el agua, y la ecuación queda de la siguiente manera:

$$Q_{\lambda_MEZCLA} = Q_{S_AGUA} \quad \text{Ecuación (52)}$$

$$W_{MEZCLA} (H_2 - H_1)_{MEZCLA} = W_{AGUA} (C_p)_{AGUA} (T_{salida} - T_{entrada})_{AGUA} \quad \text{Ecuación (53)}$$

Para la determinación del consumo de agua de enfriamiento para este intercambiador de calor de la ec (53) se despejó el flujo másico del agua:

$$W_{AGUA} = \frac{Q_{T_deMEZCLA}}{(C_p)_{AGUA} (T_{salida} - T_{entrada})_{AGUA}} \quad \text{Ecuación (54)}$$

Se sustituyen los valores de la tabla (29) en la ec (54):

$$W_{AGUA} = \left[\frac{0.0657 \text{ MMKcal}}{\left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} * \text{hr} * ^\circ\text{C}} \right) (32^\circ\text{C} - 40.7^\circ\text{C})} \right] * 10^6$$

$$W_{AGUA} = 7551.724 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$



Para determinar el flujo volumétrico consumido se substituyó el flujo másico del agua en la siguiente ecuación:

$$Q_{AGUA} = \frac{W_{AGUA}}{\rho_{AGUA}} \quad \text{Ecuación (55)}$$

$$Q_{AGUA} = \frac{7551.724 \frac{Kg}{hr}}{995.026 \frac{Kg}{m^3}}$$

$$Q_{AGUA} = 7.589 \frac{m^3}{hr} \Rightarrow 126.5 \text{ LPM}$$

3.4.2 Cálculo del Gas Combustible.

Previa simulación para el quemador BA-701 (ver anexo B), se obtuvo el valor de la carga térmica a la cual opera este, como se puede observar en la tabla (3.27):

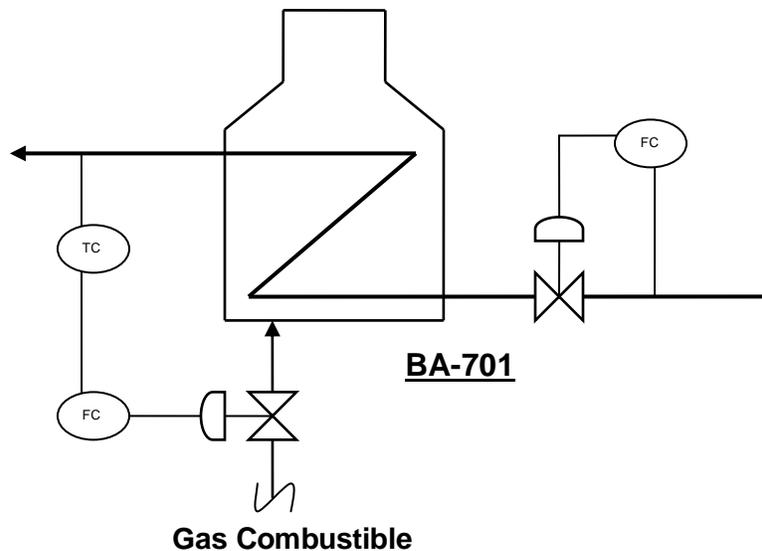


Fig (3.43) Consumo de Gas Combustible para el BA-701

Para la determinación del consumo de gas combustible, se tomaron en cuenta los siguientes datos:



Clave	Equipo	Carga Térmica (MMKcal/hr)	Eficiencia del Rehervidor (%)	Poder Calorífico (Kcal/m ³)
BA-701	Calentador a fuego directo	14.516	80	8 500

Tabla (3.27). Características para el quemador BA-701.

Sustituyendo lo anterior en la siguiente ecuación:

$$\text{Consumo de Gas Combustible} = \frac{Q_T \text{ del Calentador}}{n_{BA} * PCI} \quad \text{Ecuación (56)}$$

$$\text{Consumo de Gas Combustible} = \left[\frac{14.516 \frac{\text{MMKcal}}{\text{hr}}}{(0.8) \left(8\,500 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3} \right)} \right] * 10^6$$

$$\text{Consumo de Gas Combustible} = 2\,135 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

3.4.3 Cálculo de la Energía Eléctrica.

Para determinar el consumo de energía eléctrica de las bombas, se procedió a calcular la potencia del motor de la manera siguiente:

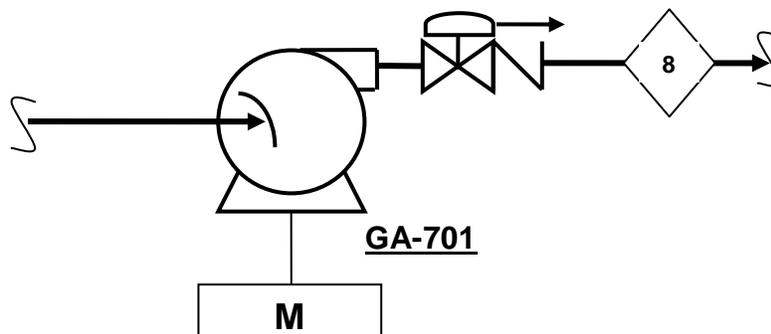


Fig. (3.44) Consumo de Energía Eléctrica para la GA-701.



$$BHP_{MOTOR} = \frac{Q \cdot \Delta P}{1714 \cdot \eta_{motor}} \tag{Ecuación (57)}$$

Considerándose una eficiencia del motor del 91 %.

Sustituyendo valores en la ecuación (57):

$$BHP_{MOTOR} = \frac{95.476 \text{ GPM} \cdot \left(91.02 \frac{lb}{in^2} - 19.20 \frac{lb}{in^2} \right)}{1714 \cdot 0.91}$$

$$BHP_{MOTOR} = 36.628 \Rightarrow 40 \text{ BHP} \Rightarrow 30 \text{ Kw}$$

Donde el valor resultante es llevado a una potencia comercial para el motor, y a partir de este valor se establecen los Kw que consume el motor de la bomba.

3.4.4 Cálculo del Vapor Motriz.

Condiciones de suministro: Vapor de Media Presión de 19 Kg/cm² a 330 °C (270.24 psig a 626 °F)

Condiciones de retorno: Vapor de Baja presión de 3 Kg/cm² a 281°C (42.67 psig a 537°F):

Clave	Equipo	Potencia del motor (BHP)	RPM
GA-704	Bombeo de Producto de Fondos de DA-701	435	1800

Tabla (3.28).Características para el motor de la bomba GA-701.

Tomando como datos de entrada la presión a la cual es suministrado el vapor al motor de la bomba, y la presión de salida del vapor, se localizan estos puntos en la fig (3.45), tomando la lectura de las entalpías a dichas presiones:



Entalpía de entrada H_1 :	1333.957	BTU/lb.
Entalpía de salida H_2 :	1179.046	BTU/lb.
<hr/>		
Energía Total:	152.910	BTU/lb.

Con los datos requeridos por la bomba, que se muestran en la tabla (3.28) se seleccionó la curva adecuada a las características de ésta, intersectando la eficiencia con la potencia de la bomba en la figura (3.46):

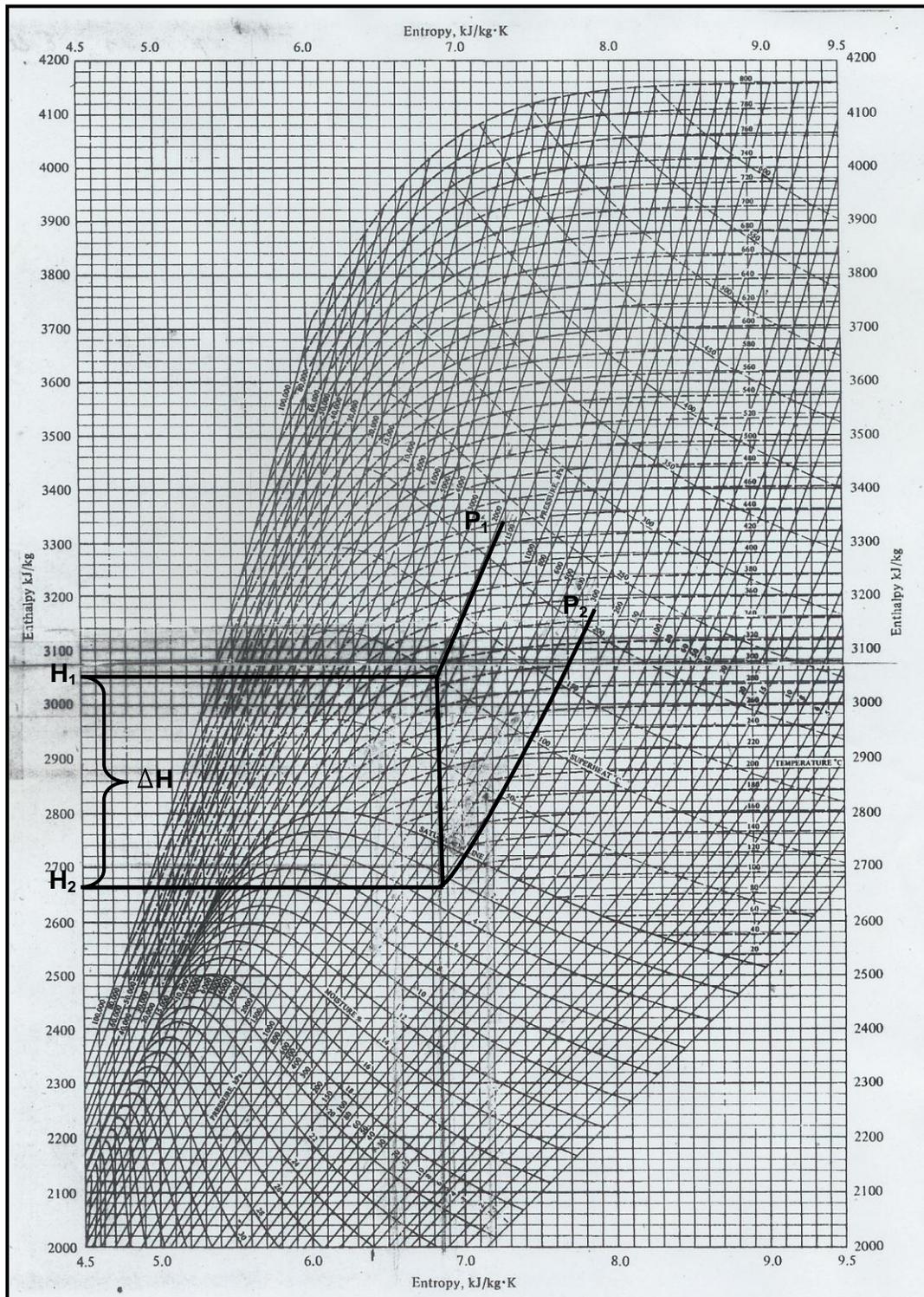


Fig. (3.45). Diagrama de Mollier para el agua.



A: 435 BHP } Curva No. 10 de 300 PSI a 1800 RPM
 1800 RPM } No Condensación; Eficiencia: 27.5 %
 300 PSIG }

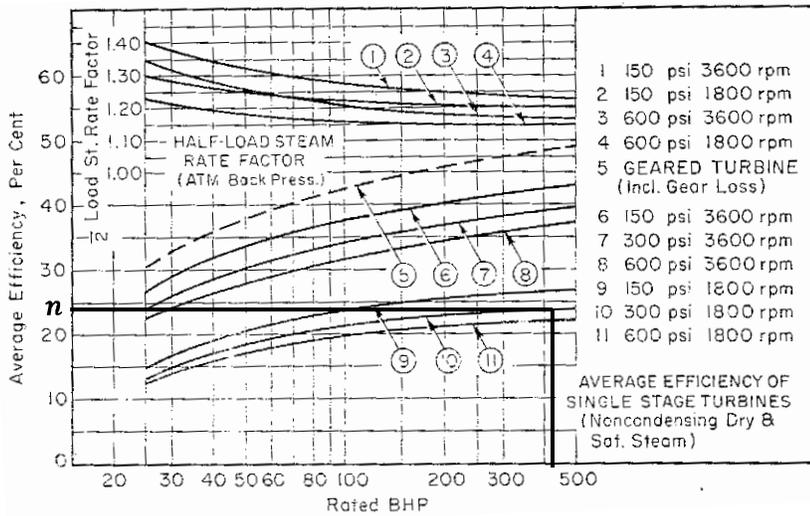


Fig. (3.46). Curvas para determinar la eficiencia de las turbinas de etapas simples.

Determinación del flujo actual de vapor:

$$\text{Flujo Actual de Vapor} = \frac{2544}{(H_2 - H_1)(\text{eficiencia})} \quad \text{Ecuación (58)}$$

$$\text{Flujo Actual de Vapor} = \frac{2544}{(152)(0.275)}$$

$$\text{Flujo Actual de Vapor} = 59.7177 \frac{\text{lb}}{\text{HP hr}}$$

Cálculo de la carga completa de vapor:

$$\text{Carga Completa} = (\text{Flujo actual de vapor})(\text{HP}) \quad \text{Ecuación (59)}$$

$$\text{Carga Completa} = \left(59.7177 \frac{\text{lb}}{\text{HP hr}} \right) (435 \text{ HP})$$



$$Carga\ Completa = 25977.215 \frac{lb\ vapor}{hr}$$

Cálculo de la entalpía de salida del vapor:

$$H_F = H_2 - [(H_2 - H_1)(eficiencia)] \quad \text{Ecuación (60)}$$

$$H_F = 1333 \frac{BTU}{lb} - \left[\left(1333 \frac{BTU}{lb} - 1179 \frac{BTU}{lb} \right) (0.275) \right]$$

$$H_F = 1291.356 \frac{BTU}{lb}$$

En base a la entalpía de salida del vapor, y mediante la curva isoentrópica de operación de la turbina de la fig. (3.45), se intersecta este valor con la curva tomando la lectura del valor de la temperatura en ese punto:

$$H_F = 1291.356 \frac{BTU}{lb} \Rightarrow T_{sal} = 542^\circ F$$

El cálculo para la determinación del consumo de vapor motriz se realizó solamente para las bombas de los productos de domos y fondos de las columnas de fraccionamiento para ambas propuestas de mejora.



**CAPÍTULO IV. COMPARACIÓN TÉCNICA DE LAS
ALTERNATIVAS PROPUESTAS CON EL CASO
BASE EL CUAL SE ENCUENTRA ACTUALMENTE
EN OPERACIÓN.**



4.1 Comparación técnica desde el punto de vista de diseño de equipo.

En base a los resultados obtenidos, de las simulaciones para cada modelo de separación de ambas Propuestas de Mejora, y previo dimensionamiento del equipo principal que las integran, tal y como se realizó en el Capítulo III, se muestra una variación respecto a la cantidad y dimensiones obtenidas respecto al Caso Base.

Esto es debido a la variación en las condiciones de operación con las cuales se diseñaron los nuevos esquemas de separación respecto al original.

El efecto es en general un aumento en los parámetros de Temperatura y Presión, que mejorarían notablemente la Sección, así como también, la introducción de nuevo equipo de proceso que garantiza las especificaciones de los productos finales, proporcionando beneficios adicionales respecto al Caso Base.

Las anteriores, son las principales características que diferencian al Caso Base de la Propuesta de Mejora I.

La primera comparación realizada es en base a estos dos esquemas de procesamiento.

Esta comparación comienza con la primera etapa de separación, en la cual es obtenida la mayor parte de los gases ligeros (o amargos) que inicialmente se introdujeron como alimentación a la primera etapa de separación:

Características		Caso Base			
Equipo		Torre Agotadora			
Clave		DA-701			
Diámetro (mm)		2400			
Longitud (mm)		10668			
Otra característica		Plato 1		Plato 10	
Temperatura (°C)	Presión (kg/cm ²)	163	6.32	163	6.46

Tabla (4.1). Dimensiones para el equipo de la primera etapa de separación del Caso Base.



Propuesta de Mejora I			
Tanques Flash			
FA-701		FA-702	
2286		4572	
1067		1829	
Sin Malla		Con Malla	
162	1.35	38	1.0

Tabla (4.2). Dimensiones para el equipo de la primera etapa de separación de la Propuesta de Mejora I.

Como puede observarse en las tablas (4.1) y (4.2), la primera etapa de separación para el Caso Base es realizada por una Torre Agotadora, esta operación puede ser realizada por la sustitución de esta por dos tanques de flasheo que realicen la misma operación de remoción de gases ligeros en sus dos etapas de separación.

Una de las ventajas que proporciona este cambio es precisamente la operación de una Torre Agotadora que emplea grandes cantidades de vapor de agotamiento (4876 Kg/hr) y calentamiento para su operación, por dos recipientes que tienen aproximadamente el mismo grado de remoción de gases ligeros.

A demás, el consumo de energía necesario para la operación de este es notablemente mayor.

Características	Caso Base		Propuesta de Mejora I	
	Condensador de DA702	Enfriador de gas	Enfriador de gas	Enfriador de gas
Clave	EA-703	EA-708	EA-702	EA-705
Q_T (MMkcal/hr)	3.62	0.0108	0.065	0.07

Tabla (4.3). Comparación del consumo de energía del equipo de la Propuesta de Mejora I respecto al del Caso Base.

Como se puede observar en la tabla (4.3), es necesario emplear mayor energía de condensación para entregar la carga de gases ligeros procedente de la Agotadora, que la correspondiente empleada por parte de la Propuesta de Mejora I.



Esto es debido a una disminución en las condiciones de operación bajo las cuales es obtenida la carga de gases ligeros por parte de la Propuesta de Mejora I.

El empleo de mayor energía para la condensación o enfriamiento de una determinada corriente implicaría el consumo de mayores cantidades de servicios auxiliares. Esto se explicara más a detalle en la siguiente sección.

La introducción de nuevo equipo de proceso que mitigue esta acción empleando aire en vez de agua para su funcionamiento proporciona grandes beneficios adicionales.

Sin embargo, debido a las condiciones tan bajas de presión a las cuales es obtenida la corriente de gases ligeros en la segunda etapa de separación de la Propuesta de Mejora I, fue necesario la introducción de un sistema de compresión para el mismo, esto con la finalidad de entregar la corriente de gas amargo a una presión adecuada en los L.B de la planta, para el posterior envío de esta corriente a la planta de tratamiento de gases.

Parte de este equipo adicional puede observarse en la siguiente tabla:

Características	Caso Base	Propuesta de Mejora I
Equipo	FA-703	FA-704
Descripción	Tanque Separador	Tanque Separador
Diámetro (mm)	1219	914
Longitud (mm)	3048	3048
Con Malla	Si	Si

Tabla (4.4). Equipo adicional de la Propuesta de Mejora I respecto a la del Caso Base.

Así mismo el consumo de energía para llevar acabo el acondicionamiento de los gases amargos sigue siendo mínimo, respecto a la empleada por el Caso Base para la entrega de los mismos.



Para ambos casos en cuestión, la carga resultante de la eliminación de la mayor parte de los gases ligeros, que consta básicamente de residuos de estos, Gasolina y Turbosina, es introducida a una Torre Fraccionadora para su separación, realizando esta operación de igual manera para ambos casos en cuestión:

Características		Caso Base				Propuesta de Mejora I			
Equipo		Torre Fraccionadora				Torre Fraccionadora			
Clave		DA-701				DA-701			
Diámetro (mm) D ₁ ---D ₂		1500---3206				3048----4114			
Longitud (mm)		21 945				30 179			
No. de Pasos		Uno		Dos		Dos		Dos	
Platos		1		26		1		26	
Temperatura (°C)	Presión (kg/cm ²)	2.46	96	2.67	271	2.5	210	2.85	279

Tabla (4.5). Comparación de las dimensiones de las Torres Fraccionadoras para la Propuesta de Mejora I respecto a las del Caso Base.

Como puede observarse en la tabla (4.5), en cuanto a la segunda y tercera etapa de separación para la obtención de los principales productos de interés, las diferencias son aún más notables. Estas se deben a un aumento mínimo en las condiciones de operación para la Torre Fraccionadora, así como también, la variación en algunos parámetros de diseño en la columna de la nueva Propuesta, que contribuyen al favorecimiento del proceso respecto al original.

Los parámetros de diseño que principalmente se tomaron en cuenta fueron principalmente:

- Contenido de H₂S en la gasolina.
- Aumento en la relación de Reflujo (L/R) en la Torre Fraccionadora.
- Mantenimiento en la especificación de la Gasolina y Turbosina, la cual esta basada en la curva ASTM D86.
- Disminución de la pérdida de Gasolina en el producto de domos.



Para la obtención de mayores cantidades de Gasolina (128 Kgmol/hr) es necesario controlar el flujo de gases ligeros en la corriente de la misma, regresando pequeñas fracciones del gas amargo a su corriente de origen, con la debida precaución de no mandar fracciones gasolina, para no registrar perdidas de este producto en el gas.

Con la finalidad de fraccionar un mayor contenido de este combustible (111kgmol/hr) para obtenerlo como producto de domos, se incrementa la relación de reflujo en la Torre para realizar una mayor separación de este producto, incrementando la capacidad de separación dentro de la columna y por consiguiente las dimensiones de la misma.

Lo anterior es necesario, ya que, a medida que se incrementan los requerimientos de flujo molar en la gasolina, la especificación de la misma tiende a variar, registrándose un aumento en la misma.

La especificación a la cual es obtenida debe estar comprendida entre los 180°C para la Gasolina y 199/200°C para la Turbosina en base a la curva de ASTM D86.

Sin embargo, el aumento en la relación de reflujo no debe realizarse tan deliberadamente, ya que ligeros aumentos en el mismo, conlleva al aumento considerable en las dimensiones de la Torre:

Relación de Reflujo (L/R)	T _f Gasolina (°C)	T _f Turbosina (°C)	W Gasolina (Kgmol/hr)	D ₁ -----D ₂ (mm)
2.0	180.6	196.0	114	2286---3353
2.5	180.3	198.4	120	2591---3505
3.0	180.2	198.2	124	2743---3658
3.5	180.3	199.5	128	3048---3810
4.0	180.7	200.4	134	3200—3962

Tabla (4.6). Efecto en la variación de la relación de reflujo en el diámetro de la DA-701 para la Propuesta de Mejora I.



Como puede observar en la tabla (4.6), para aumentar el flujo molar en la corriente de gasolina es necesario incrementar la relación de reflujo en la Torre para mantener la especificación del combustible. El D_1 y el D_2 , son los diámetros que se registran para la sección de rectificación y de agotamiento respectivamente.

Una temperatura menor a 198°C para el corte del producto de fondos, significaría la pérdida de gasolina en esta corriente.

Por lo cual, la variación de la relación de reflujo termina cuando ya no se registran variaciones considerables en cuanto a flujo y especificación de Gasolina.

En cuanto al consumo de energía por parte de los periféricos de la misma también se registran variaciones. Esto es debido a un ligero aumento en cuanto a la presión de operación dentro de la Torre. La temperatura dentro de la misma también aumenta, ya que necesita mayor calor dentro de la columna para lograr la separación requerida de una mayor cantidad de hidrocarburos pesados que se rectifican en esta sección de la Torre:

Características	Caso Base		Propuesta de Mejora I	
	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos
Clave	EA-705	BA-702	EC-702	BA-701
Q_T (MMkcal/hr)	1.99	8.34	10.17	14.51

Tabla (4.7). Comparación del consumo de energía del equipo periférico de la Torre Fraccionadora de la Propuesta de Mejora I respecto al del Caso Base.

Como puede observarse en la tala (4.7), los consumos de energía por parte de la Mejora I son notablemente mayores respecto al Caso Base.



Los aumentos registrados por el condensador de la Mejora I son debidos a que esta, necesita condensar una mayor cantidad de hidrocarburos de la gasolina, como producto de domos, incrementando más la temperatura en este punto respecto a la del Caso Base.

Este requerimiento mayor de energía por parte de la Mejora I, es mitigado por la sustitución de un enfriador convencional, que emplea agua su funcionamiento, por un Aéroenfriador. Como ya se había mencionado anteriormente, este solo emplearía aire para su funcionamiento, el suficiente para enfriar la corriente del producto de domos.

Sin embargo, el aumento en los requerimientos por parte del rehervidor de la Torre tiene otra función principal.

Este, además de aumentar y procurar la temperatura necesaria para el fraccionamiento adecuado de toda la carga, proporciona el calor necesario para la integración térmica de los calentadores para las secciones de separación anteriores.

Esto es benéfico, ya que se aprovecha el calor de la corriente proveniente del producto de fondos de la Torre en el calentamiento de corrientes anteriores, de no aprovechar el calor de esta corriente de producto sería necesaria la introducción de equipos de intercambio térmico que realicen esta operación, consumiendo vapor de calentamiento para su funcionamiento.

El aumento en la temperatura de la corriente de salida del producto de fondos en la Torre, no se realizó tan deliberadamente. Ya que para el aumento de la misma, es necesario incrementar la presión a la cual opera dicha Torre, incrementando los requerimientos de energía para el enfriamiento de las corrientes de los productos de domos y fondos de esta. Además de aumentar el consumo de gas combustible



que necesitaría quemar este rehervidor, para garantizar la temperatura requerida en el fondo y para el buen funcionamiento del mismo.

La integración térmica se estableció de manera que el intervalo de temperaturas entre las corrientes que se calientan y las que se enfrían no fuera muy grande entre las mismas. Ya que de ser así, el sistema estaría quedando muy restringido para la transferencia de calor entre las corrientes de mayor temperatura hacia las de menor, no pudiendo garantizar la temperatura de salida en estas, modificando el porcentaje de vaporización que tienen.

Lo anterior es muy importante, debido a que el grado de vaporización de algunas de las corrientes que se precalientan debe ser el adecuado, ya que este favorece en la separación de los diversos productos en diferentes etapas de la separación.

Esto puede ser visualizado en la tabla siguiente:

Variables		Producto de 2ª etapa de separación	Corriente de Producto final de DA-701	
Temperatura (°C)	Q_T (MMkcal/hr)	W gasolina en gas kgmol/hr	W H ₂ S en gasolina kgmol/hr	% mol de H ₂ S en gasolina
180	8.75	0.342	1.79	1.04
170	0.02	0.352	1.91	1.50
160	7.30	0.360	2.09	1.63
150	6.59	0.366	2.30	1.80

Tabla (4.8). Variación del contenido de H₂S en el producto final, respecto a la temperatura de calentamiento en la Propuesta de Mejora I.

Disminuyendo la temperatura en el precalentamiento de la alimentación a la primera etapa de separación, aumenta el contenido de H₂S y por consiguiente el



% mol de este en la gasolina como producto final. Así como también, se registrarían pérdidas de cantidades de gasolina, aumentando el contenido esta, a medida que el calentamiento es menor, en la corriente de gases ligeros.

Esto se debe a que la primera etapa de separación, tiene por finalidad la remoción de la mayor parte del contenido de gases ligeros o amargos que inicialmente se alimentaron, y una variación en la temperatura a la cual se introduce esta al primer recipiente de flasheo, modificaría las cantidades de vapor y líquido que se tendrían que separar en su operación, para la obtención de sus respectivos productos.

Obteniendo como resultado una mayor cantidad de H_2S en la corriente de alimentación a la Torre, aumentando el contenido del mismo en la gasolina como producto final.

Debido a la importancia en el precalentamiento de esta corriente, se tomó como base para el establecimiento de las temperaturas en el intercambio térmico.

Este quedó establecido en base a los resultados de la tabla siguiente:

T de entrada (°C)	EA-703 T1---T2	$T_{salida}=T_{entrada}$ (°C)	EA-701 T1---T2	T final de salida (°C)
279.68	162.3----200	240.98	47---170	109

Tabla (4.9). Temperaturas establecidas para el intercambio térmico con la corriente de fondos de DA-701, en la Propuesta de Mejora I.

Donde se muestra, que por conveniencia, la temperatura en el calentamiento de la corriente que se alimenta a la primera etapa de separación queda establecida en 170 °C.



Esto es, por que si se precalentara a 180°C , teniendo una diferencia de 10°C , habría un cruce de temperaturas muy alto respecto a la temperatura de salida del precalentamiento anterior, modificando la temperatura de alimentación a la Torre Fraccionadora.

El efecto sería una disminución en el porcentaje de vaporización al cual se introduce la alimentación a la columna, disminuyendo la capacidad de separación por parte de la Torre, siendo necesario proporcionar mas energía a la misma, aumentando la carga térmica del rehervidor de fondos.

Realizar esta acción implicaría aumentar la presión de operación en la Torre Fraccionadora, así como también proporcionar mayores cantidades de gas combustible para la adecuada operación del rehervidor.

Debido a lo anterior la integración térmica quedo establecida de esta manera.

Por ultimo, en cuanto a la energía consumida para el enfriamiento de las corrientes de producto, se tiene contemplados los siguientes requerimientos:

Características	Propuesta de Mejora I		
	Caso Base	Propuesta de Mejora I	
Equipo	Enfriador de Fondos de DA-701	Enfriador de Fondos de DA-701	Enfriador de Gasolina
Clave	EA-707	EA-706	EA-704
Q_T (MMkcal/hr)	4.91	0.82	0.25

Tabla (4.10). Comparación del consumo de energía para el enfriamiento de las corrientes de producto final de la Propuesta de Mejora I respecto al del Caso Base.

Como puede observarse en la tabla (4.10), el consumo de energía por parte de los enfriadores la Propuesta de Mejora I es menor que el registrado por el Caso Base. Esto es benéfico ya que se registrarían menores consumos de servicios auxiliares para la obtención de los productos aún a condiciones más elevadas respecto al Caso Base.



El consumo de energía se compensa con la introducción de un aéroenfriador para el enfriamiento del producto de fondos de la Torre.

Además, la introducción de un nuevo enfriador que garantice la temperatura de entrega de la gasolina en L. B. no causa alteraciones considerables.

La introducción de este equipo nuevo de proceso hace posible estas diferencias.

Sin embargo, para la obtención de los productos de interés en un determinado proceso, no solo deben tomarse en cuenta como puntos principales la cantidad de equipo empleado para el procesamiento y obtención de los productos. Se puede emplear incluso menor equipo para la obtención del mismo rendimiento de productos con las mismas especificaciones.

La diferencia radica en la variación de los costos operacionales que tendrían que realizarse para la obtención de los productos con determinado equipo y ciertas condiciones de operación.

Lo anterior puede ser visualizado con la comparación resultante de la Propuesta de Mejora II respecto al Caso Base.

La característica principal de este segundo esquema de separación propuesto es, que para la obtención de los tres productos principales de interés, en este se emplea un solo equipo de separación. Este equipo de separación es en particular una Torre de Fraccionamiento, que en funcionamiento, tiene la misma finalidad que la Torre del Caso Base.

En esta propuesta, a diferencia del Caso Base y de la Mejora I que realizan primero la separación de los gases ligeros o amargos en determinados equipos empleados solo para este fin, realiza la remoción de estos gases amargos en el mismo equipo en el cual se obtiene la gasolina como producto final:



Características		Caso Base				Propuesta de Mejora II			
Equipo		Torre Fraccionadora				Torre Fraccionadora			
Clave		DA-701				DA-701			
Diámetro (mm) D ₁ ---D ₂		1500---3206				3962----5029			
Longitud (mm)		21 945				29 569			
No. de Pasos		Uno		Dos		Dos		Dos	
Platos		1		26		1		26	
Temperatura (°C)	Presión (kg/cm ²)	2.46	96	2.67	271	3.5	219	3.85	294

Tabla (4.11). Comparación de las dimensiones de las Torres Fraccionadoras para la Propuesta de Mejora II respecto a las del Caso Base.

Como puede observarse en la tabla (4.11), la separación total de todos componentes de interés en una sola Torre de Fraccionamiento, implicaría la adquisición de un equipo de estos con dimensiones considerablemente mayores respecto a la del Caso Base.

Para llevar acabo la separación adecuada de los tres componentes de interés, deben ajustarse parámetros de diseño en la Torre. La variación de estos se realiza de igual manera que los ya expuestos anteriormente para el caso de la Propuesta de Mejora I.

Sin embargo, aunque los rendimientos obtenidos de Gasolina con este esquema de separación son ligeramente mayores, los ajustes para las dimensiones de la columna son más considerables.

El aumento en la relación de reflujo para incrementar la capacidad de rectificación de gasolina en esta sección de la Torre es uno de ellos. Ya que hora, hay que realizar la separación de los compuestos de gasolina de mayores cantidades de gases amargos en la columna.



Además de cuidar y mantener la especificación adecuada a la que es obtenida esta.

El aumento en la presión de operación dentro de la Torre favorece la separación de la mayoría de estos últimos como producto de domos.

El incremento en la presión de operación de la Torre trae como consecuencia el aumento en la temperatura de operación para los domos y fondos de la misma.

A su vez, esto se ve reflejado en los requerimientos de energía necesarios por los periféricos en la Torre, para la condensación de sus productos y para el calentamiento de la misma, esto puede visualizarse mejor en la siguiente tabla:

Características	Caso Base		Propuesta de Mejora II	
	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos
Clave	EA-705	BA-702	EC-701	BA-701
Q_T (MMkcal/hr)	1.99	8.34	14.96	20.85

Tabla (4.12). Comparación del consumo de energía de los periféricos de la Propuesta de Mejora II respecto al del Caso Base.

Donde puede observarse que el consumo de energía necesario para llevar a cabo la operación adecuada en los periféricos de la Torre supera en gran valor a lo registrado para el Caso Base.

El empleo de un aerofriador para la condensación de los productos de domos, amortigua los requerimientos de energía y agua de enfriamiento en este punto, sin embargo, el empleo por el calentador a fuego directo implicaría un aumento necesario en el consumo de gas combustible para su funcionamiento.

En cuanto a los gases obtenidos como producto de domos de la Torre, debido a la relativa baja presión a la cual son obtenidos estos, es necesario la introducción de un sistema de compresión para la entrega de los mismos con la presión adecuada en L.B., ya que estos serán enviados a la planta de Tratamiento de Gases.

Parte de este equipo adicional puede observarse en la siguiente tabla:



Características	Propuesta de Mejora II		
Equipo	FA-702	FA-703	FA-704
Descripción	Tanque Separador	Tanque Separador	Tanque Separador
Diámetro (mm)	1067	1067	1067
Longitud (mm)	3048	3048	2348
Con Malla	Si	Si	Si

Tabla (4.13). Equipo adicional de la Propuesta de Mejora II respecto a la del Caso Base.

Así mismo el consumo de energía para llevar acabo el acondicionamiento de los gases amargos respecto a la empleada por el caso base para la entrega de los mismos puede observarse en la siguiente tabla:

Características	Caso Base	Propuesta de Mejora II	
Equipo	Enfriador de gas amargo	Enfriador de gas amargo	Enfriador de gas amargo
Clave	EA-708	EA-702	EA-703
Q_T (MMkcal/hr)	0.010	0.143	0.095

Tabla (4.14). Consumo de energía para el acondicionamiento del gas amargo en la Propuesta d Mejora II.

Como puede observarse, es necesario emplear mayor energía para acondicionar la carga de gases amargos en la Propuesta de Mejora II respecto al Caso Base.

Esto se debe en parte a que la corriente de gases amargos es obtenida del acumulador de la Torre a una temperatura muy elevada. Podría decirse, que aproximadamente es el doble respecto a la obtenida en la Torre Agotadora del Caso Base, aumentando la energía necesaria para condensar esta carga después de la primera y segunda etapa de compresión para la misma, ya que se registran



algunas alteraciones en los valores de la temperatura al efectuar la operación de compresión.

Finalmente, en cuanto a la energía empleada para el acondicionamiento de los productos finales en L.B., se tiene lo siguiente:

Características	Caso Base	Propuesta de Mejora II	
	Enfriador de Fondos de DA-701	Enfriador de Fondos de DA-701	Enfriador de Gasolina
Clave	EA-707	EA-706	EA-704
Q_T (MMkcal/hr)	4.91	0.813	0.33

Tabla (4.15). Comparación del consumo de energía para el enfriamiento de las corrientes de producto final de la Propuesta de Mejora II respecto al del Caso Base.

Como puede observarse en la tabla (4.15), la energía necesaria para enfriar los productos provenientes de la Torre en la propuesta de Mejora II son menores respecto a las registradas para el Caso Base.

Parte de la energía empleada para el enfriamiento de la carga es compensada por el empleo de un aroenfriador en los fondos de la Torre, aún cuando la carga proveniente de los mismos viene con una temperatura mayor respecto a los dos casos anteriores.

En general, para esta Propuesta de Mejora puede decirse que aumenta el rendimiento de gasolina obtenida mediante este esquema de procesamiento debido al aumento en las condiciones de operación y por consiguiente de las dimensiones del equipo empleado, aún utilizando un solo equipo de separación.

Esto puede visualizarse de mejor manera realizando la comparación de la Propuesta de Mejora I respecto a la II, ya que permitirá observar la variación de



las dimensiones y consumo de energía ante la obtención de un mayor rendimiento de gasolina, respecto a lo obtenido del caso original.

Tomando en cuenta que para ambos casos de operación, se realiza un fraccionamiento de la carga para la obtención del gas amargo, gasolina y turbosina como los tres productos principales:

Características		Propuesta de Mejora I				Propuesta de Mejora II			
Equipo		Torre Fraccionadora				Torre Fraccionadora			
Clave		DA-701				DA-701			
Diámetro (mm) D ₁ ---D ₂		3048----4114				3962----5029			
Longitud (mm)		30 179				29 569			
No. de Pasos		Dos		Dos		Dos		Dos	
Platos		1		26		1		26	
Temperatura (°C)	Presión (kg/cm ²)	2.5	210	2.85	279	3.5	219	3.85	294

Tabla (4.16). Comparación de las dimensiones de las Torres Fraccionadoras para la Propuesta de Mejora I respecto a la Propuesta de Mejora II.

Como puede observarse en la tabla (4.16) las dimensiones de la Torre para la operación de la Propuesta de Mejora II son mayores que las registradas para el caso de la Propuesta I.

Una de las principales diferencias radica en el grado de separación realizado en cada caso, así como también, de las características de la alimentación para ambas Torres, teniendo en cuenta que un alto contenido de gases ligeros en la misma puede afectar la separación adecuada de la gasolina respecto a la turbosina.



En el caso de la Propuesta de Mejora I, la remoción de la mayor parte de los gases amargos en una primera etapa de separación favorece la operación de su Torre Fraccionadora, ya que permite la separación de la gasolina respecto a la turbosina sin variaciones considerables en las dimensiones del equipo, así mismo, al tener menor contenido de gases ligeros, el consumo de energía en los periféricos de la columna disminuyen.

Esto se debe principalmente a su muy bajo punto de ebullición, ya que el tener un alto contenido de estos gases amargos (o ligeros) como producto de domos en la Torre, disminuye la temperatura de condensación para los mismos, siendo necesario incrementar la presión de operación en la columna, para que aumente la temperatura de operación y la de salida de estos gases amargos como producto, y permita el empleo de agua o aire como medio de enfriamiento para la condensación de los mismos.

Tal es el caso de la Propuesta de Mejora II que a diferencia de la I, realiza la separación completa de los tres productos principales de interés, incluyendo a los gases ligeros, empleando únicamente la Torre Fraccionadora.

Si embargo, aunque el efecto del aumento en la presión de operación en la Torre no sea muy notable, las dimensiones en la misma si lo son, ya que para realizar la separación de todos los gases ligeros que inicialmente se introdujeron como alimentación respecto a la gasolina, y obtener la mayor parte de los componentes de esta como producto, hay que realizar aumentos en la relación de reflujo en la Torre, con la finalidad de incrementar la capacidad de rectificación de estos dos productos en la misma, sin tener pérdidas del combustible en la turbosina como producto de fondos. Este aumento también aplica para la sección de agotamiento. El efecto en el aumento de las dimensiones de la Torre Fraccionadora también puede observarse en cuanto a los rendimientos de gasolina obtenidos mediante ambos esquemas de separación.



Al aumentar las dimensiones de la Torre de la Mejora II, se incrementa la capacidad para la rectificación de mayores cantidades de gasolina en esta sección de la Torre. Y aunque la variación de los rendimientos obtenidos de la Mejora II respecto a la I no sean tan grandes, no es considerable la pérdida de tan solo 6 Kgmol/hr en la Propuesta de Mejora I, ya que para la recuperación de los mismos, implicaría un aumento considerable en las dimensiones, incrementando de la misma manera los costos de adquisición de este equipo.

En cuanto a la variación de los consumos de energía para ambas Propuestas de Mejora, esta puede observarse en la tabla (4.17):

Características	Propuesta de Mejora I		Propuesta de Mejora II	
	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos
Clave	EC-702	BA-702	EC-701	BA-701
Q_T (MMKcal/hr)	10.17	14.51	14.96	20.85

Tabla (4.17). Comparación del consumo de energía de los periféricos de la Propuesta de Mejora I respecto a la Propuesta de Mejora II.

De manera que, al realizarse una mayor separación en la Torre Fraccionadora de la Propuesta de Mejora II, y al ligero aumento en la presión de operación, incrementa la energía necesaria para enfriar el producto de domos en esta Torre, así como también, requiere mayor energía para realizar el calentamiento de la Torre por parte del rehervidor de fondos en esta propuesta de Mejora respecto a lo que se registra por parte de la Mejora I.



De manera resumida, con la finalidad de observar los consumos energéticos globales que son requeridos por el Caso Base, Propuesta de Mejora I y II para el enfriamiento de sus corrientes, se efectuó una evaluación del consumo de energía total para cada caso, tomando en cuenta los datos contenidos en las siguientes tablas:

Clave	Servicio	Carga Térmica (MMKcal/hr)
EA-703	Condensador de Torre Agotadora	3.26
EA-705	Condensador de Torre Fraccionadora	1.99
EA-707	Enfriador de Fondos de Torre Fraccionadora	4.91
EA-708	Enfriador de Gas Amargo	0.010
Consumo energético total		10.17

Tabla (4.18). Características de los Intercambiadores de Calor para el Caso Base.

Clave	Servicio	Carga Térmica (MMcal/h)
EA-702	Condensador de Tanque Flash	0.063
EA-703	Enfriador de Gas Amargo.	0.065
EA-705	Enfriador de Gasolina.	0.25
EA-706	Enfriador de Gas Amargo.	0.069
EA-707	Enfriador de Fondos de torre Fraccionadora.	0.82
Consumo energético total		1.267

Tabla (4.19). Características de los Intercambiadores de Calor para la Propuesta de Mejora I.



Clave	Servicio	Carga Térmica (MMKcal/h)
EC-701	Aéroeñriador de tanque Flash	0.66
EC-702	Aéroeñriador de Domos de Torre Fraccionadora.	10.17
EC-703	Aéroeñriador de Fondos de Torre Fraccionadora.	2.84
Consumo energético Total		13.67

Tabla (4.20). Características de los Aeroeñriadores para la Propuesta de Mejora I.

Clave	Servicio	Carga Térmica (MMKcal/hr)
EA-702	Condensador de Primera etapa de compresión.	0.14
EA-703	Condensador de Segunda etapa de compresión.	0.095
EA-704	Enfriador de gasolina.	0.009
EA-705	Enfriador de Gasolina.	0.39
EA-706	Enfriador de fondos de torre Fraccionadora.	0.81
Consumo energético Total		1.44

Tabla (4.21). Características de los Intercambiadores de Calor para la Propuesta de Mejora II.

Clave	Servicio	Carga Térmica (MMKcal/hr)
EC-701	Aéroeñriador de Domos de Torre Fraccionadora.	14.96
EC-702	Aéroeñriador de Fondos de Torre Fraccionadora.	4.57
Consumo energético Global		19.13

Tabla (4.22). Características de los Aeroeñriadores para la Propuesta de Mejora II.



Tomando en cuenta los consumos de energía registrados en las tablas anteriores, se sustituyeron en la siguiente fórmula para la determinación del consumo energético total para cada caso en particular, dando los resultados que se muestran en la tabla (4.23):

$$Q_{TT} = Q_{T. \text{ Intercambiadores}} + Q_{T. \text{ Aeroenfriadores}}$$

Donde:

Q_{TT} : Consumo Energético Total (Carga Térmica Total)

Q_{TI} : Consumo energéticos de los intercambiadores de calor

Q_{TA} : Consumo energético de los aeroenfriadores.

Consumo de Energía (MMKcal/hr)	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
	10.17	14.97	20.57

Tabla (4.23). Comparación del consumo energético total obtenido mediante los tres esquemas de separación.

Los consumos de energía aumentan del Caso Base a la Propuesta de Mejora II. Sin embargo, tomando en cuenta solamente la energía empleada por los intercambiadores de calor para el enfriamiento de corrientes de las Propuestas de Mejora I y II, son menores en comparación con los registrados para el Caso Base. Esto es favorable, ya que disminuye considerablemente el consumo de agua de enfriamiento empleado por estos equipos.

El consumo de energía total se hace mayor cuando se consideran los consumos energéticos de los aeroenfriadores, la introducción de equipos como los Aeroenfriadores minimizan el consumo energético de los intercambiadores de calor y así mismo el consumo de agua de enfriamiento, realizando la misma operación de enfriamiento empleando aire para su funcionamiento.



De manera global y en base a las comparaciones anteriormente realizadas se observa que, las variaciones (principalmente aumentos) respecto a las dimensiones de los equipos y los consumos energéticos, se registran en orden creciente del Caso Base a la Propuesta de Mejora II.

Los incrementos también se ven reflejados en cuanto a los consumos de energía que se requieren por parte de los periféricos en las Torres Fraccionadoras en cada uno de los esquemas de separación aquí comparados.

Las comparaciones anteriormente realizadas fueron solamente entre las variaciones registradas para los consumos de energía y dimensiones de equipo.

Realizar la comparación de las características de los productos obtenidos en cada Propuesta de Mejora respecto a las que se registran para los productos del Caso Base, proporcionará una mejor visualización acerca de los beneficios obtenidos al realizar la separación de la mezcla multicomponente en cada uno de los esquemas de separación.

Los parámetros comparativos de gran importancia que principalmente se toman en cuenta son:

- La recuperación en flujo molar de los tres productos principales Gas amargo, Gasolina y Turbosina.
- Flujo molar y %mol de Gasolina en la corriente de Gas amargo.
- Flujo molar y %mol de Gas Amargo en Gasolina.
- Porcentaje en mol (% mol) de H_2S en Gasolina.

La primera comparación en cuanto a las características de los productos se realiza en base a la corriente de Gas Amargo que se obtiene en cada uno de los esquemas de separación:



Capítulo IV



Component Rates		Caso Base		Propuesta de Mejora I		Propuesta de Mejora II
Stream	Name	Gas amargo a endulzamiento	Gas amargo a desfogue	Gas amargo a endulzamiento	Gas amargo a desfogue	Gas amargo a endulzamiento
	Description					
	Phase	Mixed	Vapor	Mixed	Vapor	Mixed
Temperature	C	39.000	44.394	45.000	71.025	38.000
Pressure	KG/CM2G	5.275	1.4	7.699	2.150	6.999
Molecular Weight		28.784	43.667	28.339	36.543	28.629
Component Molar Rates	KG-MOL/HR					
	H2	24.128	0.051	23.816	0.327	24.054
	H2S	17.447	0.932	16.302	0.651	16.893
	METHANE	12.376	0.136	11.970	0.347	12.213
	ETHANE	18.558	0.769	17.363	0.708	17.979
	PROPANE	18.624	1.612	16.831	0.737	17.687
	IBUTANE	6.931	0.841	6.065	0.309	6.725
	BUTANE	6.628	0.896	5.763	0.244	6.093
	CTE-138	0.063	0.021	0.063	0.013	0.068
	CTE-140	0.073	0.019	0.073	0.016	0.075
	CTE-145	0.038	0.006	0.037	0.009	0.036
	CTE-150	0.028	0.002	0.026	0.007	0.023
	CTE-154	0.023	0.001	0.021	0.007	0.016
	CTE-159	0.019	0	0.017	0.006	0.012
	CTE-163	0.017	0	0.015	0.006	0.008
	CTE-167	0.016	0	0.014	0.005	0.006
	CTE-172	0.016	0	0.013	0.004	0.004
	CTE-176	0.018	0	0.013	0.003	0.002
	CTE-180	0.013	0	0.009	0.001	0.001
	CTE-184	0.008	0	0.005	0.000	0.000
	CTE-188	0.006	0	0.004	0.000	0.000
	CTE-193	0.005	0	0.003	0.000	0.000
	CTE-197	0.006	0	0.003	0.000	0.000
	CTE-201	0.006	0	0.003	0.000	0.000
	CTE-205	0.003	0	0.002	0.000	0.000
	CTE-209	0.002	0	0.001	0.000	0.000
	CTE-213	0.001	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-218	0.001	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-226	0.001	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-238	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-251	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-263	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-273	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-281	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-288	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-296	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-308	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-323	0.000	0	0.000	0.000	0.000
	CTE-327	0.000	0	0.000	0.000	0.000
Total	KG-MOL/HR	108.147	5.286	98.434	3.400	101.895

Tabla (4.24). Flujo molar por componente del Gas amargo como producto obtenido en los tres esquemas de separación.

Como puede observarse en la tabla el producto de gases amargos en el Caso Base y en la Propuesta de Mejora I se obtiene de dos partes diferentes del proceso mientras que la obtenida por parte de la propuesta de Mejora II es en una sola corriente del proceso.

Esto es debido a que los gases amargos obtenidos en el caso Base y la Propuesta de Mejora I se realizan en una primera etapa de separación para su recuperación, mientras que en la Propuesta de Mejora II estos gases amargos son producto de una sola etapa de separación.



La variación en cuanto al flujo molar total del gas amargo en los tres esquemas de separación observarse en la siguiente tabla:

Corriente	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Gasolina (Kgmol/hr)	113.4	101.8	101.9

Tabla (4.25). Flujo molar del Gas amargo como producto, obtenido en los tres esquemas de separación.

La obtención de gas amargo mediante el Caso Base es mayor en comparación con el registrado para la Propuesta de Mejora I y II.

La obtención de gas amargo se basa principalmente en remover la mayor parte de H_2 , H_2S , CH_4 , C_2H_6 y C_3H_8 como producto de domos en cada una de las etapas de separación, como producto de domos de un tanque separador o de la columna de destilación. Uno de los principales problemas para la remoción de la mayor cantidad de estos componentes es que son fácilmente arrastrados junto con los compuestos de mayor punto de ebullición, tratar de remover la mayor parte de los gases ligeros puede ocasionar la pérdida de los primeros compuestos que forman parte de la gasolina, ya que son estos los componentes mas cercanos en cuanto al punto de ebullición en la mezcla.

La perdida de los componentes que forman parte de la gasolina en la corriente de gas amargo es observada en la siguiente tabla:

Corriente	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Gasolina en gas amargo (Kgmol/hr)	7.93	6.40	13.07

Tabla (4.26). Flujo molar de gasolina en la corriente de producto de gas amargo, obtenido mediante los tres esquemas de separación.

El flujo molar de gasolina que se pierde en el gas amargo como producto es mayor en la Propuesta de Mejora II respecto al del Caso Base y ambas respecto a la Propuesta de Mejora I.



La proporción de estos componentes en la corriente de gas amargo se puede observar en base al porcentaje que representa en este producto:

Corriente	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Gasolina en gas amargo (% mol)	7.0	6.3	12.8

Tabla (4.27). Porcentaje molar de la gasolina en la corriente de producto de gas amargo, obtenido mediante los tres esquemas de separación.

Estos componentes se encuentran en mayor proporción en la corriente de producto de la Propuesta de Mejora II respecto al Caso Base y ambas respecto a la Mejora I.

La segunda comparación se realiza en base las corrientes de producto que se obtienen de la gasolina, tal y como se muestran en la tabla (4.28).



Component Rates		Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Stream	Name	Gasolina	Gasolina	Gasolina
	Description			
	Phase	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	C	38	38	38
Pressure	KG/CM2G	3.500	4.900	4.900
Molecular Weight		103.948	123.671	125.206
Component Molar Rates	KG-MOL/HR			
H2		0.000	0.035	0.122
H2S		0.263	1.919	1.905
METHANE		0.006	0.201	0.296
ETHANE		0.166	1.422	1.452
PROPANE		1.105	3.770	3.466
IBUTANE		1.302	2.698	2.192
BUTANE		1.930	3.446	3.166
CTE-138		4.806	11.038	10.749
CTE-140		4.840	14.832	14.488
CTE-145		1.706	10.085	9.917
CTE-150		0.759	9.335	9.256
CTE-154		0.368	9.707	9.738
CTE-159		0.183	10.284	10.502
CTE-163		0.094	10.882	11.430
CTE-167		0.052	11.439	12.558
CTE-172		0.031	10.776	12.528
CTE-176		0.021	9.086	11.180
CTE-180		0.010	4.443	5.673
CTE-184		0.004	1.528	1.987
CTE-188		0.002	0.580	0.756
CTE-193		0.001	0.250	0.325
CTE-197		0.001	0.137	0.176
CTE-201		0.000	0.075	0.095
CTE-205		0.000	0.023	0.029
CTE-209		0.000	0.006	0.007
CTE-213		0.000	0.002	0.002
CTE-218		0.000	0.001	0.001
CTE-226		0.000	0.000	0.000
CTE-238		0.000	0.000	0.000
CTE-251		0.000	0.000	0.000
CTE-263		0.000	0.000	0.000
CTE-273		0.000	0.000	0.000
CTE-281		0.000	0.000	0.000
CTE-288		0.000	0.000	0.000
CTE-296		0.000	0.000	0.000
CTE-308		0.000	0.000	0.000
CTE-323		0.000	0.000	0.000
CTE-327		0.000	0.000	0.000
Total	KG-MOL/HR	17.649	128.000	134.000

Tabla (4.28). Flujo molar por componente de la Gasolina como producto, obtenida en los tres esquemas de separación.

El flujo molar de gasolina en cada esquema de separación es variable, aumentando la recuperación del combustible del Caso Base a la Propuesta de Mejora II.

Sin embargo, al igual que la corriente de producto de los gases amargos contiene una fracción de los componentes del combustible, una parte de estos gases se queda mezclada junto con la gasolina como producto y remover estas fracciones de gases podría implicar la pérdida del combustible. El contenido de gases ligeros



que se quedan mezclados junto con la gasolina como producto se puede observar en la siguiente tabla:

Corriente	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Gas amargo en gasolina (Kgmol/hr)	1.54	7.31	7.12

Tabla (4.29). Flujo molar de gas amargo en la corriente de producto de la gasolina, obtenido mediante los tres esquemas de separación.

El flujo molar de los gases amargos en las corrientes de gasolina como producto es menor en el Caso Base en comparación con ambas Propuestas de Mejora.

Mayores requerimientos de gasolina para ser fraccionada en la sección de rectificación aumenta el arrastre de los componentes de menor punto de ebullición junto con los componentes que forman parte del combustible.

Sin embargo, si se compara el porcentaje que representa del flujo de gas amargo en la corriente de gasolina como producto en cada uno de los esquemas de separación se observa lo siguiente:

Corriente	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Gas amargo en gasolina (% mol)	8.73	5.71	5.31

Tabla (4.30). Porcentaje molar de los gases amargos en la corriente de producto de la gasolina, obtenido mediante los tres esquemas de separación.

La proporción de los compuestos de gas amargo es mayor en la corriente de producto del Caso Base respecto al de la Propuesta de Mejora II y I.

Aunque el flujo molar de los componentes del gas amargo sea menor respecto a ambas Propuestas de Mejora, la proporción que estos componentes representan



en las diferentes corrientes de producto varían, ya que el flujo molar de la gasolina aumenta respecto al flujo original. Esto es debido a un mayor fraccionamiento en la torre fraccionadora como ya se había mencionado anteriormente.

Si se observan las dimensiones y los consumos de energía en cada uno de los fraccionamientos, podrá observarse que estos aumentan en el orden del Caso Base a la Propuesta de Mejora II. Esto se debe al efecto de la variación en la relación de reflujo en la sección de rectificación, así como también en el ligero aumento en la presión de operación que se realiza en el mismo orden.

Mayores reflujo dentro de la torre permiten realizar la separación de mayores compuestos de los gases amargos respecto a los compuestos de la gasolina. Así como también, aumentar la presión de operación dentro de la torre fraccionadora, permite incrementar la vaporización de los compuestos de gases amargos y su separación respecto a los compuestos del combustible.

Adicionalmente se debe tener en cuenta que en la Propuesta de Mejora II, se realiza la separación de los gases amargos, gasolina y turbosina empleando únicamente la torre fraccionadora, implicando esto la especificación de la totalidad de los gases amargos como producto en la en la columna removiendo la mayor parte de los gases amargos, teniendo como consecuencia arrastre de mayores cantidades de los compuestos de la gasolina en este producto, como puede observarse en la tabla (4.27).

Razón por la cual, la variación en cuanto al flujo molar de gases amargos en la corriente de la gasolina como producto es menor en la Propuesta de Mejora II respecto a la I.

Consecuencia de lo anterior, el porcentaje molar de H_2S en la corriente de gasolina tiene el mismo efecto, como puede observarse en la tabla (80):



Corriente	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
H ₂ S en gasolina (% mol)	1.49	1.50	1.42

Tabla (4.31). Porcentaje molar del H₂S en la corriente de producto de la gasolina, obtenido mediante los tres esquemas de separación.

Se observa que para los tres casos se mantiene y se cumple la mínima especificación en la gasolina sin estabilizar. En cuanto a la variación respecto a la proporción de H₂S en la gasolina de la Mejora I respecto al Caso Base es tan solo un 0.01 % mayor.

Respecto al porcentaje de recuperación de gasolina obtenido en cada una de las propuestas de mejora se muestra lo siguiente:

Corriente	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Recuperación de gasolina (% mol)	2.42	18.27	16.77

Tabla (4.32). Porcentaje molar de recuperación de gasolina, obtenidos mediante los tres esquemas de separación referidos a la alimentación a la torre fraccionadora.

El porcentaje de recuperación de la gasolina sin estabilizar aumenta en el orden del caso Base a la Propuesta de Mejora II, así como también, los BBD (barriles /día) que se obtendrían:

Corriente	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Gasolina (BPDs)	1018	3223	3424

Tabla (4.33). Barriles/día de la recuperación de gasolina, obtenidos mediante los tres esquemas de separación.



Finalmente la corriente de turbosina como producto final obtenida mediante cada uno de los esquemas de separación se puede observar en la siguiente tabla:

Component Rates		Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Stream	Name	Turbosina	Turbosina	Turbosina
	Description			
	Phase	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	C	36.000	38.098	38.092
Pressure	KG/CM2G	5.000	4.900	4.900
Molecular Weight		172.602	179.516	180.131
Component Molar Rates		KG-MOL/HR		
H2		0.000	0.000	0.000
H2S		0.000	0.000	0.000
METHANE		0.000	0.000	0.000
ETHANE		0.000	0.000	0.000
PROPANE		0.000	0.000	0.000
IBUTANE		0.000	0.000	0.000
BUTANE		0.000	0.000	0.000
CTE-138		6.333	0.108	0.064
CTE-140		10.179	0.188	0.111
CTE-145		8.596	0.212	0.125
CTE-150		8.909	0.328	0.196
CTE-154		9.932	0.587	0.360
CTE-159		11.232	1.125	0.721
CTE-163		13.093	2.300	1.576
CTE-167		16.483	5.093	3.805
CTE-172		21.436	10.688	8.791
CTE-176		29.875	20.808	18.605
CTE-180		28.484	24.021	22.747
CTE-184		22.915	21.391	20.922
CTE-188		22.028	21.451	21.274
CTE-193		25.083	24.834	24.761
CTE-197		36.638	36.503	36.467
CTE-201		50.668	50.595	50.578
CTE-205		38.996	38.973	38.970
CTE-209		26.018	26.013	26.013
CTE-213		20.945	20.943	20.944
CTE-218		19.443	19.443	19.443
CTE-226		58.559	58.560	58.561
CTE-238		40.749	40.749	40.749
CTE-251		33.838	33.838	33.838
CTE-263		38.963	38.963	38.963
CTE-273		16.640	16.640	16.640
CTE-281		11.674	11.674	11.674
CTE-288		8.817	8.818	8.818
CTE-296		7.043	7.043	7.043
CTE-308		12.484	12.484	12.484
CTE-323		12.302	12.302	12.302
CTE-327		2.284	2.284	2.284
Total	KG-MOL/HR	670.606	568.958	559.827

Tabla (4.34). Flujo molar por componente de la Turbosina como producto, obtenida en los tres esquemas de separación.

La corriente de turbosina en comparación con las corrientes de producto obtenidas mediante el Caso Base y las Propuestas de Mejora contienen menor flujo molar de los primeros compuestos que forman parte de la gasolina.

Esto como ya se mencionó anteriormente es consecuencia de realizar un mayor fraccionamiento que va de la Propuesta de Mejora I a la Propuesta de Mejora II.



Disminuyendo el flujo de los primeros componentes de la gasolina que se van junto con la turbosina como producto en el mismo orden.

4.2 Comparación técnica desde el punto de vista del consumo de servicios auxiliares.

En base a los resultados de la simulación para la Sección de Fraccionamiento de ambas Propuestas y determinadas las características de algunos de los equipos principales, efectuó el cálculo de los servicios auxiliares tal y como se realizó en el Capítulo III.

Con la finalidad de observar el efecto que se tendría indirectamente en los costos de operación, la obtención de mayores cantidades de Gasolina respecto al Caso Base.

Esto puede visualizarse de manera directa, observando las variaciones en cuanto a los requerimientos de energía necesarios, que tendrían que consumirse para llevar a cabo la operación de procesamiento de la carga, en cada uno de los equipos correspondientes al esquema de separación propuesto.

Esta primera comparación comienza con los consumos de agua de enfriamiento.

En la tabla (4.35) pueden observarse los consumos globales para los tres casos en cuestión:

Consumo	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
LPM	15 792	2469	2799

Tabla (4.35). Comparación del consumo de agua de enfriamiento de las Propuestas de Mejora respecto al Caso Base.



Donde se muestra que el consumo registrado para la Propuesta de Mejora I respecto a la II es menor. Esto se debe en general al aumento en las condiciones de operación a las cuales se efectúa el proceso de la segunda Propuesta respecto a la primera.

Ya que el consumo de agua se ve influenciado por los requerimientos de energía de los condensadores y enfriadores del proceso. Normalmente se observa que a una mayor temperatura de la carga a condensar o enfriar, incrementa la carga térmica o energía necesaria para el enfriamiento o condensación de la corriente en cuestión, ya que aumenta el gradiente de temperaturas entre la corriente caliente y la fría a la cual ocurre el intercambio de calor.

Sin embargo, aun cuando aumentan las condiciones de operación en las Torres de Fraccionamiento de las Propuestas de Mejora respecto al Caso Base, el consumo de agua en los nuevos esquemas de procesamiento es menor respecto al original.

Esto es debido a la introducción de nuevo equipo de proceso que minimiza el consumo de este servicio auxiliar en los nuevos esquemas de separación.

Esto con la finalidad de minimizar el empleo de grandes cantidades de agua para el procesamiento en la obtención de este combustible, ya que en Cadereyta N. L., donde se encuentra instalada esta planta, carecen de este líquido vital, siendo imposible garantizar el funcionamiento de los nuevos procesos con requerimientos mayores o iguales de agua respecto al Caso Original, si en vez de aerofriadores se emplearan condensadores y enfriadores convencionales.

Esta misma variación, en cuanto al aumento en el consumo de energía se ve influenciado por los requerimientos de gas combustible:



Consumo	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
m ³ /hr	897	2135	3067

Tabla (4.36). Comparación del consumo de gas combustible de las Propuestas de Mejora respecto al Caso Base.

Tal y como puede observarse en la tabla (4.36), los requerimientos de este servicio auxiliar aumentan en el orden del Caso Base a la Mejora II. Esto se debe al aumento en las condiciones de operación de las Torres Fraccionadoras en cada esquema de separación en particular.

Además, los requerimientos de energía traducidos en calor dentro de las Fraccionadoras, se ven influenciados por el grado de separación a realizarse, y este a su vez aumenta más de una propuesta a otra.

Lo anterior implica el aumento en la producción de energía por parte del rehervidor de fondos en la Torre, ya que es este equipo el que mantiene la temperatura dentro de la misma, quemando mas gas combustible en su interior para generar la temperatura de fondos requerida para la distribución adecuada de calor a lo largo de cada uno de los platos dentro de la misma.

Otro tipo de energía empleado también muestra variaciones en cuanto a los requerimientos de la misma. Esta es la energía eléctrica, empleada por los motores de las bombas y compresores para el envío de hidrocarburos a diferentes partes del proceso:



Consumo	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Kw	309	547	537

Tabla (4.37). Comparación del consumo de energía eléctrica de las Propuestas de Mejora respecto al Caso Base.

Como puede observarse en la tabla (4.37), los requerimientos de energía son mayores para la Propuesta de Mejora I respecto a la II y al Caso Base.

Eso se debe principalmente a la introducción de dos nuevas bombas para el envío de producto líquido procedente de los dos recipientes de Flasheo. Así como también de la introducción del compresor de gas amargo.

El aumento de la presión de operación en algunas partes de proceso, la variación en cuanto a la cantidad de líquido bombeado, y la introducción de nuevo equipo de enfriamiento, también es parte importante.

Ya que aumentaría la presión de descarga en cada una de las bombas de producto de domos y fondos, en el caso de los domos, necesitaría vencer mayor altura de columna para entregar mayor cantidad de reflujo al primer plato de la misma así como también mayor cantidad de gasolina a L.B.; y para el caso de los fondos, vencer la caída de presión generada por la operación del equipo de enfriamiento y por el quemador colocado en su trayecto de bombeo, para poder entregar cada uno de los productos de esta corriente con la presión requerida.

Lo anterior es aplicable para la Propuesta de Mejora I y II.

Sin embargo, respecto al requerimiento de vapor motriz determinado solo para las bombas del producto de domos y fondos de las fraccionadoras se muestra otro tipo de variación:



Consumo	Caso Base	Propuesta de Mejora I	Propuesta de Mejora II
Kg/hr	9 069	12 912	13 365

Tabla (4.38). Comparación del consumo de vapor motriz de las Propuestas de Mejora respecto al Caso Base.

Como se muestra en la tabla (4.38), el aumento de este servicio auxiliar es del Caso base a la Propuesta de Mejora II.

Esto es debido, como ya se menciono anteriormente, a un aumento en la presión de operación en la Torre Fraccionadora de la Propuesta de Mejora II respecto a la I, aumentando la potencia de las bombas para entregar los productos a los diferentes puntos de entrega en cada esquema de separación.

Este servicio auxiliar es empleado para los casos de emergencia, en los cuales se registre una falla en la energía eléctrica, accionando los motores de las bombas en los periféricos de las Torres, para que la operación en la misma no se vea afectada.

Mayor consumo de este servicio auxiliar implicaría accionar el motor de una bomba más grande y este puede basarse en el cálculo para la potencia del mismo.







Conclusiones y Recomendaciones

En base al desarrollo de este trabajo, se concluye lo siguiente:

- ❖ El diseño instalado en planta es un buen diseño, justificado en base al estimado y análisis de secuencias de separación.

El diseño original (Caso Base), fue concebido en su origen para cumplir con cierta especificación de calidad de combustibles (azufre a 1000 ppm) y TFE de gasolina a 160 °C en ASTM D86. Actualmente la planta se modernizó para producir combustibles base diesel de ultrabajo azufre (UBA) mediante la incorporación y cambio de catalizadores específicos de UBA e internos de alta eficiencia en el reactor; más sin embargo, como la planta ya tiene la topología “arreglo definido en planta”, con la carga actual solo es posible fraccionar y obtener gasolina sin estabilizar del orden de 1018 BPDs. En este trabajo hemos tomado la carga típica procedente de la sección de reacción de la misma planta y hemos analizado dos alternativas de mejora con respecto a la sección de fraccionamiento existente en la planta, los cuales son dos arreglos diferentes totalmente, en los cuales pongo en juego el manejo y remoción de los gases amargos presentes en la carga a esta sección de fraccionamiento y la potencialidad de obtener mayor rendimiento de gasolina sin estabilizar del orden de 3200 y 3400 BPDs para cada una de las propuestas de mejora, esto es lo que hace interesante mis resultados.

Así mismo se concluye que por limitaciones en tamaño de equipo (periféricos de la torre fraccionadora) la sección de fraccionamiento existente en la planta no es posible obtener mayor cantidad de gasolina de lo indicado 1018 BPDs cuando potencialmente pudieran obtenerse del orden de 3200-3400 BPDs que es lo factible obtener y que en la operación real de la planta se estarán dejando caer hacia el producto de fondos “combustible base diesel de UBA”.



Si hoy en día se decidiera revamppear o modernizar la sección de fraccionamiento de la planta, se recomienda ampliamente la implementación de la Propuesta de Mejora I.

- ❖ Se logró construir y realizar la simulación de la Sección de Fraccionamiento en estado estacionario de una planta existente en operación actual, aplicando conocimientos de ingeniería técnicos y teóricos para la elaboración de cada una de las operaciones unitarias, que sirvieron como base para la elaboración de las Propuestas de Mejora I y II.
- ❖ La validación de la simulación de la Sección de Fraccionamiento se realizó cuando se registró un contenido mínimo de H_2S en la gasolina (1.5%) y cuando ya no se presentó variación considerable en los parámetros de diseño e intercambio térmico para cada Propuesta de Mejora.
- ❖ Para la gasolina obtenida mediante el Caso Base, en la cual se muestra una especificación diferente en cuanto a los °API respecto a los obtenidos de las propuestas de Mejora I y II (63 Vs 55), es debido al impacto que tiene en la temperatura final de corte ASTM D86 realizada a 180°C, obteniendo con esto mayor recuperación de gasolina respecto al corte que se realiza en el diseño original (donde se cortaba la gasolina a una TFE del orden de 160-170°C).
- ❖ La sustitución de la Torre Agotadora empelada en el Caso Base por dos tanques de flasheo proporciona mejoras operacionales, ya que se propone para la recuperación de los gases amargos un arreglo más sencillo, en comparación con el que implica el manejo de la torre agotadora; ya que se operan los dos tanques de flasheo a presiones muy bajas y a una temperatura tal que se tiene el mismo grado de remoción de ligeros con una mínima pérdida de gasolina.



- ❖ Cabe destacar que el diseño original, en el cual se sustenta Caso Base, es un buen diseño, más sin embargo, es un diseño que esta sujeto a mejorado, en base a lo cual se ha propuesto la Mejora I y II.
- ❖ El consumo de servicios auxiliares en la Propuesta de Mejora I respecto a la II es similar, sin embargo el factor de operación y flexibilidad operativa es diferente, ya que el fraccionamiento realizado en ambas propuestas se complica de la Mejora I a la II ya que aumenta el trafico de componentes indeseables pertenecientes a los gases amargos (carga con muchos ligeros $H_2, CH_4, C_1, C_2, C_3, C_4$, etc.), que en comparación con la Mejora I, en la cual, son eliminados en una etapa de separación anterior a la torre fraccionadora.
- ❖ En cuanto a la variación en el consumo de servicios auxiliares, resulta más factible llevar acabo el proceso para la obtención del combustible mediante la Propuesta de Mejora I, ya que esta, requiere menos consumo de los mismos para la recuperación de prácticamente de la misma cantidad de gasolina (3223 Vs 3424 BPDs para cada Propuesta de Mejora).
- ❖ En cuanto a la variación obtenida en la recuperación de gasolina de la Propuesta de Mejora I respecto a la II, no es considerable la pérdida de 5 kgmol/hr (0.71%) de este combustible, ya que para la recuperación de tan poca cantidad, implicaría aumentar considerablemente las dimensiones de la Torre Fraccionadora, incrementando los costos de inversión para la misma.
- ❖ No es considerable la variación del 0.01 % en mol de H_2S de la gasolina obtenida de la Propuesta de Mejora I respecto al Caso Base, ya que este nuevo esquema de procesamiento aumenta la recuperación original de 17 kgmol/hr (2.12%) a 128 kgmol/hr (18.27 %), tomando en cuenta que es una gasolina sin estabilizar que se encuentra dentro de especificación.



- ❖ En cuanto a la variación de las dimensiones de la Fraccionadora, se observó que para la obtención de mayores cantidades de gasolina, es necesario aumentar la relación de reflujo hasta ya no registrar variación considerable en la cantidad de combustible obtenida, así como también, variación en el corte realizado para los componentes de la misma, obteniendo un producto dentro de especificación, lo cual impacta el consumo de servicios auxiliares y el tamaño de equipo.
- ❖ El efecto en el aumento de la cantidad de ligeros es que una menor cantidad de estos en el producto destilado, mejora y ajusta la curva de especificación de la gasolina, así como también de la Turbosina como producto de fondos.
- ❖ Para la obtención de 128 kgmol/hr de gasolina, es necesario el aumento del consumo de energía por parte de los periféricos de la Torre Fraccionadora, implicaría mayor consumo de energía y complicaría la obtención de productos dentro de especificación.
- ❖ Es recomendable la sustitución de equipos como los enfriadores y condensadores convencionales por aerofriadores, que minimicen el consumo de agua de enfriamiento para esta sección de la planta.



Bibliografía.

1. Gary James H y Handwerk Gleen E., "Petroleum Refining, Technology and Economics", Third Edition, Marcel Dekker, New York, Pags. 441, 1994.
2. Treybal Robert E., "Operaciones de Transferencia de Masa", segunda edición, McGraw Hill, Madrid España, Pags 853, 1995.
3. Perry Robert H. y Green W. Don, "Chemical Enginners", McGraw Hill, U.S.A, 1999.
4. Henley E. J. y Seader J. D., "Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química", Edit. Reverté, Barcelona España, 2000.
5. Smith Robin, "Chemical Process Design", McGraw Hill, New York, Pags.459, 1995.
6. Tkabe. A. Ishihara. W. Quian, "Hidrosulfurization and Hidrodenitrogenation Chemistry and Engineering", Kodansha Ltd, Tokio, pags. 374, 1999.
7. Nelson W. L., "Petroleum Refining Engineering", Fourth Edition, McGraw Hill, Tokio, Pags 960, 1958.
8. Bell H. S., " American Petroleum Refining", Fourth Edition, D. Van Nostrand Company, E. U. A, Pags 538, 1959.
9. Mushrush Geogre W. y Speight James G., "Petroleum Products: Instability and Incompability", Taylor Francis, U.S.A, Pags 390, 1995.
10. Meyers Robert A., "Handbook of Petroleum Refining Processes", Second Edition, McGraw Hill, E.U.A, 1996.



11. "Manual para la Especificación de Recipientes de Proceso", Ing. Ma. Elena Eternod Palacios, Instituto Mexicano del Petróleo, México, 1999.
12. "Manual de Internos de Torres", Ing. Raúl Lara Rosano, Instituto Mexicano del Petróleo, México, 1999.
13. Svrcek W. Y. y Monnery W.D, "Design Two-Phase Separators Whithin the Right Limits", Chemical Engineering Progress, vol. 89, pags 53-60, (1993).
14. Gerunda Arthur, "How to size liquid-vapor separators", Chemical Engineering, vol. 88, pags 81-84, (1981).
15. Watkins R. N, "Sizing Separators and Accumulators", Hydrocarbon Processing, vol. 46, pags 253-256, (1967).
16. "Glosario de los términos en español en uso de la industria petrolera con sus equivalencias más frecuentes en inglés y francés", José García Luchichí, Editorial México, Congreso Mundial del Petróleo, Comité Organizador Mexicano, 1967.
17. "Evaluación de tecnologías en la industria de refinación del petróleo / Pemex-Refinación, Instituto Mexicano Petróleo", Editorial México, Subdirección de Transformación Industrial, 1998.
18. Monrroy Hernández Alejandro Osvaldo, "Mejoramiento de la Sección de Reacción de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas N°2 de Cadereyta N.L", Licenciatura en Ingeniería Química, U.N.A.M, México, Pags 104, 2005.
19. Rodríguez Luna E. Luz y Morales Ochoa L. Amada, "Análisis, Simulación y Propuesta para la Mejora de la Sección de Fraccionamiento de la Planta



-
- Hidrodesulfuradora de Residuales de Tula Hidalgo”, Licenciatura en Ingeniería Química, U.N.A.M, México, Pags 140, 2006.
20. Ramírez Santos Sarai, “Análisis y Simulación de la Sección de Gas de la Planta FCC de la Refinería Ing., Antonio Amor de Salamanca Guanajuato”, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, U.N.A.M, México, Pags 155, 2006.
21. José Julio Aguirre Benítez, “Simulación, Optimización e Integración de la Información en la Industria Petrolera”, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, U.N.A.M, México, 2005.





Glosario

Agua Amarga: Agua residual con contenido de ácido Sulhídrico y sulfuros que proviene de los procesos de refinación. Se obtiene de los domos (parte superior) de las Torres de Fraccionamiento de hidrocarburos de las plantas, tales como primarias, catalíticas, desulfuradoras etc. El agua recolectada en los acumuladores es posteriormente enviada a plantas de tratamiento de aguas amargas para eliminar el H₂S.

Barril: Unidad de volumen para petróleo e hidrocarburos derivados, equivale a 42 galones en Estados Unidos o a 158. 987304 litros. Un metro cúbico equivale a 6.28981041 barriles.

Coquización: Proceso de craqueo térmico que produce hidrocarburos ligeros a partir de residuos pesados. Un subproducto de este proceso es el coque.

Coque: Es un producto sólido, poroso, de color negruzco, cuya densidad aproximada es de 1.2 gr/cm³. Se obtiene de la descomposición Térmica de los hidrocarburos de alto peso molecular que se encuentran en las fracciones más pesadas o residuo, del proceso de la refinación del petróleo. Sus Propiedades más importantes son su poder calorífico, contenido de azufre, cenizas y materiales volátiles. Se usa como combustible industrial; purificado se puede utilizar como agente reductor o en ánodos en procesos metalúrgicos e industriales, así como abrasivos, grafito artificial, pigmentos, combustible y otros usos.

Corte: Porción de un crudo que destila dentro de ciertos límites de temperatura, normalmente los límites se toman en base a los puntos de ebullición verdaderos del ensayo del crudo.

Curva de Destilación: Curva que caracteriza las propiedades de vaporización de mezclas de líquidos, que es representativa de una destilación en condiciones



definidas y que se traza relacionando el porcentaje en volumen destilado o recuperado con la temperatura a la cual es destilado. Las pruebas reportan esta característica como las temperaturas a las cuales los diferentes porcentajes de la muestra han hervido. Para los diferentes tipos de petróleo crudo, cada uno tiene una curva de destilación única que ayuda a caracterizar las clases de compuestos químicos que se encuentran en él. Generalmente los compuestos que contienen más átomos de carbono tienen una temperatura de ebullición más alta. Las pruebas de destilación más usuales para el crudo, sus fracciones o productos, son la ASTM atmosférica (ASTM D86), la ASTM al vacío (ASTM D 1160), la TBP atmosférica (ASTM D 2892).

Destilación: Proceso de separación de componentes de una mezcla líquida por vaporización parcial y la recuperación separada de vapor y residuo. Mediante este proceso se logra aumentar la concentración del componente más ligero o volátil en la fase vapor y del pesado o residuo en la fase líquida. La eficiencia de separación dependerá de la volatilidad relativa de los componentes y del diseño de equipo de destilación. Este proceso puede aplicarse a muchas mezclas de productos binarias (de dos productos) o multicomponentes (varios productos). En la industria petrolera se usa para separar componentes o grupos y fracciones de hidrocarburos con características similares. Este proceso es el más empleado en la refinación del petróleo. Las variantes de esta operación son la destilación súbita (o flash), rectificación, destilación fraccionada, destilación azeotrópica entre otras.

Destilación Combinada: También llamada destilación primaria del petróleo que consiste en dos etapas, la primera a presión atmosférica y la segunda a presión reducida de las cuales se obtienen los diferentes cortes del petróleo.

Gasóleo: Cualquier corriente de destilado que posee pesos moleculares y puntos de ebullición mayores que la nafta pesada ($^{\circ}\text{F}$ ó $205\text{ }^{\circ}\text{C}$). Frecuentemente, cualquier corriente de destilado más pesado que la querosina. Originalmente fue



añadido el gas de ciudad para hacerlo arder con una llama luminosa. De ahí el nombre de “gas oil” (gas aceite).

Gas Amargo: Gas que contiene trazas de azufre, tales como sulfuro de hidrogeno (H_2S), sulfuros y disulfuros. Proviene directamente de los yacimientos de crudo o de los diversos procesos de refinación.

Nafta: Corte de la caldera tubular en el intervalo C5 – 420 °F. Las naftas se subdividen de acuerdo con los cortes reales de la caldera tubular, en naftas vírgenes ligeras, intermedias, pesadas y muy pesadas. Una operación típica de la caldera tubular diaria:

C5 – 420 °F Nafta virgen ligera

160 °F – 280 °F Nafta Virgen intermedia

280 °F – 330 °F Nafta virgen pesada

330 °F – 420 °F Nafta virgen muy pesada

Las naftas, principales constituyentes de la gasolina, necesitan generalmente de un procesamiento para obtener gasolinas de calidad adecuadas.

Pool de Gasolinas: Es el sistema de una refinería que perite juntar las diversas corrientes de combustible de un mismo tipo (gasolina, diesel, gasóleo) para homogeneizarlo, mezclándolo y tratándolo con diferentes aditivos.

Relevado de esfuerzos: Es el calentamiento uniforme de una pieza o parte de ella, a una temperatura inferior a la crítica durante un tiempo suficiente, seguido de un enfriamiento uniforme y controlado, con la finalidad de eliminar la mayor parte de los esfuerzos residuales.

La temperatura crítica, es aquella arriba de la cual, se inicia la formación de una solución austenitica durante el calentamiento de un metal con base hierro, transformándose ésta durante el enfriamiento. Esta temperatura depende de la composición de la aleación y sobre todo, de la velocidad de cambio de la



temperatura cerca del límite, particularmente durante el enfriamiento. Esta temperatura además, es la base para el tratamiento térmico.

Volatilidad: Tendencia de un líquido de pasar a su fase vapor. Las sustancias volátiles despiden vapores a temperaturas ambientales. En la industria de refinación del petróleo es una propiedad muy importante, tanto en crudos como en los productos. Las mezclas de hidrocarburos, como la gasolina, pueden clasificarse como volátiles debido a que contienen componentes que evaporan con facilidad. Para ello se controla su presión de vapor, determinación que refleja la volatilidad tanto del crudo como de sus productos.



Anexo A.

Comparación Operativa del Caso Base contra Propuestas de Mejora.

Con la finalidad de mostrar la variación del consumo de energía que se tendrían en los periféricos de la Torre Fraccionadora de la Sección de Fraccionamiento, si se produjeran los mismos rendimientos de gasolina que los obtenidos mediante el Caso Base, se realizaron las simulaciones de ambas Propuestas de Mejora, para la obtención de los rendimientos originales.

Estas simulaciones se realizaron con la misma alimentación para a la Sección de Fraccionamiento, variando únicamente la composición de cada uno de los componentes a la entrada de la Torre Fraccionadora en cada caso en cuestión.

Propuesta de Mejora I y Caso Base.

La simulación para la Sección de Fraccionamiento de la Propuesta de Mejora I, se efectuó, realizando el fraccionamiento o corte de la gasolina a 180°C de acuerdo con la ASTM D86, y tomando como parámetro principal, la obtención de 17 Kgmol/hr de producto destilado de gasolina por los domos de la Torre Fraccionadora DA-701, ya que este es, el rendimiento obtenido del fraccionamiento original que se realiza en el Caso Base.

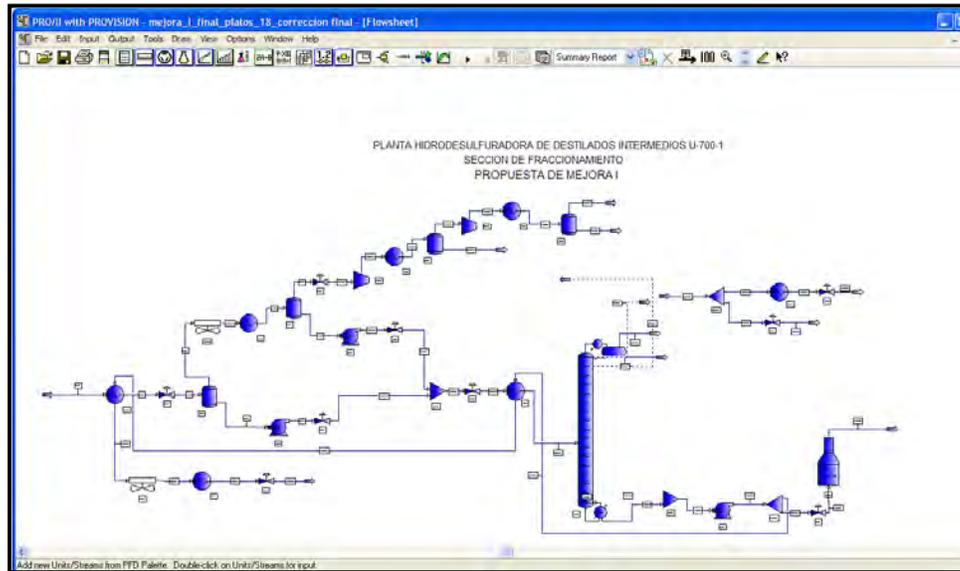


Figura (A.1). Simulación de la Propuesta de Mejora I obteniendo los mismos rendimientos de Gasolina del Caso Base.

Es importante mencionar que solamente se modifica los rendimientos obtenidos de gasolina en la segunda etapa de separación, sin alterar, la primera etapa de separación realizada anteriormente.

Esto con la finalidad de comparar, en base a la obtención de los mismos rendimientos de gasolina de cada propuesta de Mejora, la variación, o en su defecto la disminución del consumo de servicios auxiliares, si se realizara el fraccionamiento para la obtención de la misma cantidad de combustible que la registrada por el caso base.



Características	Caso Base		Propuesta de Mejora I	
Equipo	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos
Clave	EA-705	BA-702	EC-702	BA-701
Carga Térmica (MMKcal/h)	1.99	8.34	0.63	5.75

Tabla (A.1). Consumo de servicios auxiliares de los periféricos de Torre DA-701, para obtener los mismos rendimientos de gasolina del Caso Base.

Como puede mostrarse en la Tabla (A.1), los consumos de energía por parte de los periféricos de la Torre Fraccionadora de la propuesta de Mejora I respecto a los del Caso Base son menores.

Propuesta de Mejora II y Caso Base.

La comparación se realizada anteriormente se realiza de la misma manera para el caso de la Propuesta de Mejora II.

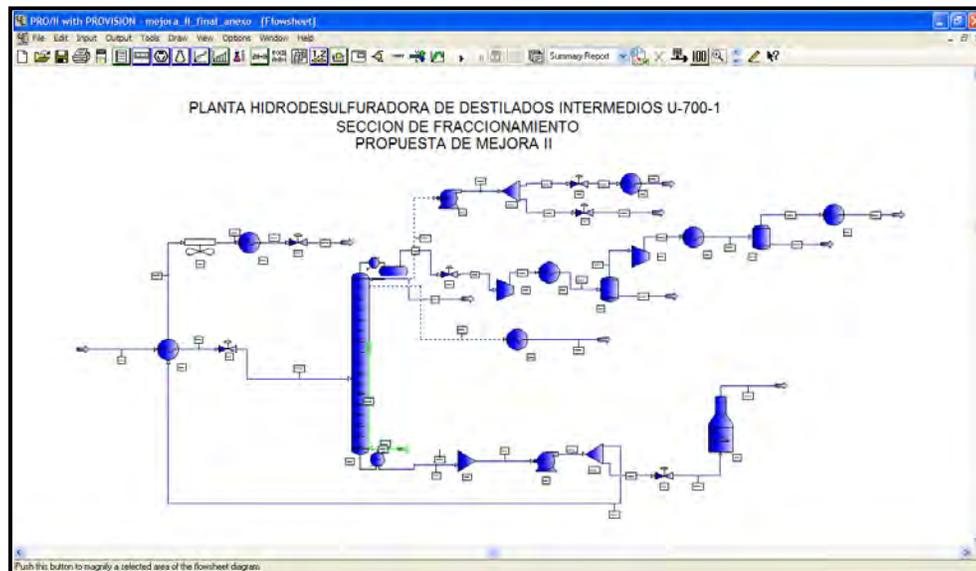


Figura (A.2). Simulación de la Propuesta de Mejora II obteniendo los mismos rendimientos de Gasolina del Caso Base.



Para la comparación realizada de este caso se deberá tomar en cuenta que la y separación de los tres componentes de interés que son los gases amargos y gasolina como producto de domos y producto base Diesel de ultra bajo azufre como producto de fondos.

En este caso en particular, al reducir el flujo de gasolina como producto de domos en la Torre Fraccionadora de la Propuesta II, aumenta el flujo molar de los gases amargos respecto al de gasolina en este punto, disminuyendo la temperatura para el enfriamiento de esta corriente, lo cual requeriría considerar otros medios de enfriamiento (refrigeración) para su condensación, ya que no podría emplearse un enfriador que empleara agua para su operación. Esto se debe principalmente al bajo punto de ebullición que tienen la mayor parte de los componentes ligeros que salen como producto en forma de vapor por los domos de la Torre.

Realizando la comparación del consumo de energía por parte de los periféricos de la Torre Fraccionadora de la Propuesta de Mejora II respecto a los registrados por el Caso Base se observa lo siguiente:

Características	Caso Base		Propuesta de Mejora I	
	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos
Equipo				
Clave	EA-705	BA-702	EC-701	BA-701
Carga Térmica (MMKcal/h)	1.99	8.34	0.75	5.82

Tabla (A.2). Consumo de servicios auxiliares de los periféricos de Torre DA-701, para obtener los mismos rendimientos de gasolina del Caso Base.

Los consumos de energía por parte de la Torre de la Mejora II son menores si se obtuvieran los mismos rendimientos de combustible que los obtenidos por el Caso



Base, simulando la Mejora II para la obtención de 17 Kgmol/hr de gasolina y realizando el corte de la misma en base a la curva ASTM D86 a 180°C.

Otro análisis efectuado de la modelación del Caso Base, para la obtención de los rendimientos de gasolina de la Propuesta de Mejora I y II, también es realizado.

Es importante mencionar que para la separación de mayores cantidades de gasolina del producto de fondos empleando la Torre Fraccionadora del Caso Base, es necesario considerar que se necesitaría emplear una Torre y equipo periférico con mayores dimensiones, debido a que las dimensiones del diseño original no permitirían dicha operación para la obtención de mayores rendimientos respecto a los que se producen actualmente.

Caso Base y Propuesta de Mejora I.

La primera comparación es realizada mediante la simulación del Caso Base para obtener 128 Kgmol/hr de gasolina, realizando un corte de la misma en base a la curva ASTM D86 a 180 °C:

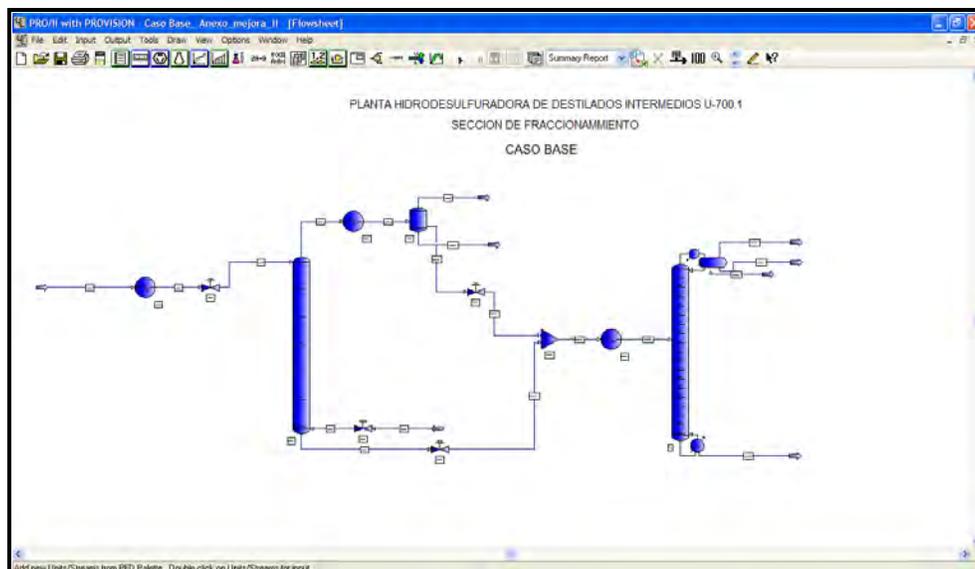


Figura (A.3). Simulación del Caso Base obteniendo los mismos rendimientos de Gasolina de la Propuesta de Mejora I.



Los consumos de energía para la obtención de mayores rendimientos de gasolina respecto a los que realizan originalmente, son mostrados en la siguiente tabla:

Características	Caso Base		Propuesta de Mejora I	
	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos
Equipo				
Clave	EA-705	BA-702	EC-701	BA-701
Carga Térmica (MMKcal/h)	11.41	15.85	10.17	14.51

Tabla (A.3). Consumo de servicios auxiliares de los periféricos de Torre DA-701, para obtener los mismos rendimientos de gasolina de la Propuesta de Mejora I.

Como puede observarse en la tabla (A.3), los consumos de energía para la obtención de mayores cantidades de gasolina aumentan. Esto se debe principalmente a la necesidad de realizar una mayor separación en la Torre del caso original.

Caso Base y Propuesta de Mejora II.

Realizando la simulación para la obtención de 134 Kgmol/hr de gasolina, y realizando un corte de la misma en base a la ASTM D86 a 180°C con el diseño original, se obtienen los siguientes resultados:



Características	Caso Base		Propuesta de Mejora II	
	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos	Condensador de Domos	Rehervidor de Fondos
Equipo				
Clave	EA-705	BA-702	EC-701	BA-701
Carga Térmica (MMKcal/h)	15.14	19.47	14.96	20.85

Tabla (A.4). Consumo de servicios auxiliares de los periféricos de Torre DA-701, para obtener los mismos rendimientos de gasolina de la Propuesta de Mejora I.

En la tabla (A.4), se puede observar que para la producción de 134 Kgmol/hr de gasolina con la Torre Fraccionadora del Caso Base, incrementaría la energía empleada por el condensador de los domos de la Fraccionadora, mientras que el calor necesario para calentar la Torre por el rehervidor de la misma disminuye respecto a lo registrado por la Propuesta de Mejora II.

Lo anterior se debe principalmente a la disminución de la cantidad de gases amargos que se obtienen como producto de domos en la Torre, respecto a los obtenidos por la Propuesta de Mejora II.

Debe recordarse que el Caso Base, tiene una Torre Agotadora antes de la Torre Fraccionadora, en la cual, se eliminan la mayor cantidad de gases amargos, en cambio la en la Propuesta de Mejora II, se realiza la eliminación de la mayor cantidad de estos gases en la misma etapa de separación, por medio de la cual, se obtienen los tres productos de interés ya como productos principales.

El aumento de temperatura en los domos de la Torre se debe principalmente al aumento en los requerimientos de hidrocarburos que forman parte de la gasolina como producto de cabeza.



Mientras que la disminución en cuanto a la carga térmica necesaria por el rehervidor, se debe principalmente a la presión de operación de cada Torre de 2.5 a 3.5 kg/cm² del Caso Base a la propuesta de Mejora II.

Aumentar la presión de operación de la Torre Fraccionadora implicaría el aumento en el consumo de energía por parte de los periféricos de la Torre, condensador y rehervidor, este efecto es más notable en el caso de la Propuesta de Mejora II. Ya que en esta, es necesario aumentar la presión de operación 1 Kg/cm², para aumentar la temperatura de los domos de la misma y poder emplear medios de enfriamiento como agua o aire en su defecto, de lo contrario implicaría un diseño mas costoso al tener que usar un agente de refrigeración para condensar los domos de la Torre de la Propuesta de Mejora II.



Anexo B.

Simulación de las Propuestas de Mejora.

En este anexo, se presenta la secuencia de los pasos realizados para generar el esquema de simulación de la Propuesta de Mejora I de la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de destilados intermedios U-700-1 de Cadereyta N.L.

El modelamiento de este esquema de separación comienza con la selección del sistema de unidades en el cual se trabajó, los métodos termodinámicos que describieron el comportamiento de la mezcla en los diferentes puntos del proceso, así como también, la introducción de las características de cada uno de los componentes que forman la mezcla hidrodesulfurada:

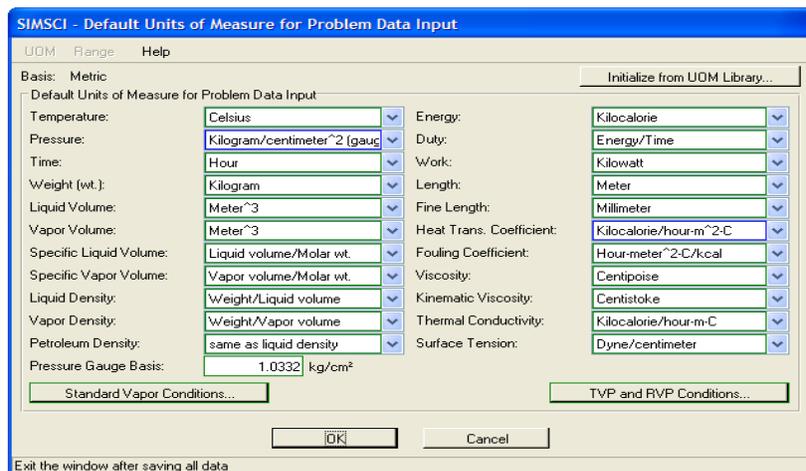


Figura (B.1). Selección del sistema de unidades para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

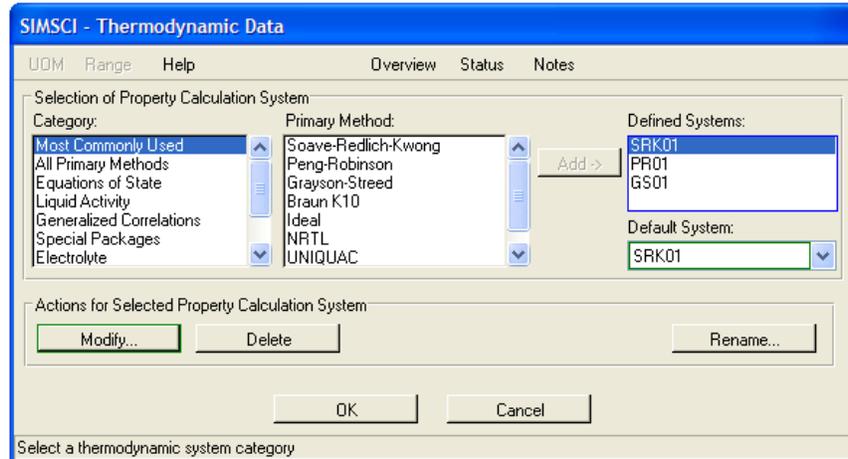


Figura (B.2). Selección de los métodos termodinámicos para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

En la figura (B.2) se muestran los tres métodos termodinámicos que principalmente se emplearon para el modelamiento de ambas propuestas de mejora.

Para modelar a las unidades de separación completamente se requiere de relaciones entre las fases de equilibrio así como también balances de materia y de energía.

Estos modelos de etapas en equilibrio dependen de los conceptos termodinámicos, lo cual es un punto clave en el desarrollo de modelos de diseño mas detallados para diagramas de proceso.

Estos modelos están fundamentados con la construcción y verificación de los bancos de datos de las propiedades físicas obtenidos de la experimentación, su construcción en los simuladores es un procedimiento robusto para el cálculo de propiedades termodinámicas y de transporte.

Cabe mencionar que las relaciones aquí empleadas, buscan representar el comportamiento de sistemas no ideales.



Una vez definidos los métodos termodinámicos empleados para el modelamiento del esquema de separación, se procedió a la selección de los compuestos que forman parte de la alimentación (hidrodesulfurada procedente de la sección de reacción) a la sección de fraccionamiento:

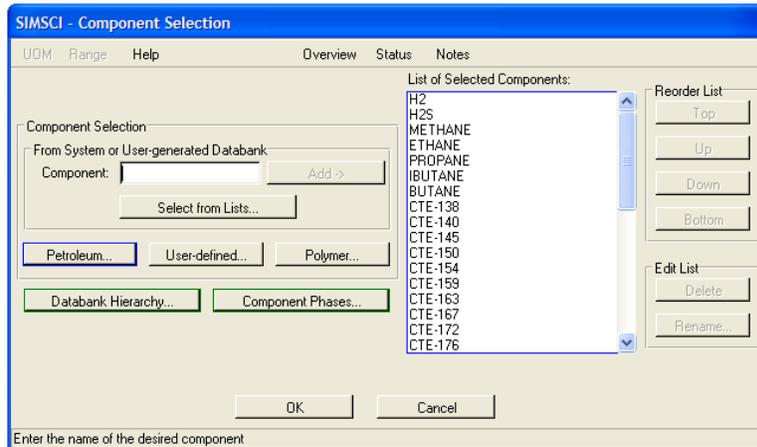


Figura (B.3). Selección de los compuestos de la alimentación para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Esto se llevó a cabo, seleccionando primero los compuestos químicos que más comúnmente son caracterizables e identificables, como el CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$, H_2 , H_2S , y que por lo general pueden ser seleccionados de los bancos de datos que maneja el simulador:

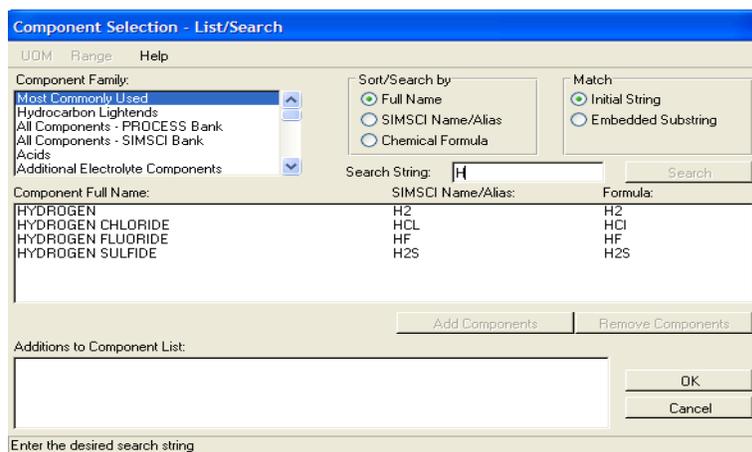


Figura (B.4). Selección de los compuestos más comunes para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



La introducción de los componentes del petróleo que forman parte de la mezcla hidrodesulfurada, se realizó, seleccionando de la ventana *Component Selection* de la figura (B.3), *petrleum*, introduciendo para cada uno de los componentes su nombre, punto de ebullición, densidad y peso molecular, tal y como se puede observar en la siguiente figura:

	Normal Boiling Point C	Standard Liquid Density kg/m ³	Molecular Weight	Name (Optional)
1	138.33	758.01	120.884	CTE-138
2	140.84	759.55	122.339	CTE-140
3	145.51	762.39	125.074	CTE-145
4	150.01	765.12	127.763	CTE-150
5	154.48	767.80	130.474	CTE-154
6	158.94	770.46	133.218	CTE-159

Figura (B.5). Introducción de los compuestos de petróleo para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Una vez introducidos los componentes que participaron de manera global en todo el esquema de simulación, se procedió a la introducción de los flujos molares de cada uno de los compuestos de la mezcla en la línea de proceso que representa la alimentación a la Sección de Fraccionamiento:

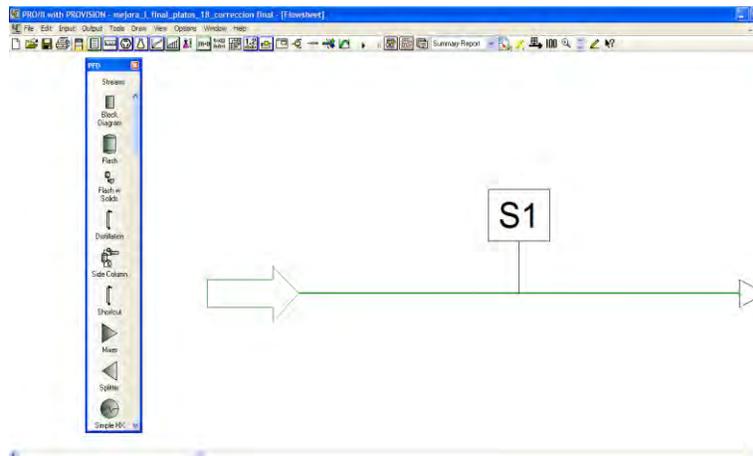


Figura (B.6). Introducción de los flujos molares de los compuestos de la mezcla para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



En el ambiente de simulación, existe una paleta que permite seleccionar a través de ella, las principales operaciones unitarias de un proceso. Esta línea de proceso se estableció seleccionándola de la paleta y arrastrándola hacia el espacio para dibujo. Lo mismo es realizado para la selección de cualquier operación unitaria. Una vez seleccionada y establecida la corriente de entrada, se introdujeron dentro de ella, los flujos molares de cada uno de los componentes:

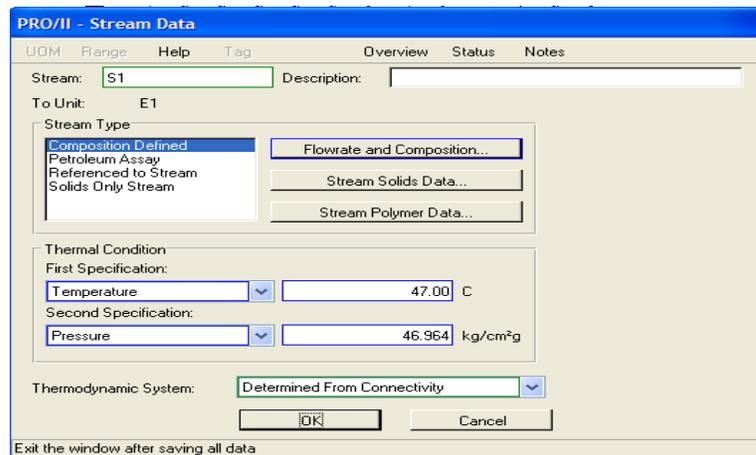


Figura (B.7). Introducción de los flujos molares de los compuestos de la mezcla para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

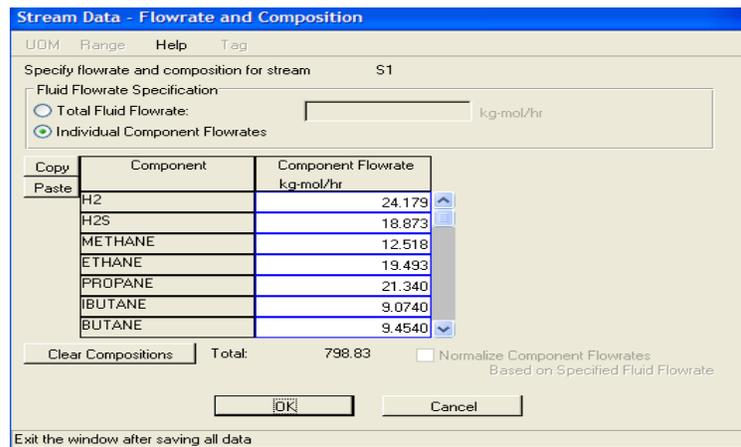


Figura (B.8). Introducción de los flujos molares de los compuestos de la mezcla para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Estableciendo de la misma manera las condiciones de operación a las cuales es introducida la mezcla a la sección de fraccionamiento.



Los pasos aquí realizados hasta este punto se aplican de la misma manera para el modelamiento de la Propuesta de Mejora II.

Una vez establecidos los parámetros principales para poder realizar la simulación del proceso, se procedió a la integración de los equipos que formarán parte de la Sección de Fraccionamiento.

La integración de la Sección de Fraccionamiento de la Propuesta de Mejora I comienza con el precalentamiento de la mezcla en un intercambiador de calor, este se realiza de 47°C a 170°C:

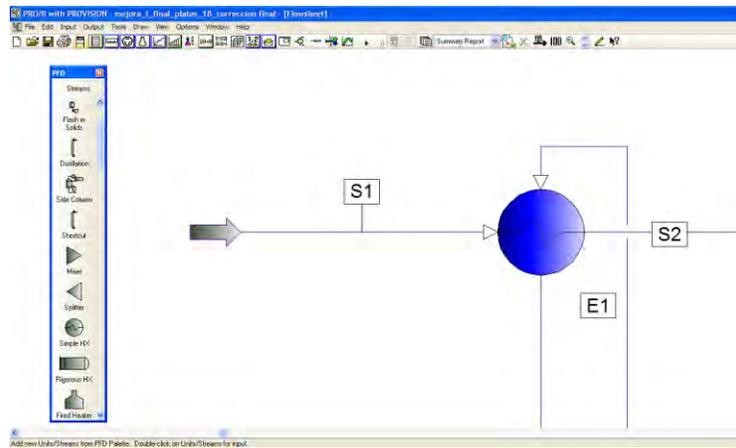


Figura (B.9). Precalentamiento de la mezcla para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

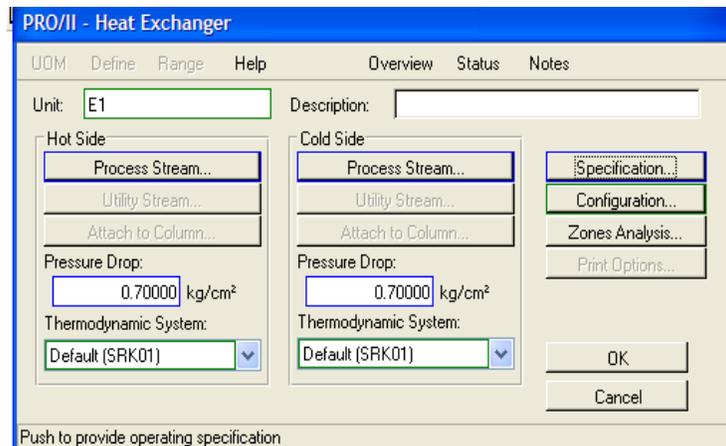


Figura (B.10). Precalentamiento de la mezcla para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

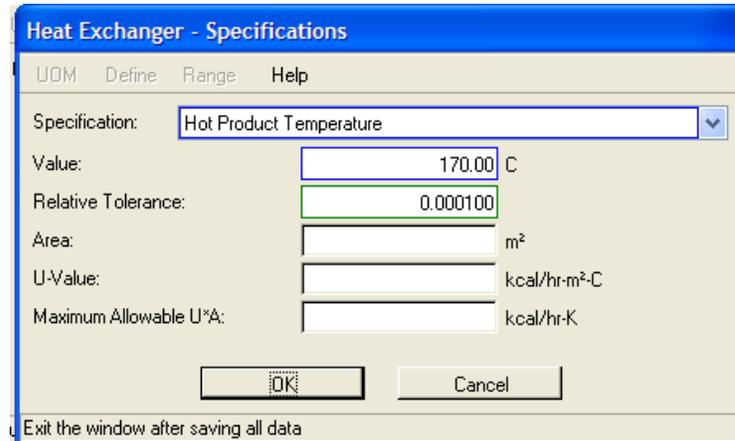


Figura (B.11). Precalentamiento de la mezcla para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Para realizar la simulación del intercambiador de calor, ya sea para calentamiento o enfriamiento de carga, se debe introducir la caída de presión (ΔP) dentro de este y la temperatura a la cual sale la mezcla para ser introducida a otra unidad o como producto final, tal y como se muestra en las figuras (B.10) y (B.11).

Una vez realizada la convergencia este equipo, se ajustó la presión de salida de esta corriente caliente para ser introducida al primer recipiente separador mediante la introducción de una válvula de control:

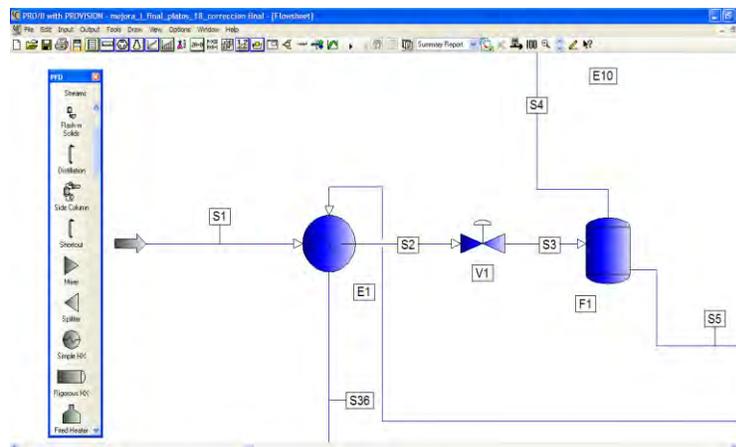


Figura (B.12). Acondicionamiento de la mezcla en la primera etapa de separación, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



PRO/II - Valve

UDM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: V1 Description:

Product Phases...

Thermodynamic System: Default (SRK01)

Operating Parameter:

Pressure Drop: kg/cm²

Outlet Pressure: 1.3500 kg/cm²g

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura (B.13). Especificación de las variables de operación de la válvula, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

PRO/II - Flash Drum

UDM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: F1 Description:

First Specification:

Pressure Drop 0.00000 kg/cm²

Thermodynamic System: Default (SRK01)

Second Specification:

Unit Specification: Duty 0.00000 × 10⁶ Kcal/hr

Product Specification:

Parameter = value within the default tolerance

Temperature Estimate: C

Pressure Estimate: kg/cm²g

Pseudostream Flowrate: 0.00000 kg-mol/hr

Product Phases... Print Options... Entrainment...

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura (B.14). Especificación de las variables de operación del tanque flash, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Para la convergencia del recipiente separador es necesaria la especificación de dos variables de operación. La primera de estas puede ser presión, caída de presión (ΔP) o la temperatura a la que ocurre la separación de los componentes dentro del mismo. La segunda puede ser la condición a la cual se obtienen los productos, es decir en base a su punto de burbuja o de rocío (por mencionar algunos). En caso de no querer alguna de estas opciones y que se requiera realizar la separación a una cierta temperatura o presión, la opción *Duty* es la que debe de especificarse. La operación a $Duty=0 \times 10^6 \text{ KCal/hr}$ se realiza en condiciones adiabáticas, es decir, sin la pérdida o ganancia de calor.



Para este caso, la presión de salida de la válvula, es la presión de operación dentro del recipiente. Esta presión puede ser especificada, o simplemente seleccionar una caída de presión nula dentro del mismo y la separación se realizará en base a la presión de la corriente de entrada al mismo.

En cuanto a la segunda especificación, se selecciono la opción Duty.

Este tanque separador tiene dos líneas de producto, la fase gaseosa y líquida.

Con la finalidad de realizar una segunda separación de los componentes de la fase gaseosa, se acondicionó esta corriente para la condensación de los compuestos más pesados de turbosina y gasolina respecto de los gases amargos, introduciendo esta corriente a un Aéroenfriador y en seguida a un intercambiador de tubos y coraza, la especificación de las variables de operación se realizó de la misma manera que en el caso anterior para el calentamiento de mezcla, cambiando las condiciones de enfriamiento para las respectivas corrientes de salida, ya que el Aéroenfriador enfría de 162°C - 55°C y el intercambiador de calor de 55°C - 38°C :

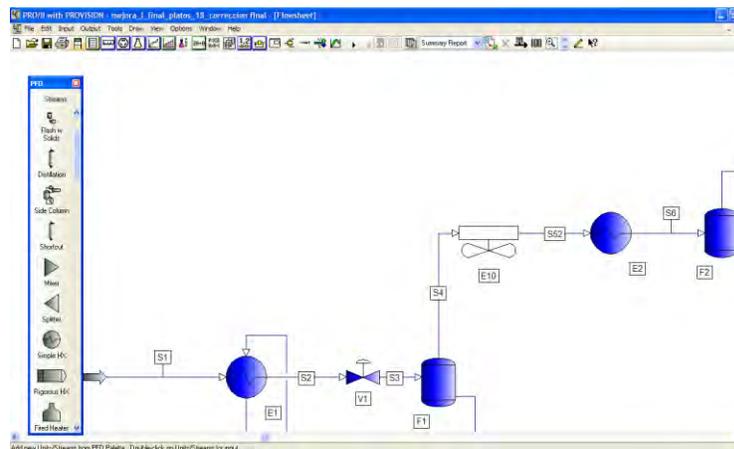


Figura (B.15). Acondicionamiento de la fase vapor de la segunda etapa de separación, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Una vez realizada la condensación se ajustó la presión de esta corriente para ser introducida al segundo recipiente separador, como puede observarse en la figura



(B.15), las variables de operación de este segundo recipiente separador, se establecieron de la misma manera que las empleadas para el primero.

Este segundo recipiente separador tiene dos corrientes de producto, la fase vapor y líquida. Para el caso de la corriente de vapor, esta se obtiene a una presión muy baja como para ser entregada a estas condiciones al L.B (de 0.3 Kg/cm^2), por lo cual, se adiciona un sistema de compresión de dos etapas:

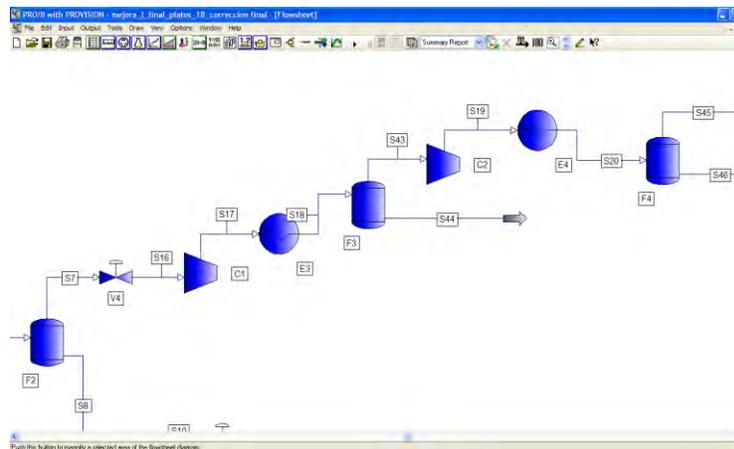


Figura (B.16). Sistema de compresión de la fase vapor, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

La presión de salida del segundo recipiente separador se ajusta para ser introducida a la primera etapa de compresión, la cual se realiza de 0.3 Kg/cm^2 a 38°C hasta 2.724 Kg/cm^2 a 93.5°C , la introducción de las variables de operación para el mismo pueden observarse en la siguiente figura:

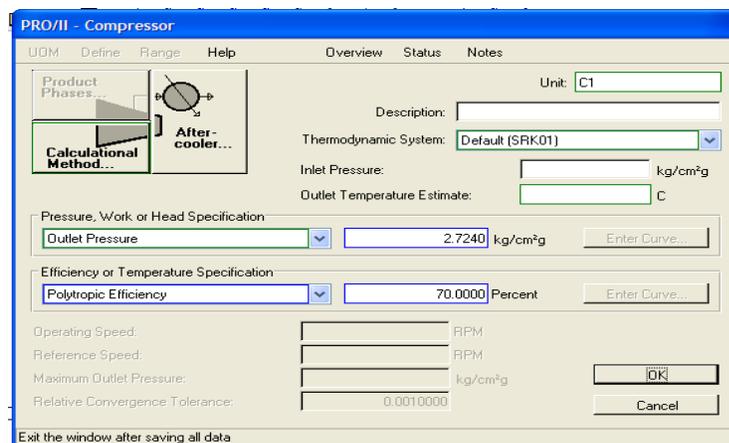


Figura (B.17). Compresor de gas amargo, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



Las variables que se emplearon para la convergencia del compresor fueron la presión de salida y la eficiencia politrópica (esta se estableció del 70%).

Debido a que la corriente de producto de gas amargo contiene pequeñas fracciones de gasolina y turbosina, la mezcla resultante de la compresión de enfriamiento y se introduce en un recipiente separador para la recuperación de los hidrocarburos pesados.

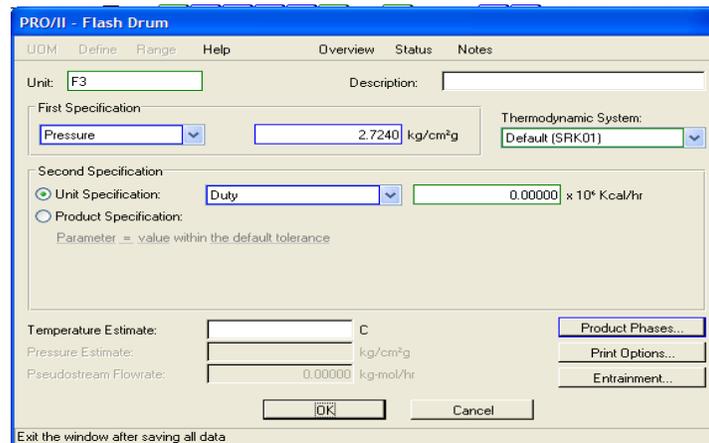


Figura (B.18). Separador de gas amargo, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

La mezcla resultante de la primera etapa de compresión se condensa a 43.8 °C, siendo esta temperatura la variable a ser especificada para la convergencia de este equipo.

El vapor que sale como producto de la separación se introduce a la segunda etapa de compresión, la cual se realiza de 2.72 Kg/cm² a 44.2°C hasta 8.049 Kg/cm² a 95.6 °C. La especificación de las variables de operación se realizó de la misma manera respecto a la primera etapa de compresión, tomando en cuenta los nuevos valores de la presión a los cuales es ahora comprimido el gas amargo.

Retomando los productos líquidos de las primeras dos etapas de separación anteriores, cada una de estas corrientes se unen a la succión de una bomba, para mandar ambos productos líquidos a precalentarse y ser introducidos como alimentación al plato no. 11 de la Torre fraccionadora.



La especificación de las variables para las bombas centrífugas puede observarse en las siguientes figuras:

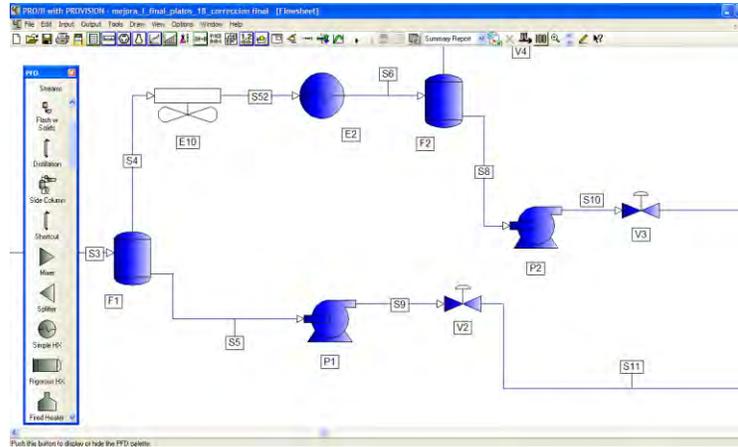


Figura (B.19). Bombeo de producto líquido, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Unit	Description
P1	

Product Stream: S9 Thermodynamic System: Default (SRK01)

Pressure Specification

- Outlet Pressure: 6.3830 kg/cm²g Efficiency: 100.00 Percent
- Pressure Rise: 0.00000 kg/cm²
- Pressure Ratio:

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura (B.20). Especificación de las variables para la bomba GA-701, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Unit	Description
P2	

Product Stream: S10 Thermodynamic System: Default (SRK01)

Pressure Specification

- Outlet Pressure: 5.8650 kg/cm²g Efficiency: 100.00 Percent
- Pressure Rise: 0.00000 kg/cm²
- Pressure Ratio:

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura (B.21). Especificación de las variables para la bomba GA-702, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



La variable que se especificó para las bombas centrífugas fue la presión de descarga.

En las corrientes respectivas a la descarga de cada una de las bombas, se colocó una válvula, con la finalidad de tomar en cuenta el control de nivel dentro de cada uno de los tanques de separación.

Ambas corrientes se mezclaron con la finalidad de precalentar toda la mezcla e introducirla al plato no. 11 de la Torre fraccionadora:

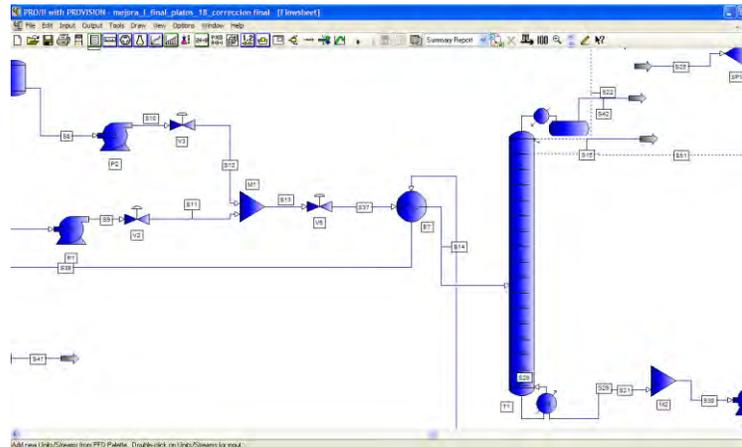


Figura (B.22). Mezclado y precalentamiento de la alimentación a la Torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

El calentamiento de esta corriente se realizó de 162.4 °C a 200°C e introducida como alimentación a la torre fraccionadora.

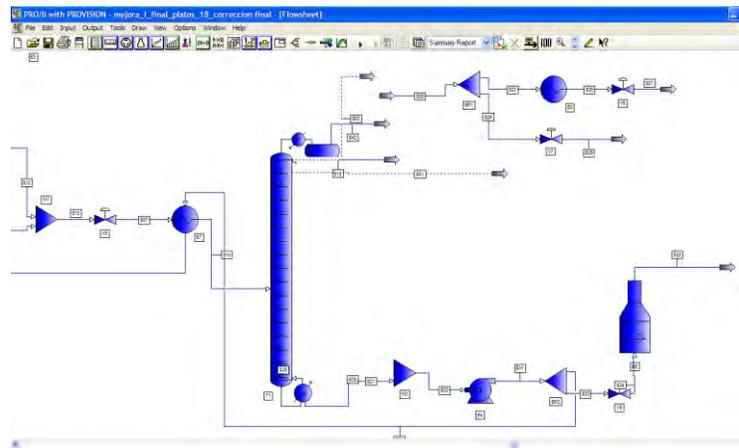


Figura (B.23). Alimentación a la Torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



Una de las primeras especificaciones para la torre fraccionadora, es el establecimiento del número de etapas teóricas (platos teóricos) que la integran, esta torre consta de 18 platos teóricos, contando al condensador y reboiler de la misma:

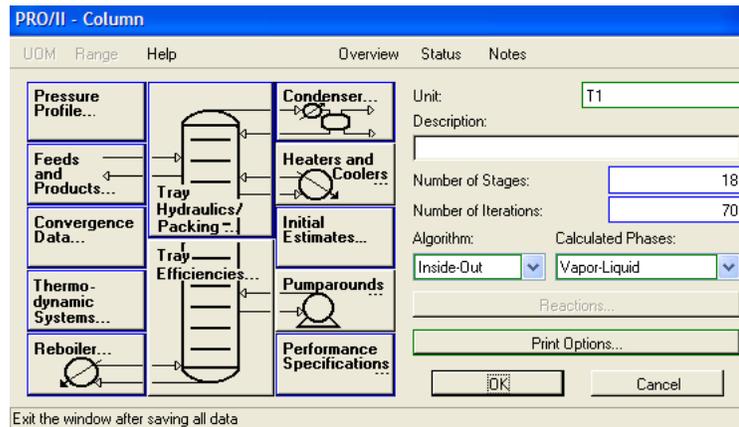


Figura (B.24). Menú de especificaciones de la Torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Como puede observarse en la figura (B.24), la torre fraccionadora tiene un menú para el establecimiento de sus especificaciones. Una de las primeras variables a especificar es la presión de operación dentro a la cual opera la columna, así como también, la caída de presión (ΔP) por plato o la caída de presión total en toda la torre:

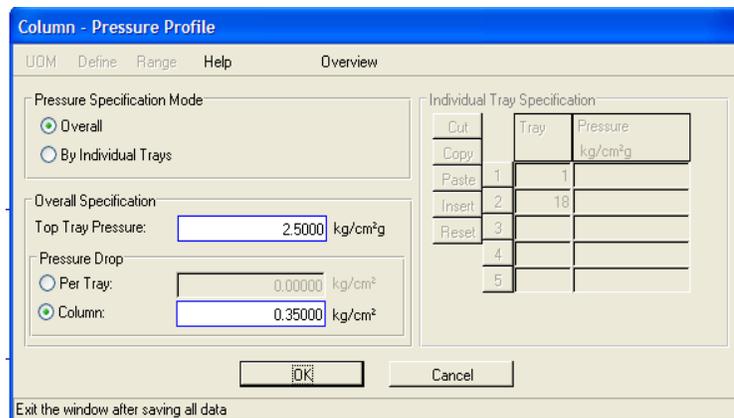


Figura (B.25). Especificación de la Presión de operación de la Torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Establecida la presión de operación dentro de la torre, la siguiente especificación de variables en el menú de la torre se realiza para las alimentaciones y productos:

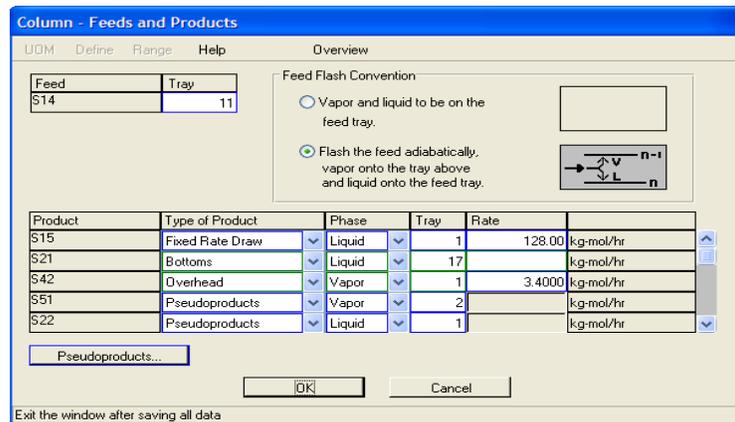


Figura (B.26). Especificación de las alimentaciones y productos de la Torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Las especificaciones que requieren establecerse en esta opción es la selección del plato ó platos de alimentación a la torre, los valores de los flujos molares de vapor (gases amargos) como producto en el acumulador y de producto líquido (gasolina), teniendo como mínimo la especificación de estas tres variables en la opción de *Feeds and Products*, puede especificarse en automático la otra, que vendría siendo el flujo molar del producto de fondos (turbosina).

Una vez establecidas las variables de la ventana de *Feeds and Products*, se seleccionó el sistema termodinámico en base al cual se realizaron las operaciones dentro de la columna:

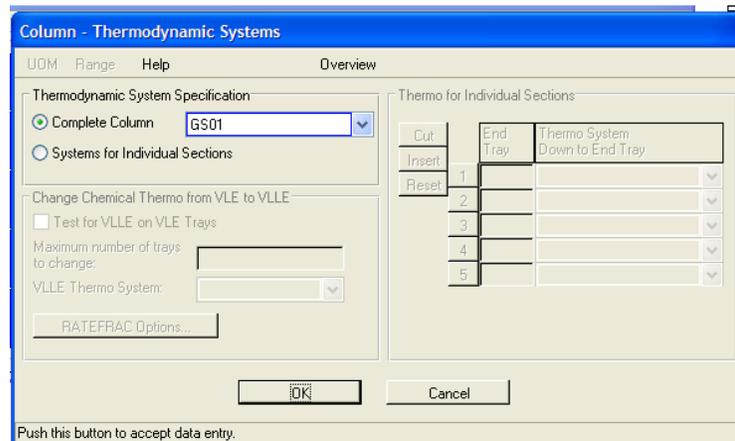


Figura (B.27). Especificación del método termodinámico de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



Estableciendo el método termodinámico de Grayson-Streed a ser empleado en toda la torre para su convergencia.

Enseguida se procedió a la selección de las variables que caracterizan al reboiler de la columna:

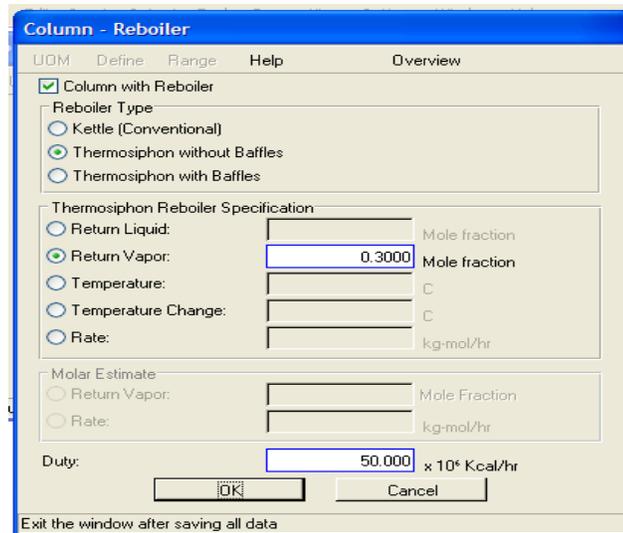


Figura (B.28). Especificación de las características del reboiler de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

En la ventana de *Reboiler* se pueden seleccionar las características y tipo de reboiler que será empleado para dar calor a la columna, en esta opción se selecciono un termosifón sin baffles. Como segunda especificación se estableció la fracción mol de vaporización de la corriente que alimenta a la columna el cual se estableció de 0.3. Otra especificación puede ser igualmente establecida, como la fracción de líquido que regresa a la columna, la temperatura, flujo molar etc.

Otra especificación que puede ser empleada como punto de partida para el cálculo del consumo de energía de este equipo, es proporcionar un valor estimado de su carga térmica.

Establecidos los tres parámetros principales del reboiler, se procedió a dar las especificaciones para el condensador:

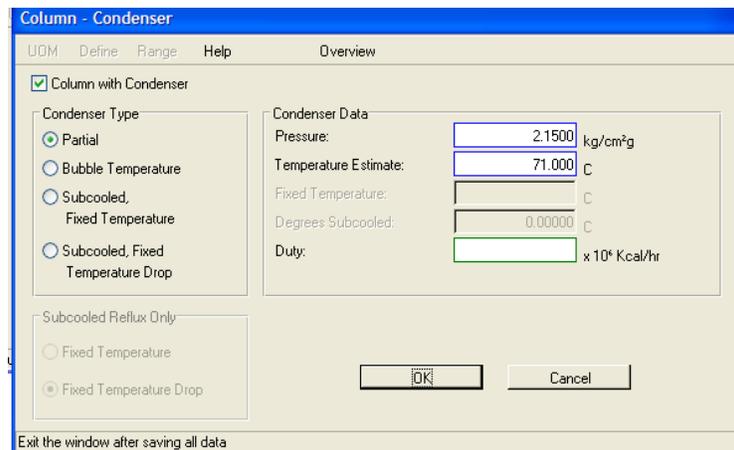


Figura (B.29). Especificación de las características del condensador de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

En esta ventana de *Condenser* se establece el tipo de condensador del producto de domos en la torre que se requiera emplear, para este caso, se selecciona un condensador del tipo parcial, enseguida, se establece el valor de la presión de la corriente de salida del condensador, contemplando la caída de presión del mismo, y la temperatura de la corriente del condensado.

Establecidas las variables para el condensador de la torre, se procedió a dar como referencia, algunos estimados iniciales para dar como referencia parámetros de cálculo en base a los cuales podría realizarse la convergencia de la torre:

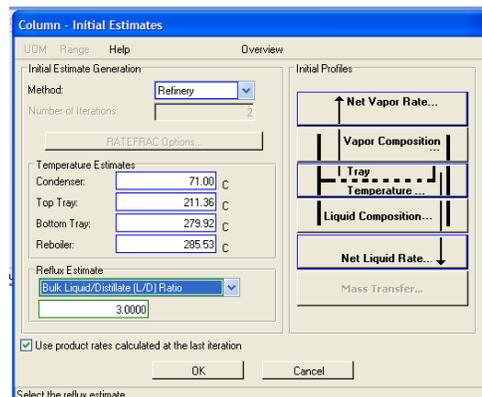


Figura (B.30). Especificación de los estimados iniciales de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Esto con la finalidad de proporcionar al simulador valores cercanos de algunas variables para lograr la convergencia de la Torre, dando el valor esperado de los



parámetros de la temperatura de condensación de los domos, temperatura de operación en el domo y fondo de la torre, temperatura de salida del reboiler y una relación de reflujo estimada.

Los valores de estas variables son datos que se tomaron como referencia de la operación de la torre de fraccionamiento actual del Caso Base.

Establecidos estos parámetros, se procedió a la especificación de la relación de reflujo y del valor del flujo molar de vapor como producto del condensador en la opción de *Specifications and Variables*:

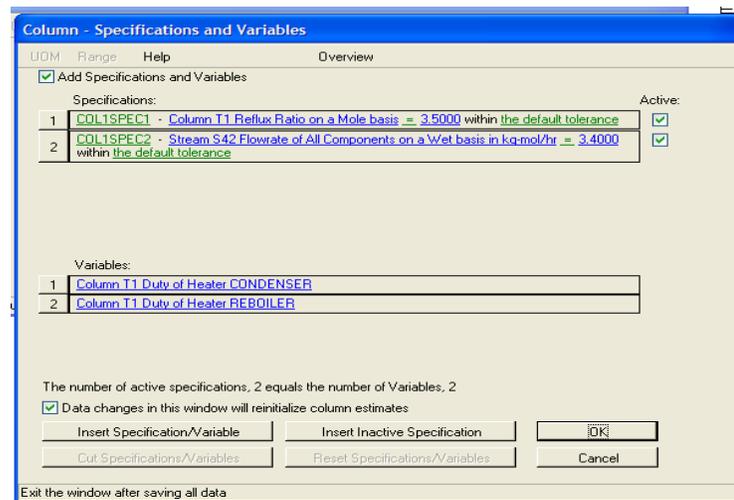


Figura (B.31). Especificación de variables fijas de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

La relación de reflujo en la torre es un parámetro que puede ir siendo variado, así como también, el flujo molar de vapor (gas amargo) como producto del acumulador de la torre. Estas son variables que se quedan fijas, realizándose el cálculo de la torre respetando el valor de estas variables.

Otras variables como el producto de vapor en la torre, temperatura de algún plato, fracción molar de algún componente, etc., también pueden ser especificadas.



A continuación se especifica el número de iteraciones y el tipo de algoritmo de cálculo a ser empleado para realizar las operaciones de la torre, estableciendo las fases que se encuentran en la operación de destilación:

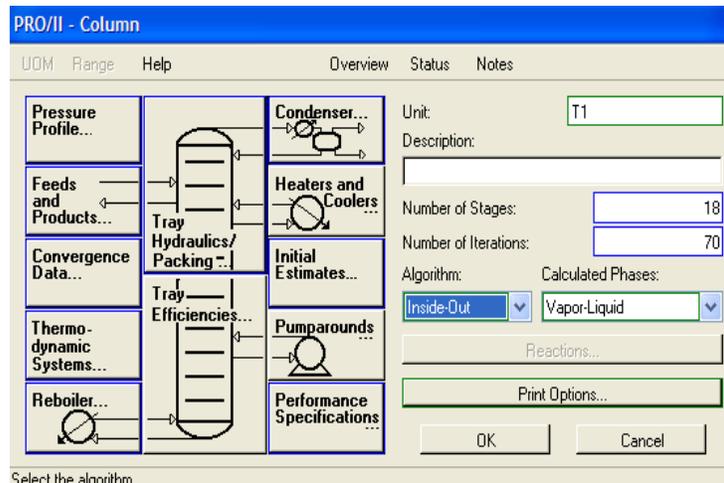


Figura (B.32). Especificación de la iteraciones y algoritmo de calculo de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Una forma para determinar algunas de las características de la torre como el diámetro de los platos y su inundamiento, número de pasos, inundamiento de las bajantes etc., y el comportamiento de la torre realizando alguna modificación de estos parámetros es mediante la opción de *Tray Hydraulics/Packing...*,

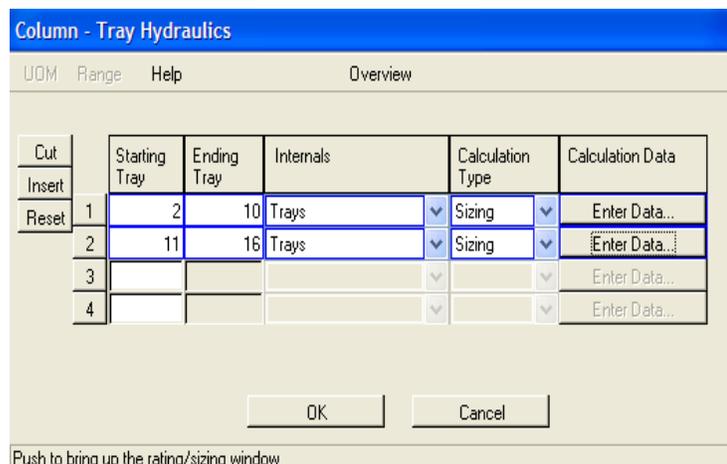


Figura (B.33). Especificación de parámetros de diseño de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



Como se observa en la figura (B.33), en esta opción se pueden indicar los platos en base a los cuales se requiere conocer algunos de los parámetros de diseño, esto se realiza seleccionando la opción *Sizing* para un rango de platos anteriormente establecido:

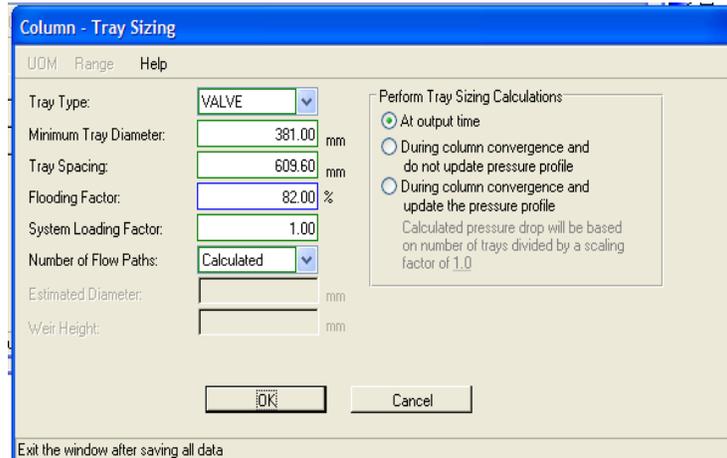


Figura (B.34). Especificación las características de los platos de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

El cálculo para el diámetro de los platos se realiza considerando parámetros estándar para su diseño, es decir considerando un diámetro mínimo de 381 mm y un espaciamento de bajantes de 610mm. En cuanto al porcentaje de inundación, se estableció que se determinara el diámetro de los platos de manera tal que no sobrepasara el 82% de inundamiento, este es uno de los parámetros que principalmente tomó en cuenta para proponer el diámetro de los platos. En cuanto al número de pasos (arreglo de los platos dentro de la torre) se especificó que se calculara.

Una vez establecido el diámetro de los platos, número de pasos, espaciamento entre bajantes, puede efectuarse la simulación de la torre introduciendo los valores seleccionados en la opción *rating*, para observar el comportamiento de la torre únicamente con estas dimensiones:



Cut	Starting Tray	Ending Tray	Internals	Calculation Type	Calculation Data
1	2	10	Trays	Rating	Enter Data...
2	11	16	Trays	Rating	Enter Data...
3					Enter Data...
4					Enter Data...

Figura (B.35). Especificación las características de los platos de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Tray Data

Type: VALVE(V1)

Diameter: 3048.0 mm

Spacing: 609.60 mm

Deck Thickness: 14 Gauge

System Loading Factor: 1.00

Number of Flow Paths: 2

Valve/Cap/Sieve Data

Number Per Tray:

Diameter: 47.625000 mm

Wall Thickness: 16 Gauge

Spacing: 25.400 mm

Construction Materials: Stainless Steel

Sieve Holes Area: 12.000 Percent

Downcomer

Weir Height: 50.800 mm

Clearance: 38.100 mm

Downcomer Widths

Side: Top mm, Bottom mm

Center:

Off Center:

Off Side:

Perform Tray Rating Calculations

At Output Time

During Column Convergence and Do Not Update Pressure Profile

During Column Convergence and Update the Pressure Profile

Calculated pressure drop will be based on number of trays divided by a scaling factor of 1.0

Figura (B.36). Especificación las características de los platos de la sección de rectificación de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Tray Data

Type: VALVE(V1)

Diameter: 4114.4 mm

Spacing: 762.40 mm

Deck Thickness: 14 Gauge

System Loading Factor: 1.00

Number of Flow Paths: 2

Valve/Cap/Sieve Data

Number Per Tray:

Diameter: 47.625000 mm

Wall Thickness: 16 Gauge

Spacing: 25.400 mm

Construction Materials: Stainless Steel

Sieve Holes Area: 12.000 Percent

Downcomer

Weir Height: 50.800 mm

Clearance: 38.100 mm

Downcomer Widths

Side: Top mm, Bottom mm

Center:

Off Center:

Off Side:

Perform Tray Rating Calculations

At Output Time

During Column Convergence and Do Not Update Pressure Profile

During Column Convergence and Update the Pressure Profile

Calculated pressure drop will be based on number of trays divided by a scaling factor of 1.0

Figura (B.37). Especificación las características de los platos de la sección de agotamiento de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



Por último, la corriente del producto de fondos que se encuentra a 279.68°C se enfría al intercambiar calor con la corriente de alimentación a la torre fraccionadora a 180°C , esto se realiza conectando la línea del producto de fondos en la conexión del servicio de este intercambiador de como puede observarse en la siguiente figura:

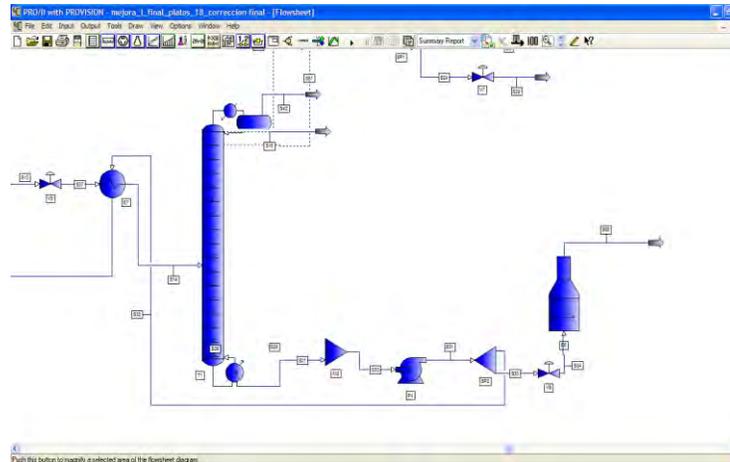


Figura (B.38). Arreglo del producto de fondos de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.

Con la finalidad de seguir aprovechando el calor de esta corriente que se encuentra a 240.98°C , se introduce en la conexión de servicio del calentador de alimentación al primer separador, para enfriar esta corriente y calentar la alimentación a 170°C como puede observarse en la siguiente figura:

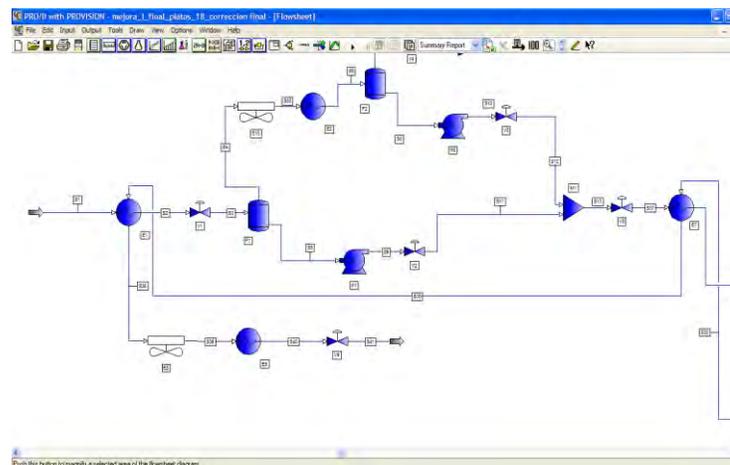


Figura (B.39). Arreglo del producto de fondos de la torre fraccionadora, para el modelamiento de la Propuesta de Mejora I.



Encontrándose la corriente de fondos muy caliente como para entregar el producto en L.B a 109.7°C, se procedió a enfriarla, introduciendo la corriente en un Aéroenfriador para obtener una temperatura de salida de esta corriente de 55°C, continuando con el enfriamiento hasta 38°C en un intercambiador de tubos y coraza. Finalmente se regula la presión de salida de esta corriente para entregar la Turbosina a 4.9 Kg/cm² man.

Lo anteriormente explicado ilustra la manera en la cual fué realizado el modelamiento de la propuesta de Mejora I. El modelamiento de la Propuesta de Mejora II se realizó de manera muy semejante a esta, con la diferencia de emplear diferentes condiciones de operación para el modelamiento de su esquema de separación. Los métodos termodinámicos aquí empleados para la simulación de esta Propuesta de Mejora son igualmente empleados para la Propuesta de Mejora II.

Para el modelamiento de la torre fraccionadora los parámetros y la selección de las variables no cambian considerablemente.

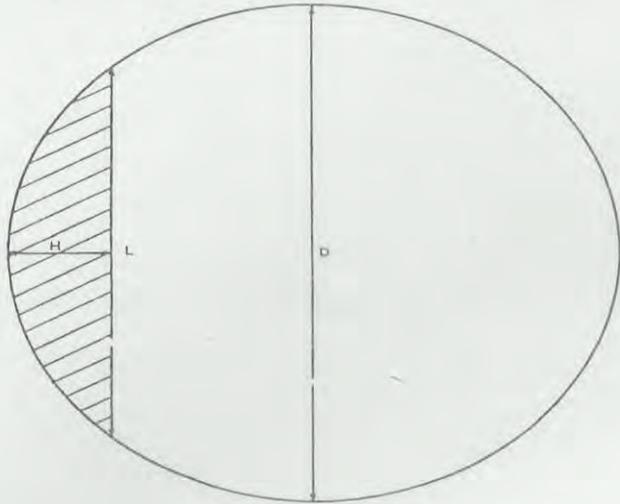




Anexo C. Tablas

Tablas que relacionan el valor de $\frac{H_{LL}}{D} = \frac{\text{Nivel bajo del liquido pesado}}{\text{Diámetro del recipiente}}$ para

la obtención de $\frac{A_{LL}}{A_T} = \frac{\text{Área del Nivel bajo del liquido pesado}}{\text{Área Total del recipiente}}$



D = TOWER DIAMETER
H = CHORD HEIGHT
L = CHORD LENGTH
A_{LL} = CHORD AREA
A_T = TOWER AREA

H/D FROM .0 TO .1			H/D FROM .1 TO .2			H/D FROM .2 TO .3			H/D FROM .3 TO .4			H/D FROM .4 TO .5			H/D FROM .5 TO .6			H/D FROM .6 TO .7			H/D FROM .7 TO .8			H/D FROM .8 TO .9			H/D FROM .9 TO 1.0																																																																																																																																																																														
H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T	H/D	L/D	A _{LL} /A _T																																																																																																																																																																												
.0000	.0000	.0000	.0200	.2800	.0048	.0400	.3919	.0134	.0600	.4750	.0245	.0800	.5426	.0375	.1000	.5981	.0511	.1200	.6457	.0654	.1400	.6861	.0800	.7226	.0950	.1600	.7699	.1099	.8099	.1250	.8461	.1400	.8781	.1550	.9050	.1700	.9276	.1850	.9457	.1999	.9599	.2100	.9699	.2200	.9750	.2300	.9776	.2400	.9799	.2500	.9811	.2600	.9826	.2700	.9841	.2800	.9850	.2900	.9857	.3000	.9861	.3100	.9864	.3200	.9866	.3300	.9867	.3400	.9868	.3500	.9868	.3600	.9868	.3700	.9867	.3800	.9864	.3900	.9859	.4000	.9850	.4100	.9837	.4200	.9821	.4300	.9800	.4400	.9776	.4500	.9749	.4600	.9719	.4700	.9686	.4800	.9650	.4900	.9611	.5000	.9569	.5100	.9526	.5200	.9481	.5300	.9434	.5400	.9386	.5500	.9337	.5600	.9286	.5700	.9234	.5800	.9181	.5900	.9126	.6000	.9070	.6100	.9014	.6200	.8957	.6300	.8899	.6400	.8841	.6500	.8781	.6600	.8721	.6700	.8660	.6800	.8599	.6900	.8537	.7000	.8476	.7100	.8414	.7200	.8350	.7300	.8286	.7400	.8221	.7500	.8157	.7600	.8092	.7700	.8026	.7800	.7961	.7900	.7896	.8000	.7831	.8100	.7766	.8200	.7700	.8300	.7634	.8400	.7569	.8500	.7500	.8600	.7434	.8700	.7369	.8800	.7299	.8900	.7234	.9000	.7169	.9100	.7099	.9200	.7026	.9300	.6950	.9400	.6876	.9500	.6800	.9600	.6721	.9700	.6646	.9800	.6570	.9900	.6499	1.0000	.6434

Tabla (C.1). Relación de H_{LL}/D para la obtención de A_{LL}/A_T.



Glosario



H/D FROM .1 TO .2														
H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T
.1000	.6000	.0520	.1200	.6499	.0680	.1400	.6940	.0851	.1600	.7332	.1033	.1800	.7684	.1224
.1005	.6013	.0524	.1205	.6511	.0684	.1405	.6950	.0855	.1605	.7341	.1037	.1805	.7692	.1229
.1010	.6027	.0528	.1210	.6523	.0688	.1410	.6960	.0860	.1610	.7351	.1042	.1810	.7700	.1234
.1015	.6040	.0532	.1215	.6534	.0692	.1415	.6971	.0864	.1615	.7360	.1047	.1815	.7709	.1239
.1020	.6053	.0536	.1220	.6546	.0696	.1420	.6981	.0869	.1620	.7369	.1051	.1820	.7717	.1244
.1025	.6066	.0540	.1225	.6557	.0701	.1425	.6991	.0873	.1625	.7378	.1056	.1825	.7725	.1249
.1030	.6079	.0544	.1230	.6569	.0705	.1430	.7001	.0878	.1630	.7387	.1061	.1830	.7733	.1253
.1035	.6092	.0547	.1235	.6580	.0709	.1435	.7012	.0882	.1635	.7396	.1066	.1835	.7742	.1258
.1040	.6105	.0551	.1240	.6592	.0713	.1440	.7022	.0886	.1640	.7406	.1070	.1840	.7750	.1263
.1045	.6118	.0555	.1245	.6603	.0717	.1445	.7032	.0891	.1645	.7415	.1075	.1845	.7758	.1268
.1050	.6131	.0559	.1250	.6614	.0721	.1450	.7042	.0895	.1650	.7424	.1080	.1850	.7766	.1273
.1055	.6144	.0563	.1255	.6626	.0726	.1455	.7052	.0900	.1655	.7433	.1084	.1855	.7774	.1278
.1060	.6157	.0567	.1260	.6637	.0730	.1460	.7062	.0904	.1660	.7442	.1089	.1860	.7782	.1283
.1065	.6170	.0571	.1265	.6648	.0734	.1465	.7072	.0909	.1665	.7451	.1094	.1865	.7790	.1288
.1070	.6182	.0575	.1270	.6659	.0738	.1470	.7082	.0913	.1670	.7460	.1099	.1870	.7798	.1293
.1075	.6195	.0579	.1275	.6671	.0743	.1475	.7092	.0918	.1675	.7468	.1103	.1875	.7806	.1298
.1080	.6208	.0583	.1280	.6682	.0747	.1480	.7102	.0922	.1680	.7477	.1108	.1880	.7814	.1303
.1085	.6220	.0587	.1285	.6693	.0751	.1485	.7112	.0927	.1685	.7486	.1113	.1885	.7822	.1308
.1090	.6233	.0591	.1290	.6704	.0755	.1490	.7122	.0932	.1690	.7495	.1118	.1890	.7830	.1313
.1095	.6245	.0595	.1295	.6715	.0760	.1495	.7132	.0936	.1695	.7504	.1122	.1895	.7838	.1318
.1100	.6258	.0598	.1300	.6726	.0764	.1500	.7141	.0941	.1700	.7513	.1127	.1900	.7846	.1323
.1105	.6270	.0602	.1305	.6737	.0768	.1505	.7151	.0945	.1705	.7521	.1132	.1905	.7854	.1328
.1110	.6283	.0606	.1310	.6748	.0773	.1510	.7161	.0950	.1710	.7530	.1137	.1910	.7862	.1333
.1115	.6295	.0610	.1315	.6759	.0777	.1515	.7171	.0954	.1715	.7539	.1142	.1915	.7870	.1338
.1120	.6307	.0614	.1320	.6770	.0781	.1520	.7180	.0959	.1720	.7548	.1146	.1920	.7877	.1343
.1125	.6320	.0619	.1325	.6781	.0785	.1525	.7190	.0963	.1725	.7556	.1151	.1925	.7885	.1348
.1130	.6332	.0623	.1330	.6791	.0790	.1530	.7200	.0968	.1730	.7565	.1156	.1930	.7893	.1353
.1135	.6344	.0627	.1335	.6802	.0794	.1535	.7209	.0973	.1735	.7574	.1161	.1935	.7901	.1358
.1140	.6356	.0631	.1340	.6813	.0798	.1540	.7219	.0977	.1740	.7582	.1166	.1940	.7909	.1363
.1145	.6368	.0635	.1345	.6824	.0803	.1545	.7229	.0982	.1745	.7591	.1171	.1945	.7916	.1368
.1150	.6380	.0639	.1350	.6834	.0807	.1550	.7238	.0986	.1750	.7599	.1175	.1950	.7924	.1373
.1155	.6392	.0643	.1355	.6845	.0811	.1555	.7248	.0991	.1755	.7608	.1180	.1955	.7932	.1378
.1160	.6404	.0647	.1360	.6856	.0816	.1560	.7257	.0996	.1760	.7616	.1185	.1960	.7939	.1383
.1165	.6416	.0651	.1365	.6866	.0820	.1565	.7267	.1000	.1765	.7625	.1190	.1965	.7947	.1388
.1170	.6428	.0655	.1370	.6877	.0825	.1570	.7276	.1005	.1770	.7633	.1195	.1970	.7955	.1393
.1175	.6440	.0659	.1375	.6887	.0829	.1575	.7285	.1009	.1775	.7642	.1200	.1975	.7962	.1398
.1180	.6452	.0663	.1380	.6898	.0833	.1580	.7295	.1014	.1780	.7650	.1204	.1980	.7970	.1403
.1185	.6464	.0667	.1385	.6908	.0838	.1585	.7304	.1019	.1785	.7659	.1209	.1985	.7977	.1409
.1190	.6476	.0671	.1390	.6919	.0842	.1590	.7314	.1023	.1790	.7667	.1214	.1990	.7985	.1414
.1195	.6488	.0676	.1395	.6929	.0847	.1595	.7323	.1028	.1795	.7675	.1219	.1995	.7992	.1419
H/D FROM .2 TO .3														
.2000	.8000	.1424	.2200	.8285	.1631	.2400	.8542	.1845	.2600	.8773	.2066	.2800	.8980	.2292
.2005	.8007	.1429	.2205	.8292	.1636	.2405	.8548	.1851	.2605	.8778	.2072	.2805	.8985	.2298
.2010	.8015	.1434	.2210	.8298	.1642	.2410	.8554	.1856	.2610	.8784	.2077	.2810	.8990	.2304
.2015	.8022	.1439	.2215	.8305	.1647	.2415	.8560	.1862	.2615	.8789	.2083	.2815	.8995	.2309
.2020	.8030	.1444	.2220	.8312	.1652	.2420	.8566	.1867	.2620	.8794	.2088	.2820	.8999	.2315
.2025	.8037	.1449	.2225	.8319	.1658	.2425	.8572	.1873	.2625	.8800	.2094	.2825	.9004	.2321
.2030	.8045	.1454	.2230	.8325	.1663	.2430	.8578	.1878	.2630	.8805	.2100	.2830	.9009	.2326
.2035	.8052	.1460	.2235	.8332	.1668	.2435	.8584	.1884	.2635	.8811	.2105	.2835	.9014	.2332
.2040	.8059	.1465	.2240	.8338	.1674	.2440	.8590	.1889	.2640	.8816	.2111	.2840	.9019	.2338
.2045	.8067	.1470	.2245	.8345	.1679	.2445	.8596	.1895	.2645	.8821	.2116	.2845	.9024	.2344
.2050	.8074	.1475	.2250	.8352	.1684	.2450	.8602	.1900	.2650	.8827	.2122	.2850	.9028	.2349
.2055	.8081	.1480	.2255	.8358	.1689	.2455	.8608	.1906	.2655	.8832	.2128	.2855	.9033	.2355
.2060	.8089	.1485	.2260	.8365	.1695	.2460	.8614	.1911	.2660	.8837	.2133	.2860	.9038	.2361
.2065	.8096	.1490	.2265	.8371	.1700	.2465	.8619	.1917	.2665	.8843	.2139	.2865	.9043	.2367
.2070	.8103	.1496	.2270	.8378	.1705	.2470	.8625	.1922	.2670	.8848	.2145	.2870	.9047	.2372
.2075	.8110	.1501	.2275	.8384	.1711	.2475	.8631	.1927	.2675	.8853	.2150	.2875	.9052	.2378
.2080	.8118	.1506	.2280	.8391	.1716	.2480	.8637	.1933	.2680	.8858	.2156	.2880	.9057	.2384
.2085	.8125	.1511	.2285	.8397	.1721	.2485	.8643	.1938	.2685	.8864	.2161	.2885	.9061	.2390
.2090	.8132	.1516	.2290	.8404	.1727	.2490	.8649	.1944	.2690	.8869	.2167	.2890	.9066	.2395
.2095	.8139	.1521	.2295	.8410	.1732	.2495	.8654	.1949	.2695	.8874	.2173	.2895	.9071	.2401
.2100	.8146	.1527	.2300	.8417	.1738	.2500	.8660	.1955	.2700	.8879	.2178	.2900	.9075	.2407
.2105	.8153	.1532	.2305	.8423	.1743	.2505	.8666	.1961	.2705	.8884	.2184	.2905	.9080	.2413
.2110	.8160	.1537	.2310	.8429	.1748	.2510	.8672	.1966	.2710	.8890	.2190	.2910	.9084	.2419
.2115	.8167	.1542	.2315	.8436	.1754	.2515	.8678	.1972	.2715	.8895	.2195	.2915	.9089	.2424
.2120	.8174	.1547	.2320	.8442	.1759	.2520	.8683	.1977	.2720	.8900	.2201	.2920	.9094	.2430
.2125	.8182	.1553	.2325	.8449	.1764	.2525	.8689	.1983	.2725	.8905	.2207	.2925	.9098	.2436
.2130	.8189	.1558	.2330	.8455	.1770	.2530	.8695	.1988	.2730	.8910	.2212	.2930	.9103	.2442
.2135	.8196	.1563	.2335	.8461	.1775	.2535	.8700	.1994	.2735	.8915	.2218	.2935	.9107	.2448
.2140	.8203	.1568	.2340	.8467	.1781	.2540	.8706	.1999	.2740	.8920	.2224	.2940	.9112	.2453
.2145	.8210	.1573	.2345	.8474	.1786	.2545	.8712	.2005	.2745	.8925	.2229	.2945	.9116	.2459
.2150	.8216	.1579	.2350	.8480	.1791	.2550	.8717	.2010	.2750	.8930	.2235	.2950	.9121	.2465
.2155	.8223	.1584	.2355	.8486	.1797	.2555	.8723	.2016	.2755	.8935	.2241	.2955	.9125	.2471
.2160	.8230	.1589	.2360	.8492	.1802	.2560	.8728	.2021	.2760	.8940	.2246	.2960	.9130	.2477
.2165	.8237	.1594	.2365	.8499	.1808	.2565	.8734	.2027	.2765	.8945	.2252	.2965	.9134	.2482
.2170	.8244	.1600	.2370	.8505	.1813	.2570	.8740	.2033	.2770	.8950	.2258	.2970	.9139	.2488
.2175	.8251	.1605	.2375	.8511	.1818	.2575	.8745	.2038	.2775	.8955	.2264	.2975	.9143	.2494
.2180	.8258	.1610	.2380	.8517	.1824	.2580	.8751	.2044	.2780	.8960	.2269	.2980	.9148	.2500
.2185	.8265	.1615	.2385	.8523	.1829	.2585	.8756	.2049	.2785	.8965	.2275	.2985	.9152	.2506
.2190	.8271	.1621	.2390	.8529	.1835	.2590	.8762	.2055	.2790	.8970	.2281	.2990	.9156	.2511
.2195	.8278	.1626	.2395	.8536	.1840	.2595	.8767	.2060	.2795	.8975	.2286	.2995	.9161	.2517

Tabla (C.2). Relación de H_{LL}/D para la obtención de A_{LL}/A_T.



Glosario



H/D			H/D			H/D FROM -3 TO -4			H/D			H/D		
H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T
.3000	.9165	.2523	.3200	.9330	.2759	.3400	.9474	.2998	.3600	.9600	.3241	.3800	.9708	.3487
.3005	.9170	.2529	.3205	.9333	.2765	.3405	.9478	.3004	.3605	.9603	.3247	.3805	.9710	.3493
.3010	.9174	.2535	.3210	.9337	.2771	.3410	.9481	.3010	.3610	.9606	.3253	.3810	.9713	.3499
.3015	.9178	.2541	.3215	.9341	.2777	.3415	.9484	.3016	.3615	.9609	.3259	.3815	.9715	.3505
.3020	.9183	.2547	.3220	.9345	.2782	.3420	.9488	.3022	.3620	.9612	.3265	.3820	.9718	.3512
.3025	.9187	.2552	.3225	.9349	.2788	.3425	.9491	.3028	.3625	.9614	.3272	.3825	.9720	.3518
.3030	.9191	.2558	.3230	.9352	.2794	.3430	.9494	.3034	.3630	.9617	.3278	.3830	.9722	.3524
.3035	.9195	.2564	.3235	.9356	.2800	.3435	.9498	.3040	.3635	.9620	.3284	.3835	.9725	.3530
.3040	.9200	.2570	.3240	.9360	.2806	.3440	.9501	.3046	.3640	.9623	.3290	.3840	.9727	.3536
.3045	.9204	.2576	.3245	.9364	.2812	.3445	.9504	.3053	.3645	.9626	.3296	.3845	.9730	.3543
.3050	.9208	.2582	.3250	.9367	.2818	.3450	.9507	.3059	.3650	.9629	.3302	.3850	.9732	.3549
.3055	.9212	.2588	.3255	.9371	.2824	.3455	.9511	.3065	.3655	.9631	.3308	.3855	.9734	.3555
.3060	.9217	.2593	.3260	.9375	.2830	.3460	.9514	.3071	.3660	.9634	.3315	.3860	.9737	.3561
.3065	.9221	.2599	.3265	.9379	.2836	.3465	.9517	.3077	.3665	.9637	.3321	.3865	.9739	.3567
.3070	.9225	.2605	.3270	.9382	.2842	.3470	.9520	.3083	.3670	.9640	.3327	.3870	.9741	.3574
.3075	.9229	.2611	.3275	.9386	.2848	.3475	.9524	.3089	.3675	.9642	.3333	.3875	.9744	.3580
.3080	.9233	.2617	.3280	.9390	.2854	.3480	.9527	.3095	.3680	.9645	.3339	.3880	.9746	.3586
.3085	.9237	.2623	.3285	.9393	.2860	.3485	.9530	.3101	.3685	.9648	.3345	.3885	.9748	.3592
.3090	.9242	.2629	.3290	.9397	.2866	.3490	.9533	.3107	.3690	.9651	.3351	.3890	.9751	.3598
.3095	.9246	.2635	.3295	.9401	.2872	.3495	.9536	.3113	.3695	.9653	.3357	.3895	.9753	.3605
.3100	.9250	.2640	.3300	.9404	.2878	.3500	.9539	.3119	.3700	.9656	.3364	.3900	.9755	.3611
.3105	.9254	.2646	.3305	.9408	.2884	.3505	.9543	.3125	.3705	.9659	.3370	.3905	.9757	.3617
.3110	.9258	.2652	.3310	.9411	.2890	.3510	.9546	.3131	.3710	.9661	.3376	.3910	.9759	.3623
.3115	.9262	.2658	.3315	.9415	.2896	.3515	.9549	.3137	.3715	.9664	.3382	.3915	.9762	.3629
.3120	.9266	.2664	.3320	.9419	.2902	.3520	.9552	.3143	.3720	.9667	.3388	.3920	.9764	.3636
.3125	.9270	.2670	.3325	.9422	.2908	.3525	.9555	.3150	.3725	.9669	.3394	.3925	.9766	.3642
.3130	.9274	.2676	.3330	.9426	.2914	.3530	.9558	.3156	.3730	.9672	.3401	.3930	.9768	.3648
.3135	.9278	.2682	.3335	.9429	.2920	.3535	.9561	.3162	.3735	.9675	.3407	.3935	.9771	.3654
.3140	.9282	.2688	.3340	.9433	.2926	.3540	.9564	.3168	.3740	.9677	.3413	.3940	.9773	.3661
.3145	.9286	.2693	.3345	.9436	.2932	.3545	.9567	.3174	.3745	.9680	.3419	.3945	.9775	.3667
.3150	.9290	.2699	.3350	.9440	.2938	.3550	.9570	.3180	.3750	.9682	.3425	.3950	.9777	.3673
.3155	.9294	.2705	.3355	.9443	.2944	.3555	.9573	.3186	.3755	.9685	.3431	.3955	.9779	.3679
.3160	.9298	.2711	.3360	.9447	.2950	.3560	.9576	.3192	.3760	.9688	.3438	.3960	.9781	.3685
.3165	.9302	.2717	.3365	.9450	.2956	.3565	.9579	.3198	.3765	.9690	.3444	.3965	.9783	.3692
.3170	.9306	.2723	.3370	.9454	.2962	.3570	.9582	.3204	.3770	.9693	.3450	.3970	.9786	.3698
.3175	.9310	.2729	.3375	.9457	.2968	.3575	.9585	.3211	.3775	.9695	.3456	.3975	.9788	.3704
.3180	.9314	.2735	.3380	.9461	.2974	.3580	.9588	.3217	.3780	.9698	.3462	.3980	.9790	.3710
.3185	.9318	.2741	.3385	.9464	.2980	.3585	.9591	.3223	.3785	.9700	.3468	.3985	.9792	.3717
.3190	.9322	.2747	.3390	.9467	.2986	.3590	.9594	.3229	.3790	.9703	.3475	.3990	.9794	.3723
.3195	.9326	.2753	.3395	.9471	.2992	.3595	.9597	.3235	.3795	.9705	.3481	.3995	.9796	.3729
H/D FROM -4 TO -5														
.4000	.9798	.3735	.4200	.9871	.3986	.4400	.9928	.4238	.4600	.9968	.4491	.4800	.9992	.4745
.4005	.9802	.3742	.4205	.9873	.3992	.4405	.9929	.4244	.4605	.9969	.4498	.4805	.9992	.4752
.4010	.9807	.3748	.4210	.9874	.3998	.4410	.9930	.4251	.4610	.9970	.4504	.4810	.9993	.4758
.4015	.9804	.3754	.4215	.9876	.4005	.4415	.9931	.4257	.4615	.9970	.4510	.4815	.9993	.4765
.4020	.9806	.3760	.4220	.9878	.4011	.4420	.9932	.4263	.4620	.9971	.4517	.4820	.9994	.4771
.4025	.9808	.3767	.4225	.9879	.4017	.4425	.9934	.4270	.4625	.9972	.4523	.4825	.9994	.4777
.4030	.9810	.3773	.4230	.9881	.4023	.4430	.9935	.4276	.4630	.9973	.4529	.4830	.9994	.4784
.4035	.9812	.3779	.4235	.9882	.4030	.4435	.9936	.4282	.4635	.9973	.4536	.4835	.9995	.4790
.4040	.9814	.3785	.4240	.9884	.4036	.4440	.9937	.4288	.4640	.9974	.4542	.4840	.9995	.4796
.4045	.9816	.3791	.4245	.9885	.4042	.4445	.9938	.4295	.4645	.9975	.4548	.4845	.9995	.4803
.4050	.9818	.3798	.4250	.9887	.4049	.4450	.9939	.4301	.4650	.9975	.4555	.4850	.9995	.4809
.4055	.9820	.3804	.4255	.9888	.4055	.4455	.9940	.4307	.4655	.9976	.4561	.4855	.9996	.4815
.4060	.9822	.3810	.4260	.9890	.4061	.4460	.9942	.4314	.4660	.9977	.4567	.4860	.9996	.4822
.4065	.9824	.3816	.4265	.9891	.4068	.4465	.9943	.4320	.4665	.9978	.4574	.4865	.9996	.4828
.4070	.9825	.3823	.4270	.9893	.4074	.4470	.9944	.4326	.4670	.9978	.4580	.4870	.9997	.4834
.4075	.9827	.3829	.4275	.9894	.4080	.4475	.9945	.4333	.4675	.9979	.4586	.4875	.9997	.4841
.4080	.9829	.3835	.4280	.9896	.4086	.4480	.9946	.4339	.4680	.9979	.4593	.4880	.9997	.4847
.4085	.9831	.3842	.4285	.9897	.4093	.4485	.9947	.4345	.4685	.9980	.4599	.4885	.9997	.4854
.4090	.9833	.3848	.4290	.9899	.4099	.4490	.9948	.4352	.4690	.9981	.4606	.4890	.9998	.4860
.4095	.9835	.3854	.4295	.9900	.4105	.4495	.9949	.4358	.4695	.9981	.4612	.4895	.9998	.4866
.4100	.9837	.3860	.4300	.9902	.4112	.4500	.9950	.4364	.4700	.9982	.4618	.4900	.9998	.4873
.4105	.9838	.3867	.4305	.9903	.4118	.4505	.9951	.4371	.4705	.9983	.4625	.4905	.9998	.4879
.4110	.9840	.3873	.4310	.9904	.4124	.4510	.9952	.4377	.4710	.9983	.4631	.4910	.9998	.4885
.4115	.9842	.3879	.4315	.9906	.4131	.4515	.9953	.4383	.4715	.9984	.4637	.4915	.9999	.4892
.4120	.9844	.3885	.4320	.9907	.4137	.4520	.9954	.4390	.4720	.9984	.4644	.4920	.9999	.4898
.4125	.9846	.3892	.4325	.9908	.4143	.4525	.9955	.4396	.4725	.9985	.4650	.4925	.9999	.4905
.4130	.9847	.3898	.4330	.9910	.4149	.4530	.9956	.4402	.4730	.9985	.4656	.4930	.9999	.4911
.4135	.9849	.3904	.4335	.9911	.4156	.4535	.9957	.4409	.4735	.9986	.4663	.4935	.9999	.4917
.4140	.9851	.3910	.4340	.9912	.4162	.4540	.9958	.4415	.4740	.9986	.4669	.4940	.9999	.4924
.4145	.9853	.3917	.4345	.9914	.4168	.4545	.9959	.4421	.4745	.9987	.4675	.4945	.9999	.4930
.4150	.9854	.3923	.4350	.9915	.4175	.4550	.9959	.4428	.4750	.9987	.4682	.4950	1.0000	.4936
.4155	.9856	.3929	.4355	.9916	.4181	.4555	.9960	.4434	.4755	.9988	.4688	.4955	1.0000	.4943
.4160	.9858	.3936	.4360	.9918	.4187	.4560	.9961	.4440	.4760	.9988	.4695	.4960	1.0000	.4949
.4165	.9860	.3942	.4365	.9919	.4194	.4565	.9962	.4447	.4765	.9989	.4701	.4965	1.0000	.4955
.4170	.9861	.3948	.4370	.9920	.4200	.4570	.9963	.4453	.4770	.9989	.4707	.4970	1.0000	.4962
.4175	.9863	.3954	.4375	.9922	.4206	.4575	.9964	.4460	.4775	.9990	.4714	.4975	1.0000	.4968
.4180	.9865	.3961	.4380	.9923	.4213	.4580	.9965	.4466	.4780	.9990	.4720	.4980	1.0000	.4975
.4185	.9866	.3967	.4385	.9924	.4219	.4585	.9965	.4472	.4785	.9991	.4726	.4985	1.0000	.4981
.4190	.9868	.3973	.4390	.9925	.4225	.4590	.9966	.4479	.4790	.9991	.4733	.4990	1.0000	.4987
.4195	.9870	.3979	.4395	.9927	.4232	.4595	.9967	.4485	.4795	.9992	.4739	.4995	1.0000	.4994
												.5000	1.0000	.5000

Tabla (C.3). Relación de H_{LL}/D para la obtención de A_{LL}/A_T.



Eficiencia de diferentes tipos de platos para columnas de Destilación.

Tipo de plato	Eficiencia (% del rango de capacidad en el cual la eficiencia permanece constante dentro de $\pm 15\%$)	Caída de presión por plato teórico al 85% de su capacidad. (pulgadas de agua)
Cachuchas	> 80	4.14
Válvulas	> 80	2.48
Perforado	55	2.05
Kittel	39	2.83

Tabla (C.4). Eficiencia de diferentes platos para columnas de destilación.