



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

**EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA SECCIÓN DE
FRACCIONAMIENTO DE LA PLANTA TRATADORA Y
FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS “U-600” DE LA
REFINERÍA “ING. HÉCTOR R. LARA SOSA” DE CADEREYTA N.L.
(PROPUESTA DE MEJORA)**

**T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERA QUÍMICA**

**P R E S E N T A:
ILIANA MONTSERRAT PORRAS RODRÍGUEZ**

**ASESOR DE TESIS:
IQ. ISMAEL NÚÑEZ BARRÓN**

CUAUTITLÁN IZACALLI, EDO. DE MÉX., 2013.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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



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 CUAUTITLÁN
UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLÁN

ASUNTO: VOTO APROBATORIO



DRA. SUEMI RODRÍGUEZ ROMO
DIRECTORA DE LA FES CUAUTITLÁN
PRESENTE

ATN: L.A. ARACELI HERRERA HERNÁNDEZ
Jefa del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán.

Con base en el Reglamento General de Exámenes, y la Dirección de la Facultad, nos permitimos a comunicar a usted que revisamos el: Trabajo de Tesis

Evaluación técnica de la sección de fraccionamiento de la planta tratadora y fraccionamiento de hidrocarburos "U-600" de la refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa" de Cadereyta N.L. (Propuesta de mejora)

Que presenta la pasante: Iliana Montserrat Porras Rodríguez
Con número de cuenta: 408015592 para obtener el Título de: Ingeniera Química

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPÍRITU"
Cuautitlán Izcalli, Méx. a 20 de Junio de 2013.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	IQ. Ismael Núñez Barrón	
VOCAL	IQ. Paula Alvarez Fernández	
SECRETARIO	IQ. Hugo de Avila Márquez	
1er. SUPLENTE	IQ. Raúl Gómez Gómez Tagle	
2do. SUPLENTE	M. en C. Pedro López Fajardo	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional (art. 127).

HHA/iac

Este trabajo, que representa la cúspide de todos los años de perseverancia y sacrificios personales para poder tener una profesión, lo dedico especialmente a mi mamá, Ma. Guadalupe Rodríguez

Jacinto, que es la persona a quien más admiro, quiero y respeto.

Todo lo que he logrado no lo hubiera hecho sin su respaldo, pues gran parte del tiempo y el esfuerzo empleado para conseguir este triunfo han sido mérito de ella.

Agradezco también a mi papá, Armando Martín Porras Bonilla, por creer siempre en mí, por alentarme y por darme los consejos más sabios en los momentos más inusitados.

A mi asesor, Ismael Núñez Barrón, quien con su enseñanza y su ejemplo me ha abierto los ojos al fascinante mundo de Ingeniera Química, y a quien en gran medida debo mi vocación y la oportunidad que tengo de desarrollarme profesionalmente en lo que me gusta hacer.

*A todos aquellos que contribuyeron en una u otra forma al desarrollo de este trabajo,
gracias de todo corazón.*

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN

1. GENERALIDADES

1.1 REFINERÍA “ING. HÉCTOR R. LARA SOSA” DE CADEREYTA N.L.....	3
1.2 PLANTA DE TRATAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE HIDROCARBUROS U-600.....	11

2. CASO DE ESTUDIO

2.1 JUSTIFICACIÓN.....	13
2.2 OBJETIVOS.....	14
2.3 BASES DE DISEÑO CONCEPTUALES.....	15
2.3.1 GENERALIDADES	15
2.3.2 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.....	16
2.3.3 ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO, LICUABLES (TORRE DESPROPANIZADORA).....	17
2.3.4. ESPECIFICACIÓN DE PRODUCTOS DE LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LICUABLES.....	18
(TORRE DESPROPANIZADORA)	18
2.3.5 CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN LÍMITE DE BATERÍA EN LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LICUABLES.	21
2.3.6 CONDICIONES DE PRODUCTOS EN LÍMITE DE BATERÍA DE LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LICUABLES.	21
2.3.7 AGENTES QUÍMICOS DE LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LICUABLES.	21
2.3.8 ELIMINACIÓN DE DESECHOS.	21
2.3.9 INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO.	22
2.3.10 SERVICIOS AUXILIARES.	23
2.3.11 SISTEMAS DE SEGURIDAD.....	28
2.3.12 CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS Y DEL SITIO.....	29
2.3.13 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.	32
2.3.14 NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES.	33

3. SECUENCIAS DE SEPARACIÓN

3.1 PROBLEMA COMBINATORIO.....	36
3.2 MÉTODOS PARA LA SELECCIÓN DE UNA SECUENCIA DE SEPARACIÓN.....	38
3.2.1 MÉTODO CUALITATIVO: REGLAS HEURÍSTICAS.....	38
3.2.2 MÉTODOS CUANTITATIVOS.....	40

4. ANÁLISIS TÉCNICO DEL CASO BASE

4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	50
4.1.1 GENERALIDADES	50
4.1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO (SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO).....	50
4.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	53
4.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA	55
4.4 LISTA DE EQUIPO	56
4.5 HOJAS DE DATOS DE EQUIPO DE PROCESO.	58
4.5.1 HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES	58
4.5.3 HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES.....	64
4.5.4 HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS	67
4.6 REQUERIMIENTO DE SERVICIOS AUXILIARES	70
4.6.1 VAPOR DE BAJA PRESIÓN.....	70
4.6.2 AGUA DE ENFRIAMIENTO	71
4.6.3 ENERGÍA ELÉCTRICA	72

5. PROPUESTA DE MEJORA AL ESQUEMA DE PROCESO

6. EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA PROPUESTA DE MEJORA

6.1 DEFINICIÓN DEL PROCESO	79
6.2 EVALUACIÓN DEL PROCESO	81
6.2.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	82
6.2.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.....	84
6.2.3 LISTA DE EQUIPO.....	113
6.3 DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS.....	115
6.3.1 HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES	115
6.3.2 HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR	117
6.3.3 HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES.....	124
6.3.4 HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS	127
6.4 MEMORIAS DE CÁLCULO PARA DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS	130
6.4.1 MEMORIA DE CÁLCULO PARA TORRES	130
6.4.2 MEMORIA DE CÁLCULO PARA RECIPIENTES.....	133
6.5 CÁLCULO DE SERVICIOS AUXILIARES	139
6.5.1 VAPOR DE BAJA PRESIÓN.....	139

6.5.2 AGUA DE ENFRIAMIENTO	140
6.5.3 ENERGÍA ELÉCTRICA	141
6.6 MEMORIAS DE CÁLCULO PARA EL CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES.....	142
6.6.1 AGUA DE ENFRIAMIENTO.	142
6.6.2 VAPOR DE CALENTAMIENTO.....	142
6.6.3 ENERGÍA ELÉCTRICA	143
7. ANÁLISIS DE RESULTADOS	
7.1 ESPECIFICACIÓN DE PRODUCTOS.....	147
7.1.1 BUTANOS	147
7.1.2 PROPANO.....	148
7.1.3 GAS COMBUSTIBLE DE FRACCIONAMIENTO A RED GENERAL.	149
7.2 CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO	150
7.2.1 TORRES	150
7.2.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	151
7.2.3 RECIPIENTES.....	153
7.2.4 BOMBAS.....	154
7.3 SERVICIOS AUXILIARES.....	155
7.3.1 VAPOR DE BAJA PRESIÓN.....	155
7.3.2 AGUA DE ENFRIAMIENTO	156
7.3.3 ENERGÍA ELÉCTRICA	157

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFÍA

INTRODUCCIÓN

En el presente trabajo se plantea una propuesta de mejora de la Sección de Fraccionamiento de la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos “U-600” de la Refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa” de Cadereyta N.L. Dicha propuesta se evalúa técnicamente y finalmente se realiza un análisis comparativo contra el diseño existente con la finalidad de determinar si el caso propuesto representa una mejor alternativa al proceso.

El planteamiento de la propuesta de mejora se lleva a cabo en base a la estructura del proceso de la sección de fraccionamiento, en la cual se fracciona LPG en gas combustible, butano y propano mediante una secuencia de separación que consta de dos columnas. Es justamente esto último lo que da la pauta para generar una alternativa de diseño de mejora, tomando como referencia los métodos cualitativos, como las reglas heurísticas, y los métodos cuantitativos para la selección de una secuencia de separación.

Con el esquema de mejora planteado, se realiza la evaluación técnica en la que se utiliza como herramienta el simulador de procesos PRO-II, en el cual se introduce dicho esquema y tal como su nombre lo indica, simula el proceso en estado estable partiendo de los requerimientos de productos finales y algunos parámetros de operación que se introducen a criterio propio.

Los resultados de la simulación del proceso se utilizan para generar la ingeniería básica del esquema de mejora, lo cual implica realizar algunos documentos, entre los que se citan la descripción de proceso, el diagrama de flujo de proceso, el balance de materia y energía, hojas de datos de equipos y requerimiento de servicios auxiliares.

Finalmente, al comparar técnicamente el diseño original de la planta existente contra la propuesta de mejora del caso de estudio, se observa que el esquema planteado representa mejoras técnicas (dimensionamiento de equipos) y energéticas (consumo de servicios auxiliares) al proceso.

1. GENERALIDADES

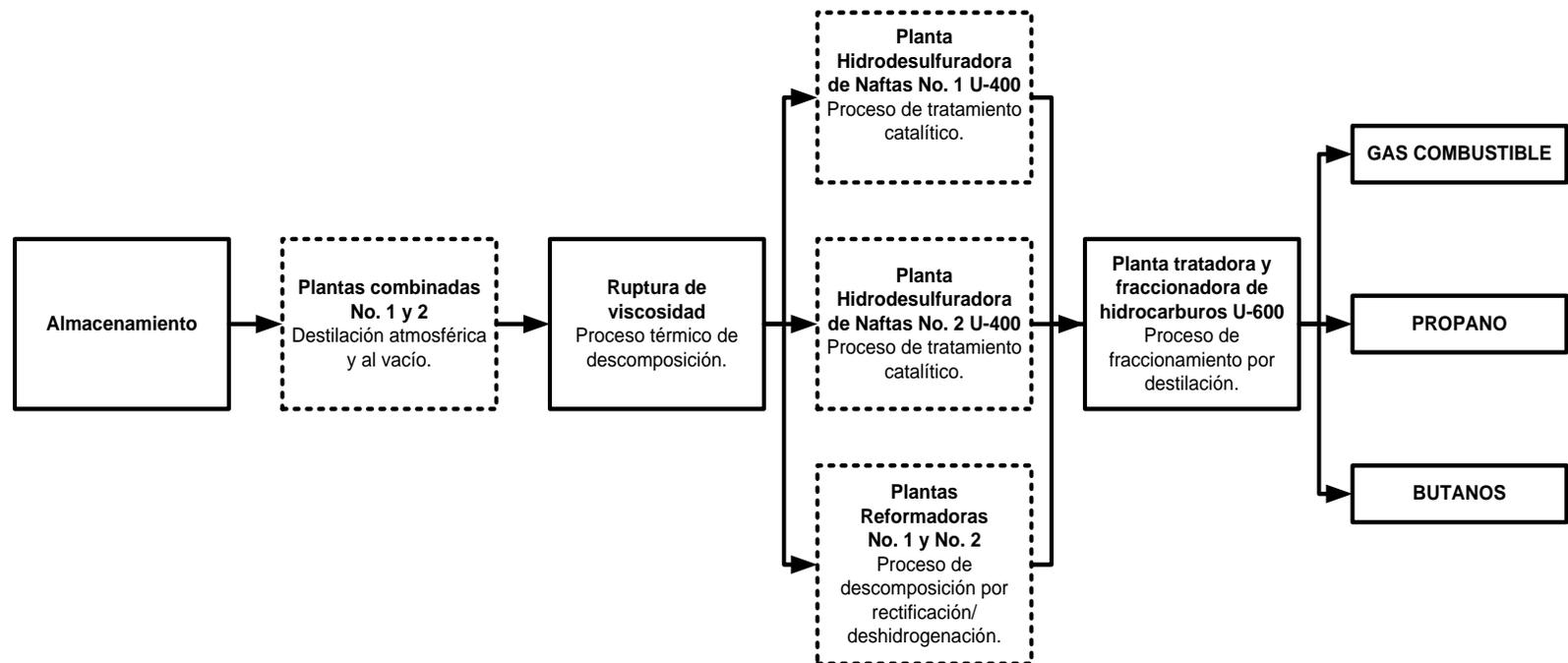
1.1 Refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa” de Cadereyta N.L.

La refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa" se encuentra localizada en el Estado de Nuevo León, en el municipio de Cadereyta Jiménez, a 36 kilómetros al este de la Ciudad de Monterrey. La refinería se encuentra estratégicamente situada para cubrir las necesidades de energéticos de los estados de Nuevo León, Coahuila, Chihuahua, Durango y en forma parcial a los estados de San Luis Potosí y Tamaulipas.

En el año de 1975 comenzó la construcción de la primera planta de destilación primaria, iniciando sus operaciones el 12 de febrero de 1979. La refinería fue inaugurada el 18 de marzo de 1979 con la capacidad inicial de 100,000 bpd. En el año de 1980 entró en operación la planta Combinada No. 2, con capacidad de 135,000 bpd, y cuenta actualmente con una capacidad de refinación de 270,000 barriles de crudo por día.

La refinación del petróleo comienza con la destilación, o fraccionamiento, de los crudos en grupos de hidrocarburos separados. Los productos resultantes están directamente relacionados con las características del petróleo crudo que se procesa. La mayoría de estos productos de la destilación se convierten a su vez en productos más útiles cambiando sus estructuras físicas y moleculares mediante craqueo, reformado y otros procesos de conversión. A continuación, estos productos se someten a diversos procesos de tratamiento y separación (extracción, hidrotratamiento y desmercaptanización) para eliminarles los contaminantes inherentes naturales (azufre, nitrógeno, olefinas, sílice, diolefinas, etc.) para obtener productos terminados. Mientras que las refinerías más sencillas se limitan generalmente a la destilación atmosférica y al vacío, en las refinerías integradas o más complejas se hace fraccionamiento, conversión, tratamiento y mezcla con lubricante, combustibles pesados y fabricación de asfalto, tal como es el caso de la Refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa”.

Planta de tratamiento y fraccionamiento de licuables U-600 en el contexto de la Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa de Cadereyta N.L.



Procesos básicos de refinación del petróleo.

Los procesos y operaciones de refinación de petróleo se clasifican básicamente en: separación, conversión, tratamiento, formulación y mezcla, operaciones auxiliares y operaciones fuera de proceso (almacenamiento).

Separación. El petróleo crudo se separa físicamente, mediante fraccionamiento en torres de destilación atmosféricas y de vacío, en grupos de moléculas de hidrocarburos con diferentes intervalos de temperaturas de ebullición, denominados "fracciones".

Conversión. Los procesos de conversión más utilizados para modificar el tamaño y/o la estructura de las moléculas de hidrocarburos, son los siguientes:

- descomposición (división) mediante hidrocrqueo, craqueo térmico y catalítico, coquización y ruptura de la viscosidad;
- unificación (combinación) mediante alquilación y polimerización;
- alteración (rectificación) con isomerización y reforma catalítica;
- tratamiento.

Desde los comienzos de la refinación se han utilizado diversos métodos de tratamiento para eliminar no hidrocarburos, impurezas y otros constituyentes que afectan negativamente a las propiedades de rendimiento de los productos acabados o reducen la eficacia de los procesos de conversión.

El tratamiento implica reacciones químicas y separación física, como disolución, absorción o precipitación, mediante varios procesos y combinaciones de procesos. Entre los métodos de tratamiento se cuentan la eliminación o separación de componentes aromáticos y naftenos, y la eliminación de impurezas y contaminantes indeseables.

Se utilizan compuestos desmercaptanizantes y ácidos para desulfurar el petróleo crudo antes del procesado, y para tratar los productos durante y después de éste.

Otros métodos de tratamiento son la desalinización del crudo, la extracción química de mercaptanos, el tratamiento con ácidos, la hidrodeshulfuración, la refinación de disolventes, el lavado cáustico, el hidrotratamiento, el secado, y la extracción y el desparafinado de disolventes.

Formulación y mezcla. Es el proceso consistente en mezclar y combinar fracciones de hidrocarburos, aditivos y otros componentes para obtener productos acabados con unas propiedades específicas de rendimiento idóneo.

Operaciones auxiliares de refinación. Otras operaciones de las refinerías necesarias para dar soporte al procesado de los hidrocarburos son la recuperación de residuos ligeros; la eliminación del agua amarga; el tratamiento y refrigeración de residuos sólidos, aguas residuales y agua de

proceso; la producción de hidrógeno; la recuperación de azufre, y el tratamiento de gases ácidos y gas residual.

Otras funciones del proceso son la provisión de catalizadores, reactivos, vapor, aire, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno y gases combustibles.

Instalaciones de las refinerías que no forman parte del proceso. Entre las instalaciones y sistemas que no forman parte del proceso están los sistemas de agua contra incendios, de abastecimiento de agua y de protección, controles de ruido y contaminación, laboratorios, salas de control, almacenes.

La siguiente figura es un organigrama de cómo está integrada una refinería, en el cual podemos observar los procesos mencionados anteriormente.

Principales productos de la refinación del petróleo crudo.

En el procesado de hidrocarburos se utilizan, o se forman como resultado del mismo, varios productos químicos. A continuación una breve descripción de aquéllos que son específicos y característicos del proceso de refinación:

Catalizadores sólidos. En los procesos de refinación se utilizan varios catalizadores sólidos diferentes, de numerosas formas distintas, desde pastillas hasta cuentas granulares o polvos, constituidos por diversos materiales y con diversas composiciones. En unidades de lecho móvil y fijo se emplean catalizadores de pastillas extruidas, mientras que en procesos de lecho fluido se usan catalizadores de partículas esféricas finas. Los catalizadores utilizados en procesos que eliminan el azufre están impregnados de cobalto, níquel o molibdeno. En las unidades de craqueo se emplean catalizadores de función ácida: arcilla natural, alúmina-sílice y zeolitas. En la isomerización y la reforma se emplean catalizadores de función ácida impregnados de platino u otros metales nobles. Los catalizadores agotados requieren medidas especiales de manipulación y protección frente a las exposiciones, dado que a veces contienen metales, aceites aromáticos, compuestos aromáticos policíclicos cancerígenos u otros materiales peligrosos, y también pueden ser pirofóricos.

Combustibles. Los principales productos combustibles son el gas de petróleo licuado, la gasolina, el queroseno, el combustible para motores de reacción, el gasóleo diesel, el gasóleo para calefacción y el fuel residual.

Gas licuado de petróleo (LPG). Está constituido por mezclas de hidrocarburos parafínicos y olefínicos, como el propano y el butano, se producen para utilizarlo como combustible, y se almacena y manipula en fase líquida a presión.

El LPG tiene puntos de ebullición que van desde aproximadamente 74 °C hasta +38 °C, es incoloro y sus vapores son más pesados que el aire y extremadamente inflamables. Las cualidades importantes del LPG desde la perspectiva de la salud y seguridad en el trabajo, son la presión de vapor y el control de los contaminantes.

Gasolina. El producto más importante de las refinerías es la gasolina para motores, una mezcla de fracciones de hidrocarburos con puntos de ebullición relativamente bajos, incluida la gasolina reformada, de alquilato, nafta alifática (nafta ligera de destilación directa), nafta aromática (nafta de craqueo térmico y catalítico) y aditivos.

Las mezclas de gasolina tienen puntos de ebullición que van desde temperaturas ambiente hasta unos 204 °C, y un punto de inflamación inferior a -40 °C. Las cualidades críticas de la gasolina son el índice de octano (cualidad antidetonante), la volatilidad (arranque y tapón de vapor) y la presión de vapor (control ambiental). Los aditivos se utilizan para mejorar el rendimiento de la gasolina y proporcionar protección frente a la oxidación y la corrosión.

Combustible para motores de reacción y queroseno. El queroseno es una mezcla de parafinas y naftenos, generalmente con menos de un 20 % de componentes aromáticos. Tiene un punto de inflamación superior a 38 °C y un intervalo de temperaturas de ebullición de 160 °C a 288 °C, y se utiliza para alumbrado, calefacción, disolventes y para mezclarlo con gasóleo diesel.

El combustible para motores de reacción es un destilado intermedio de queroseno cuyas cualidades críticas son el punto de congelación, el punto de inflamación y el punto de humo. El combustible comercial para motores de reacción tiene un rango de ebullición de aproximadamente 191°C a 274 °C, y el combustible para motores de reacción de uso militar, un rango de 55 °C a 288 °C.

Combustibles de destilación. Los gasóleos diesel y los de calefacción doméstica son mezclas de color claro de parafinas, naftenos y componentes aromáticos, que a veces contienen cantidades moderadas de olefinas. Los combustibles de destilación tienen puntos de inflamación superiores a 60 °C y rangos de ebullición de 163 °C a 371 °C aproximadamente, y con frecuencia se someten a hidrosulfuración para mejorar la estabilidad. Al ser combustibles, cuando se tratan emiten vapores que forman mezclas inflamables con el aire.

Entre las cualidades idóneas de los combustibles de destilación están los puntos de inflamación y de goteo controlados, la combustión limpia, la ausencia de formación de depósitos en los tanques de almacenamiento y un índice de octano de los gasóleos diesel adecuado para un buen arranque y una combustión satisfactoria.

Combustibles residuales. Muchos barcos e instalaciones comerciales e industriales utilizan combustibles residuales o combinaciones de combustibles residuales y de destilación, para generación de energía y calor y para procesado. Los combustibles residuales son mezclas líquidas de color oscuro y alta viscosidad de moléculas grandes de hidrocarburos, con puntos de inflamación superiores a 121 °C y altos puntos de ebullición. Las especificaciones críticas de los combustibles residuales son la viscosidad y el bajo contenido de azufre (para el control ambiental).

Dióxido de azufre. El gas procedente de la combustión de combustibles de alto contenido en azufre suele tener niveles altos de dióxido de azufre, que se elimina por lo común mediante lavado con agua.

Cáusticos. Se añaden cáusticos al agua de desalinización para neutralizar ácidos y reducir la corrosión. Se añaden también al crudo desalinizado con el fin de reducir la cantidad de cloruros corrosivos de los productos de las zonas superiores de la torre. Se utilizan en procesos de tratamiento de las refinerías para eliminar contaminantes de las corrientes de hidrocarburos.

Óxidos de nitrógeno y monóxido de carbono. El gas de chimenea contiene hasta 200 ppm de óxido nítrico, que reacciona lentamente con el oxígeno y forma dióxido de nitrógeno. El óxido nítrico no se elimina mediante el lavado con agua, por lo que el dióxido de nitrógeno puede disolverse en el agua y formar ácido nitroso y nítrico. Por lo común, el gas de chimenea sólo contiene una pequeña cantidad de monóxido de carbono, a menos que la combustión sea anómala.

Ácido sulfhídrico. El ácido sulfhídrico se encuentra de modo natural en la mayoría de los crudos de petróleo y se forma también durante el procesado debido a la descomposición de compuestos de azufre inestables. El ácido sulfhídrico es un gas extremadamente tóxico, incoloro e inflamable, más pesado que el aire y soluble en agua. Tiene un olor a huevos podridos que se percibe a concentraciones muy por debajo de su límite de exposición, que es muy bajo. Aun así, no ha de confiarse en ese olor como señal de alerta, pues los sentidos se desensibilizan casi de forma inmediata al producirse la exposición. Se necesitan detectores especiales para alertar a los trabajadores de la presencia de ácido sulfhídrico, y en presencia del gas debe utilizarse protección respiratoria adecuada. La exposición a niveles bajos de ácido sulfhídrico causa irritación, mareos y cefaleas, mientras que la exposición a niveles por encima de los límites prescritos causa depresión del sistema nervioso e incluso la muerte.

Agua amarga. El agua amarga es agua de proceso que contiene ácido sulfhídrico, amoníaco, fenoles, hidrocarburos y compuestos de azufre de bajo peso molecular. Se produce al absorber el vapor fracciones de hidrocarburos durante la destilación, en la regeneración de catalizador o al absorber el vapor ácido sulfhídrico durante el hidrotreatmento y el hidroacabado. También se genera por la adición de agua a procesos para absorber ácido sulfhídrico y amoníaco.

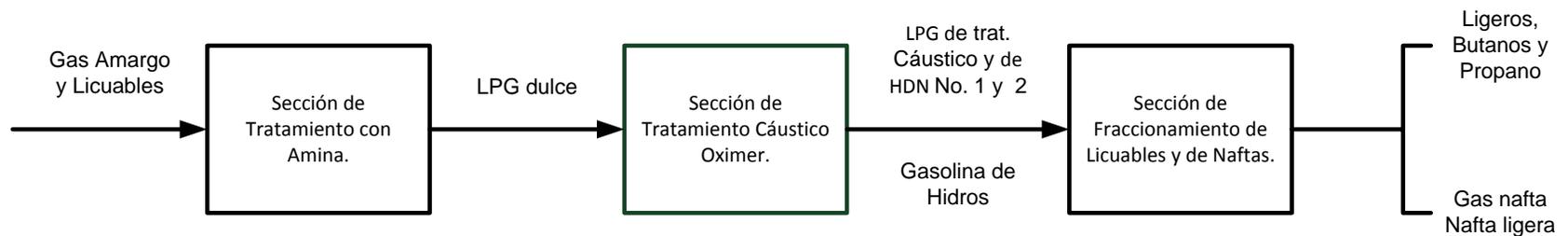
Ácido sulfúrico y ácido fluorhídrico. Ambos se utilizan como catalizadores en los procesos de alquilación. El ácido sulfúrico se emplea también en algunos de los procesos de tratamiento.

1.2 Planta de Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos U-600

Secciones de proceso de la planta

La planta consta de las siguientes secciones:

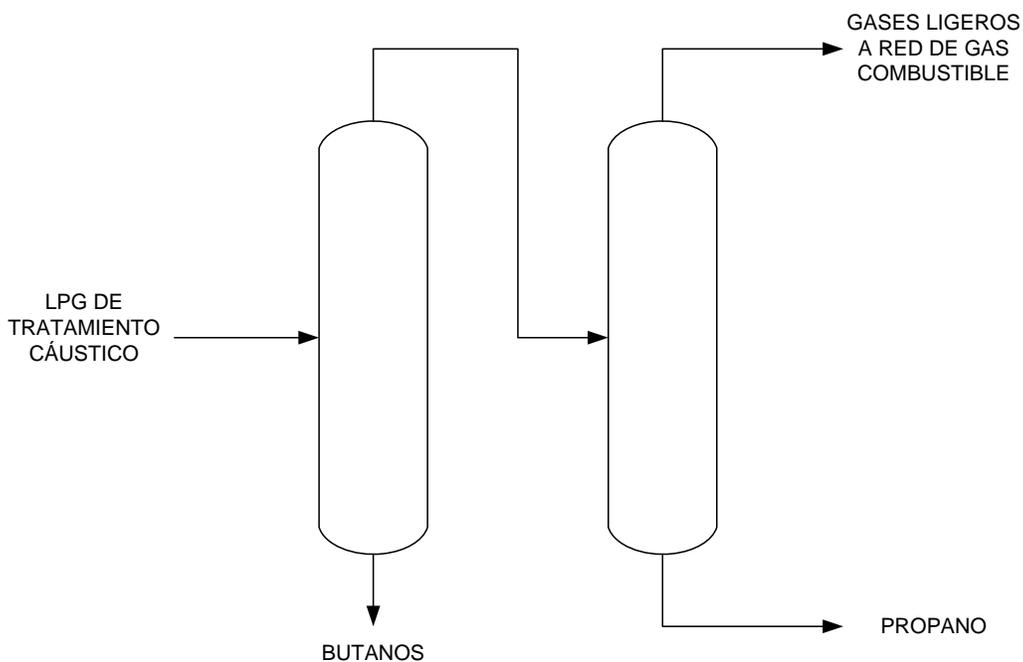
1. *Sección de Tratamiento con Amina.* Tiene la función de eliminar el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono de las corrientes de gas amargo y de licuables utilizando el Proceso Girbotol, usando como solvente una solución acuosa al 20% en peso de dietanolamina (DEA). Produce gas combustible dulce que se envía a la red general de la refinería, así como una corriente de LPG dulce que se envía a la sección de tratamiento cáustico.
1. *Sección de Tratamiento Cáustico Oximer.* Tiene por función eliminar los mercaptanos y H₂S residual de las corrientes de Licuables Dulces procedentes de la sección de Tratamiento con aminas, y de la procedente de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2, vía el Proceso "Oximer".
1. *Sección de Fraccionamiento de Licuables y de Naftas.* Se integra de las etapas de Fraccionamiento de Licuables y de Naftas; su función es la de separar los componentes ligeros, Propano y Butano de los Licuables, y separar el Gas Nafta y la Nafta Ligera de la Gasolina de



2. CASO DE ESTUDIO

2.1 Justificación

En la sección de fraccionamiento de la Planta de Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos U-600, el LPG proveniente de la sección de lavado cáustico se fracciona, a través de una secuencia de destilación, en propano, butano, y en gas combustible que se envían a la red de gas combustible.



De acuerdo a la expresión de Thompson-King, que se utiliza para evaluar el número de secuencias de separación posibles en base al número de componentes que se quiere separar (se explicará más ampliamente en el capítulo “Secuencias de Separación”), existen dos secuencias posibles para la separación de tres productos. La planta existente es una de esas secuencias.

Este trabajo tiene como propósito analizar si la otra secuencia de separación posible es mejor que la existente en la planta, tomando en cuenta que con el diseño propuesto se logre reducir el tamaño de los equipos, disminuir el consumo energía y por lo tanto de servicios auxiliares, sin renunciar a la optimización del proceso. De esta forma, el impacto de la alternativa no sólo será técnico, sino que también tendrá una incidencia económica.

2.2 Objetivos

Con base al análisis de secuencias de separación y a la simulación computacional mediante el uso del simulador de procesos PRO-II en el estado estacionario, llevar a cabo la propuesta de una alternativa de mejora para la sección de fraccionamiento de la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos “U-600” de la Refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa” de Cadereyta N.L., que permita disminuir el tamaño de los equipos y los requerimientos de servicios auxiliares, conservando la calidad, el rendimiento y la capacidad de producción de la planta; tomando en cuenta los siguientes objetivos:

- Demostrar que el diseño propuesto en la Sección de Fraccionamiento de la Planta U-600 es mejor.
- Plantear y evaluar la propuesta de mejora al diseño original de la Sección de Fraccionamiento de la Planta “U-600”.
- Elaborar la ingeniería básica conceptual de la propuesta de mejora
- Comparar técnicamente el diseño original instalado en la refinería contra la propuesta de mejora de caso de estudio con la finalidad de ver la factibilidad de mejorar energéticamente el proceso.

2.3 Bases de diseño conceptuales

2.3.1 Generalidades

La Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos "U-600" de la Refinería" Ing. Héctor R. Lara Sosa" en Cadereyta, N.L., consta de las siguientes Secciones:

1. Sección de Tratamiento con Amina.
2. Sección de Tratamiento Cáustico Oximer.
3. Sección de Fraccionamiento de Licuables y de Naftas.

La Sección de Tratamiento con Amina tiene la función de eliminar el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono de las corrientes de Gas Amargo y de Licuables, utilizando el Proceso 'Girbotol, con una solución acuosa al 20% en peso de Dietanolamima (DEA). A partir de la misma se produce Gas combustible dulce que se envía a integrarse a la red general de la refinería, así como una corriente de LPG dulce que se envía a la sección de tratamiento cáustico.

La Sección de Tratamiento Cáustico tiene por función eliminar los mercaptanos de las corrientes de Licuables Dulces procedentes de la sección de Tratamiento con aminas, y de la procedente de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas No.2, vía el Proceso "Oximer".

La Sección de Fraccionamiento de Ligeros se integra de las etapas de Fraccionamiento de Licuables y de Naftas; su función es la de separar los componentes ligeros, Propano y Butanos de los Licuables, y separar el Gas Nafta y la Nafta Ligera de la Gasolina de las Hidrodesulfuradoras, utilizando procesos de destilación fraccionada. En este trabajo sólo se evaluará la Sección de Fraccionamiento de Licuables.

2.3.2 Capacidad, rendimiento y flexibilidad.

2.3.2.1 Factor de servicio

La Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos Ligeros cumple con un factor de servicio de 1.0, durante 730 días (2 años).

2.3.2.2 Capacidad y Rendimiento.

Capacidad de diseño de 13,223 kg/h (3560 BPD a 15.6°C) de carga de Licuables, formada por la salida de Tratamiento Cáustico y de las Reformadoras 1 y 2. El diseño permite operar esta Sección de Fraccionamiento de Licuables a un 50 % de su capacidad.

2.3.2.3 Flexibilidad.

La Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos Ligeros en su Sección de Fraccionamiento no opera cuando se presentan las condiciones de:

- a) Falla de energía eléctrica.
- b) Falla de vapor.
- c) Falla de agua de enfriamiento.

En estos casos, se procede a realizar un paro ordenado de la misma.

En la situación de paro en la Sección de Fraccionamiento, deben de tomarse las previsiones para desviar la corriente de LPG hacia la Planta Catalítica.

2.3.3 Especificaciones de las alimentaciones sección de fraccionamiento, licuables (Torre Despropanizadora).

Características y condiciones de alimentaciones en límite de batería

2.3.3.1 Gas licuado dulce de tratamiento cáustico

Propiedad	Unidades	Diseño Original	Requerido
Peso Específico, 15.6°C			0.56
Contenido de Azufre:			
Mercaptánico	ppm, peso		8.0
Total	ppm, peso		8.0
Residuo de la destilación 100 ml	ml.		0.05 máx.
Volatilidad @ 95 % VL	°C	1 máx.	1 máx.
Contenido de C5+	% vol.		1 máx.
Corrosión de placa de cobre 1h a 37.8 °C			Std 1 máx.
Composición			
H ₂	%mol	0.1	0.000
H ₂ S	ppm peso	6	0.000
C ₁	%mol	0.7	0.527
C ₂	%mol	4.7	3.413
C ₃	%mol	21.1	23.784
C ₄	%mol	73.2	71.253
C ₅ +	% mol	0.1	1.023
H ₂ O	%mol	0.1	0.000
Total		100	100

Peso molecular: 53.752
 Flujo molar: 220.95 Kg-mol/h
 Flujo másico: 11,876 Kg/h
 Flujo volumétrico: 22.46 m³/h (3,215 BPD a 15.6°C).

2.3.4. Especificación de productos de la sección de fraccionamiento de licuables.

(Torre Despropanizadora)

2.3.4.1 Butanos

Propiedad	Unidades	Método	Diseño Original	Requerido
Gravedad específica	°API	ASTM-D-1296		111.1
Contenido de azufre	Ppm, peso	ASTM-D-2784		10 máx.
Presión de vapor a 40.2°C	Kg/cm2 A (PSIA)	ASTM-D-1267		3.83 (54.47)
Azufre mercaptánico	Ppm, peso	UOP-163		10 máx.
Humedad	Ppm, peso	ASTM-D-1744		200 máx.
Corrosión al cobre 1 h. a 37.8°C		ASTM-D-1838		Std, 1 máx.
Volatilidad @95 % VL	°C	ASTM-86		2 máx.
Residuo de la evaporación 100 ml	ml.	ASTM-D-2158		0.05 máx.
Composición				
H2	% mol	Cromatográfico		0.000
H2S	% mol			0.000
C1	% mol			0.000
C2	% mol			0.000
C3	% mol		0.4	1.0máx.
i-C4	% mol		23.6	17.430
n-C4	% mol		75.7	75.995
i-C5	% mol		0.2	5.878
n-C5	% mol		0.1	0.005
i-C6	%mol			
C6+	% mol			
H2O	% mol			
Total			100	100

Peso molecular: 58.852
 Flujo molar: 180.32 kg-mol/h
 Flujo másico: 10,612 kg/h
 Flujo volumétrico: 19.21 m³/h (2,752 BPD a 15.6° C).

2.3.4. Especificación de productos de la sección de fraccionamiento de licuables.

2.3.4.2 Propano.

Propiedad	Unidades	Método	Diseño Original	Requerido
Gravedad específica	°API	ASTM-D-1296		148.024
Presión de vapor a 39.4°C	Kg/cm ² A (PSIA)	ASTM-D-1267		13.82 196.56
Corrosión al cobre 1h. a 37.8 °C		ASTM-D-1838		Std. 1 máx.
Composición				
H ₂	%mol	Cromatográfico		0.000
H ₂ S	ppm, peso		60.0	0.000
C ₁	% mol			0.000
C ₂	% mol		0.3	1.772
C ₃	%mol		99.3	96.675
i-C ₄	Mol		0.3	2.0máx.
n-C ₄	%mol		0.1	0.445
i-C ₅	%mol			0.000
n-C ₅	% mol			000
i-C ₆	% mol			0.000
C ₆₊	% mol			0.000
H ₂ O	% mol			0.000
Total			100	100

Peso molecular: 44.066
 Flujo molar: 43.23 kg-mol/h
 Flujo másico: 1,905 kg/h
 Flujo volumétrico: 4.07m³/h (569 BPD a 15.6° C).

2.3.4. Especificación de productos de la sección de fraccionamiento de licuables.

2.3.4.3 Gas Combustible de fraccionamiento a red general.

Propiedad	Unidades	Método	Diseño Original	Requerido
Composición				
H ₂	%mol	Cromatográfico	1.1	0.0
H ₂ S	ppm peso		220	1.0máx.
C ₁	%mol		5.2	6.736
C ₂	% mol		39.9	36.212
C ₃	% mol		49.4	56.983
C ₃ =	ppm, peso			0.0
i-C ₄	%mol		1.0	0.055
n-C ₄	%mol		3.0	0.014
i-C ₅	% mol			0.0
n-C ₅	% mol			0.0
i-C ₆	%mol			0.0
C ₆ +	% mol			0.0
H ₂ O	%mol		0.4	0.0
Total			100	100
Corrosión de placa de Cu 1h a 37.8°C		ASTM-D-1838		Std. 1 máx.

Peso molecular: 37.137
 Flujo molar: 19.00 kg-mol/h
 Flujo másico: 706 kg/h
 Flujo volumétrico: 10.8 Mm³std/d.

2.3.5 Condiciones de las alimentaciones en límite de batería en la sección de fraccionamiento de licuables.

Corriente	Presión Kg/cm ² man	Temperatura °C
LPG de tratamiento cáustico HDN No. 1 y 2 y combinadas	11.2	38
LPG de planta reformadora No. 1	11.2	38
LPG de planta reformadora No. 2	11.2	38

2.3.6 Condiciones de productos en límite de batería de la sección de fraccionamiento de licuables.

Condiciones en límite de batería	Presión Kg/cm ² man	Temperatura °C
Gas combustible a red	5.5	40 máx.
Butano	7.0	40 máx.
Propano	15.0	40 máx.

2.3.7 Agentes químicos de la sección de fraccionamiento de licuables.

No se requieren sustancias químicas en esta sección.

2.3.8 Eliminación de desechos.

2.3.8.1 Red de drenajes, desechos líquidos.

2.3.8.1.1 Drenaje pluvial.

Perimetral al L.B. de la planta, capta y envía agua de lluvia.

2.3.8.1.2 Drenaje aceitoso.

Dentro de L.B. de la planta, capta corrientes de desecho de tipo aceitoso, purgas de proceso y otros servicios, inclusive las descargas temporales ocasionadas en los descontrolados de proceso y las emergencias; son enviadas a la Planta de Tratamiento de Efluentes de la Refinería.

2.3.8.1.3 Drenaje químico.

Dentro de L.B. de la Planta, capta corrientes de sosas gastadas de la Sección de Tratamiento Cáustico, a enviarse usualmente a la Planta de Tratamiento de Sosas Gastadas (fuera de L.B.). Se verificarán los efectos en sus condiciones de operación y descarga de la misma.

2.3.8.2 Quemadores, desechos gaseosos.

Para los efluentes gaseosos se considerará lo siguiente:

Los alivios de presión de corrientes gaseosas y los desfuegos serán enviados a los correspondientes cabezales de desfogue según sus características (ácido, combustible) y de éstos a quemadores elevados, para finalmente los gases de combustión emitirlos a la atmósfera cumpliendo con las Regulaciones al respecto.

La concentración permisible a nivel de piso de los óxidos de azufre (SO_2), óxidos de nitrógeno (NO_2), partículas, etc., se ajustarán a lo establecido en la Norma de la Secretaría de Trabajo y Previsión Social NOM-010-STPS-1994.

Por otra parte, las emisiones por fuentes fijas se apegarán a lo indicado en la Norma de la SEDESOL (equivalente actual SEMARNAP) NOM-085-ECOL-1994.

2.3.9 Instalaciones requeridas de almacenamiento.

No se requieren instalaciones adicionales para almacenar productos de la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, ya que éstos se integrarán a las facilidades existentes.

2.3.10 Servicios auxiliares.

En esta sección se especifican las condiciones disponibles de los servicios auxiliares generados y proporcionados por PEMEX REFINACIÓN para el proyecto original para poder hacer una comparación en igualdad de parámetros.

2.3.10.1 Energía eléctrica.

2.3.10.1.1 Suministro normal.

Fuente de suministro: Por PEMEX

Características:	
Tensión:	13800/4160/440/220/127
Número de fase:	3/3/3/3/1
Frecuencia:	60 Ciclos
Factor de potencia:	0.85
Acometida:	Subterránea

2.3.10.1.2 Suministro de emergencia

A falla de energía eléctrica normal se deberá tener bancos de baterías para la alimentación de energía eléctrica de emergencia en instrumentos, Sistema de Control Distribuido y alumbrado de emergencia, cada sistema con capacidad suficiente para mantener energizado cada uno por un tiempo de treinta (30) minutos.

2.3.10.2 Vapor de agua.

Tipo	MIN.	NOR.	MÁX.
a) Vapor de alta presión			
Presión kg/cm ² man.	59	60	60
Temperatura °C	478	480	485
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La requerida		
b) Vapor de media presión			
Presión kg/cm ² man.	19.7	20.2	20.5
Temperatura °C	343	350	357
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La requerida		
c)Vapor de baja presión			
Presión kg/cm ² man.	3.4	3.6	4.5
Temperatura °C	180	200	240
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La requerida		

2.3.10.3 Condensado.

2.3.10.3.1 Condensado de baja presión

Presión, kg/cm ² man. en L.B.	5.2
Temperatura (mín), °C	95.0
Maximizar recuperación.	

2.3.10.3.2 Condensado de media presión

Presión, kg/cm ² man. en L.B.	16.9
Temperatura (mín), °C	207.0

2.3.10.3.3 Condensado limpio; composición.

ppm	
Dureza	0
Sílice	<0.03
pH	8.7
Conductividad	6.4 μ mhos/cm
Sólidos	0
Fierro	<0.01
Cobre	0.02
Sodio	0.01

Para recuperar los condensados del vapor de baja y media presión, existe un sistema de Recuperación de Condensados, formado por tanques acumuladores de condensado a la salida de los rehervidores en Tratamiento con DEA y Fraccionamiento; de los tanques acumuladores son enviados a un aereofriador para disminuir su temperatura a 95° C, de éste a un tanque atmosférico y mediante una bomba incrementar su presión a 6.5kg/cm² man para ser enviados a L. B. e integrarse al sistema de Recuperación de Condensados de la Refinería. Así mismo, se cuenta con equipo de bombeo especial para suministrar condensado como agua de atemperamiento en los sobrecalentadores que se instalaron en las líneas de alimentación de vapor de los rehervidores de las torres DA-603 y DA-606.

2.3.10.4 Agua.

2.3.10.4.1 Agua de proceso

pH	7.0-8.5
Dureza total como CaCO ₃ , ppm en peso	90-105
Alcalinidad total, ppm en peso	35
Cloruros, ppm en peso	130 máx.
Presión, kg/cm ² man.	10.0
Temperatura, °C	Ambiente
Disponibilidad	La requerida

2.3.10.4.2 Agua de caldera

(No requerida en esta Planta).

2.3.10.4.3 Agua de enfriamiento

Suministro	Por PEMEX
Sistema de enfriamiento	Torres de Enfriamiento

CONDICIONES DE SUMINISTRO EN LÍMITES DE BATERÍA			
	Mín.	Norm.	Máx.
Presión kg/cm ² man.	3.7	4.5	5.3
Temperatura °C	29.4	32.0	33.0
Disponibilidad	La requerida		

CONDICIONES DE RETORNO A LÍMITES DE BATERÍA			
	Mín.	Norm.	Máx.
Presión kg/cm ² man.	2.1	3.0	3.5
Temperatura °C		41.0	44.0

ANÁLISIS	
Contenido de Sílice, ppm máx.	90.0 máx.
Sólidos totales, ppm máx.	4122 máx.
pH	6.8 máx.
Cloruros, ppm	500
Dureza como CaCO ₃ , ppm	
Dureza Total como CaCO ₃ , ppm en peso	1000 máx.
Conductividad, µmhos/cm	2600

2.3.10.4.4 Agua para servicios

CONDICIONES DENTRO DE LIMITES DE BATERIA	
Presión kg/cm ² man.	3.5
Temperatura °C	ambiente
Suministro	Por PEMEX
Disponibilidad	La requerida

2.3.10.4.5 Agua contraincendio.

CONDICIONES DENTRO DE LIMITES DE BATERIA	
Presión kg/cm² man.	10
Temperatura °C	ambiente

Aplicar la Normatividad de PEMEX-REFINACIÓN y la Internacional existente.

2.3.10.4.6 Agua potable

Disponibilidad	La requerida
Suministro	Garrafones

2.3.10.5 Aire.

2.3.10.5.1 Aire de instrumentos

Se proporcionarán los consumos de aire de instrumentos.

2.3.10.5.2 Aire de planta

No se genera en L.B.

2.3.10.6 Combustible.

2.3.10.6.1 Gas

En esta planta no se contemplan calentadores a fuego directo ni presurización de recipientes con gas combustible.

2.3.10.6.2 Líquido

No se considera el uso de combustible líquido en esta planta.

2.3.10.7 Sistema de intercomunicación y voceo.

Se proporcionarán los requerimientos para un sistema de intercomunicación y voceo para la planta en el cuarto de control centralizado, compartido con las Plantas del tren de Hidrosulfuradoras (Naftas, Destilados Intermedios I y II), Reformadora de Naftas, CCR y Servicios Auxiliares.

2.3.10.8 Desfogue.

El sistema de desfogue será verificado hasta límites de batería y determinará si es suficiente para los aumentos en capacidad de carga. Las presiones serán:

Presión del cabezal de alta:	3.39 kg/cm² man.
Presión del cabezal de baja:	0.72 kg/cm² man.

2.3.11 Sistemas de seguridad.

2.3.11.1 Sistema contra incendio.

Se diseñará el Sistema Contra incendio y se revisarán los requerimientos de acuerdo a los nuevos y se especificará equipo móvil y portátil.

2.3.11.2 Sistema de detección de fugas de hidrocarburos y tóxicos.

Se especificará el requerido para detección de fugas de hidrocarburos y tóxicos, su localización en planta e integración al Sistema de Control Distribuido (SCD). De los materiales riesgosos proporcionará información de seguridad y recomendaciones de primeros auxilios con atención médica.

2.3.11.3 Sistema de circuito cerrado de televisión.

Se proporcionará la especificación del sistema de circuito cerrado de televisión a usar en la supervisión de la operación en la planta y de alerta, incluyendo la localización preliminar de las cámaras de televisión.

2.3.12 Condiciones climatológicas y del sitio.

2.3.12.1 Ubicación.

Ciudad, Estado, País	Cadereyta, Nuevo León, México.
Altitud	327 m sobre el nivel medio del mar.

2.3.12.2 Temperatura ambiente (°C).

Para diseño de enfriadores con aire:	
Mínima	-11.5
Mínima promedio	13.0
Máxima	48.0
Máxima promedio	40.0
Promedio bulbo húmedo	27.0
Promedio mes más caliente	40.0
Promedio mes más frío	13.0
Diseño para soloaires	40.0

AÑO 1995		TEMPERATURA	
	A las 8 A.M.	Bulbo Seco	Bulbo Húmedo
		a las 14h	a las 14h
Enero (mes más frío)			
Máxima	28.0	26.7	24.4
Mínima	3.0	8.9	8.9
Medio	14.2	20.2	17.8
Julio(mes más caliente)			
Máxima	46.0	38.0	35.0
Mínima	20.0	29.0	23.0
Medio	32.0	35.0	25.0

2.3.12.3 Humedad relativa.

Año 1995 % a las 14:00 h	
Máxima	100.0
Mínima	56.0
Medio	80.4
Julio (mes más caliente)	
Máxima	89.0
Mínimo	34.0
Medio	45.0

2.3.12.4 Viento.

Velocidad máxima	150 km/h
Velocidad promedio máxima.	107 km/h
Velocidad promedio mínima.	20 km/h
Dirección del viento dominante	NE a SO
Dirección del viento reinante	SE a NO

Para diseño consultar el Manual de Obra Civil de la C.F.E.

2.3.12.5 Precipitación pluvial.

Máxima en 24 horas, mm.	89
Máxima en 30 días, mm.	409
Promedio anual, mm.	831

2.3.12.7 Terremotos.

Magnitud	No considerar
Clasificación de zona de temblores	"B"

2.3.12.8 Atmósfera.

Presión Atmosférica:	735 mmHg (14.27 lb/in² abs.)
Corrosividad:	Refinería
Contaminantes:	SO _x , NO _x , H ₂ S,

2.3.13 Localización de la planta.

2.3.13.1 Coordenadas en límites de batería.

E 400 - 620

S 223 - 413

A ser verificadas por el Contratista en la etapa del EPC.

2.3.13.2 Elevación de la Planta sobre el Nivel del mar.

327 m.

2.3.14 Normas, códigos y especificaciones.

En el desarrollo del proyecto se emplearán las siguientes Normas, Códigos y Especificaciones, en sus ediciones más recientes:

<u>Concepto</u>	<u>Normas, Códigos, Especificación.</u>
Seguridad	Normas de PEMEX, Normas Oficiales Mexicanas(NOM)
Instrumentación	American Petroleum Institute (API), Instruments Society of America (ISA)
Bombas	American Petroleum Institute (API)
Electricidad	National Electric Manufacturers Association (NEMA) National Electrical Code (NEC)
Tubería	American National Standard Institute (ANSI)
Recipientes	American Society of Mechanical Engineers (ASME)
Cambiadores	Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA)
Materiales	American Society of Testing & Materials (ASTM)
Desechos	Normas SEMARNAP,SEDESOL y STPS
Viento, sismo	Manual de Obra Civil, Comisión Federal de Electricidad (CFE).

3. SECUENCIAS DE SEPARACIÓN

La destilación constituye una de las operaciones unitarias más utilizadas en la mayoría de las plantas de proceso, particularmente, en la industria de refinación del petróleo, en la cual interviene la separación de mezclas multicomponentes para obtener más de dos productos.

Aun cuando con frecuencia se puede diseñar un separador complejo para obtener todos los productos deseados, generalmente se utiliza una secuencia de separadores simples debido a que frecuentemente resulta más económico que un separador complejo

Para cada separador de una secuencia se puede calcular un coste, que es una combinación de los costes de adquisición y operación. El coste de la secuencia es la suma de los costes de los separadores. En general se pretende la secuencia óptima o de menor coste y, tal vez, varias secuencias cercanas a la óptima. Sin embargo, antes de seleccionar una secuencia final es preciso tener en cuenta otros factores tales como operatividad, confianza y seguridad.

La estrategia para abordar la estructuración de las secuencias de separación se ha ido modificando con el tiempo. Los primeros pasos formales fueron dados mediante la aplicación de reglas heurísticas. Luego, se avanzó en la formulación de funciones de evaluación de cuestiones fundamentales relacionadas al costo del sistema para terminar en enfoques algorítmicos o, para sistemas pequeños, el análisis sobre la totalidad de configuraciones posibles, utilizando simulación.

Las columnas de destilación simples emplean una corriente de alimentación que se divide en dos productos o componentes claves que están próximos en volatilidad relativa, y cuentan con un rehervidor y un condensador.

Las buenas prácticas de diseño indican el uso de estas columnas cuando:

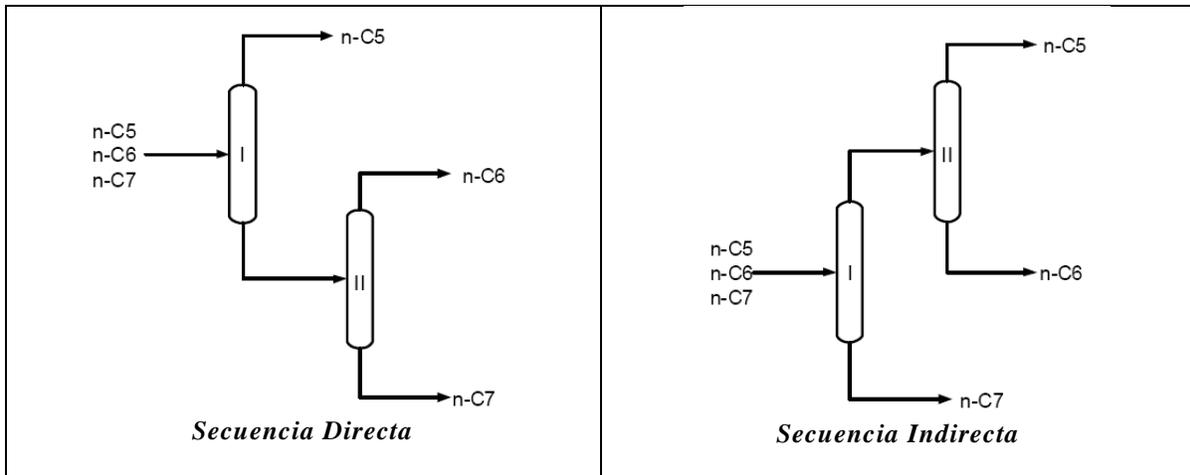
- La volatilidad relativa entre los componentes claves es superior a 1.05
- La demanda energética en el fondo no es excesiva
- La presión de trabajo de la columna no obliga a trabajar a temperaturas cercanas a la crítica de cualquier compuesto
- En la cabeza no se requiere una refrigeración excesiva para obtener el reflujo necesario
- La temperatura de fondo no causa degradación del producto
- Los azeótropos, si existen, no impiden la separación de los compuestos
- La pérdida de carga en la columna es admisible

Si suponemos que estas condiciones, en su totalidad, se cumplen razonablemente bien, entonces el problema principal en la estructuración de las secuencias es el número de alternativas a considerar.

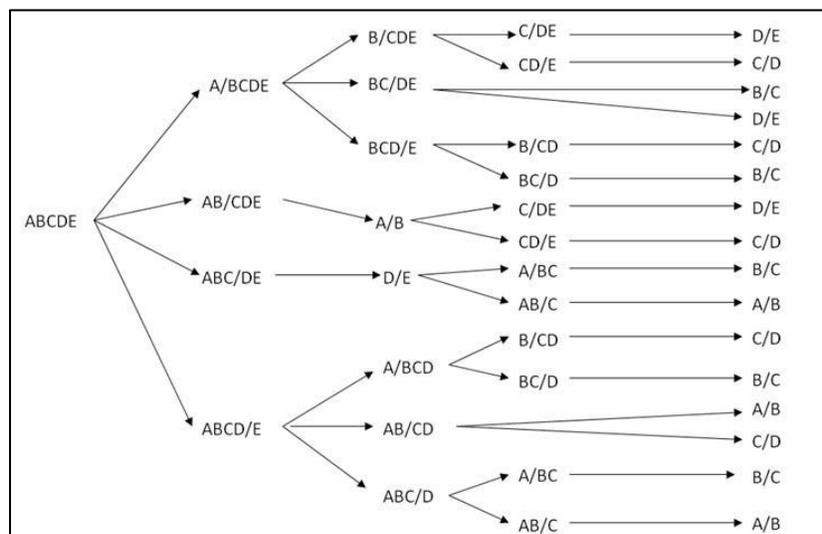
3.1 Problema Combinatorio

Si hubiera una mezcla de tres componentes y se emplearan columnas simples para su separación entonces existirían dos opciones para la elección de una secuencia.

La secuencia directa es aquella en la cual el componente más ligero es removido por la cabeza de cada columna. Por otro lado, la secuencia indirecta toma el componente más pesado por el fondo de cada columna; a continuación se esboza un ejemplo.



Las secuencias de separación no necesariamente tienen que ser directas o indirectas, sino una combinación de ambas, como se muestra en la siguiente figura:



Secuencias de separación alternativas para mezclas de 5 componentes

A medida que el número de productos aumenta, la complejidad para seleccionar la secuencia de separación más adecuada aumenta significativamente. La expresión de Thompson-King se usa para evaluar el número de secuencias posibles, siendo n el número de componentes que se quiere separar:

$$\text{No. de Secuencias} = \frac{(2(n - 1))!}{n!(n - 1)}$$

N° productos	N° posibles secuencias	N° de torres de destilación en la secuencia
2	1	1
3	2	2
4	5	3
5	14	4
6	42	5
7	132	6
8	429	7

A continuación, se presentan algunas de las metodologías que pueden usarse para el análisis en la estructuración de secuencias de separación, comenzando con el uso de las reglas heurísticas.

3.2 Métodos Para La Selección De Una Secuencia De Separación

3.2.1 Método Cualitativo: Reglas Heurísticas

Es el método más antiguo para la selección de una secuencia de columnas simples. Se basan en consideraciones de sentido común o con fundamentos técnicos sobre aspectos relevantes de la operación. Resulta ser la vía más simple para abordar el problema de orden, si bien no se puede garantizar una solución óptima o evitar que, por la aplicación de las distintas reglas, se produzcan situaciones contradictorias.

Algunas reglas, de las muchas propuestas, son:

Reglas que dependen de la alimentación:

1. *Se deben separar los componentes corrosivos o peligrosos tan pronto como sea posible.*
2. *Debe separarse lo más pronto posible el compuesto más abundante en la alimentación.*
La razón de esta regla radica en que todas las columnas, donde este compuesto esté presente, han de requerir un diámetro y un gasto de energía más grande para la circulación, la condensación y la evaporación de un mayor caudal en la torre.
3. *Debe favorecerse, en cada columna, la separación entre cabeza y fondo lo más equimolar posible.*
Aquí se pretende, fundamentalmente, distribuir balanceadamente los requerimientos energéticos en cabeza y fondo, a lo largo de toda la secuencia. Esta heurística favorece los equipos y servicios vinculados a los intercambios térmicos.

Reglas que dependen de las volatilidades relativas:

4. *En la cabeza de cada columna debe separarse el compuesto más ligero presente en la alimentación (secuencia directa).*
En esta regla se favorecen los costos asociados a la condensación en la cabeza, tanto en equipos como en servicios.
5. *Las separaciones entre compuestos con volatilidades relativas cercanas a la unidad deben realizarse sin la presencia del resto de los componentes.*
Al decir volatilidades relativas cercanas a la unidad se está poniendo de manifiesto la dificultad para separar esos compuestos, lo que demandará un significativo número de etapas en equilibrio. Al hacerlo en un equipo donde sólo ingresan esos compuestos se logra reducir al menos el diámetro de la columna.

Reglas que dependen de las especificaciones del problema:

6. *Las separaciones que exigen una alta recuperación deben realizarse en ausencia de componentes no claves.*

Esta regla tiene la misma justificación que la anterior, salvo que, en este caso, la dificultad no proviene de la naturaleza de los compuestos a separar sino de la especificación técnica que se ha planteado.

Reglas que tienen en cuenta alteraciones de los cortes separados

7. *Deben preferirse aquellas secuencias donde los productos se separan en la corriente de la cabeza.*

La justificación de esto es doble. Por una parte, en las mezclas suelen encontrarse presentes impurezas, las que, generalmente, tienen una baja volatilidad, por lo que tienden a salir con la corriente de fondo. Por otra, en el rehervidor está el punto más caliente de la columna, con la posibilidad de que allí se produzcan alteraciones en los productos deseados.

Advirtamos que al aplicar estas reglas en un problema particular, podemos obtener resultados contradictorios. Por ejemplo, el hecho de separar un producto corrosivo primero puede resultar que sea la separación más difícil, con lo cual el cumplimiento de la regla 1 impediría cumplir con la 5.

3.2.2 Métodos Cuantitativos

En una columna de destilación simple podemos considerar que los gastos engloban principalmente el costo de los equipos, la columna, el condensador y el rehervidor, y los gastos asociados al consumo de servicios auxiliares.

Partiendo de una determinada alimentación cualquiera, de ellos se ha de ver afectado, en primer lugar, por las condiciones de cabeza y fondo. Estas condiciones están vinculadas, además de las recuperaciones especificadas, con la presión de trabajo de la columna y otros dos parámetros propios de la operación de destilación: las condiciones para un infinito número de etapas en equilibrio, $V_{\min} = (1 + R_{\min}) D$ y el número de las mismas a reflujo total, N_{\min} . La relación existente es muy compleja, pero en ciertos casos, como cuando la volatilidad relativa es constante a lo largo de la columna, puede ser explicitada, como en las ecuaciones de Fenske y Underwood:

Fenske:

$$\frac{\log \left(\left[\frac{m_{iD}}{m_{iF} - m_{iD}} \right] \left[\frac{m_{PF} - m_{PD}}{m_{PD}} \right] \right)}{\log \alpha_{ik}} = N_{\min} \quad \forall i \neq P$$

Underwood:

$$\sum_{i \in n} \frac{\alpha_{ik} m_{iF}}{\alpha_{ik} - \theta} = (1 - q) \sum_{i \in n} m_{iF}$$

$$\sum_{i \in n} \frac{\alpha_{ik} m_{iD}}{\alpha_{ik} - \theta} = V_{\min}$$

Donde m_{ix} es el caudal molar del componente i (en particular L y P claves ligero y pesado), en el punto x (F: alimentación, D: destilado), q el estado térmico de la alimentación y α_{ik} la volatilidad relativa del compuesto i respecto de otro k , de referencia.

Las relaciones anteriores implican $n + 1$ variables ($n - 2$ caudales molares – los de los compuestos claves están especificados – N_{\min} , V_{\min} y θ) vinculadas por igual número de ecuaciones. Para resolver debemos conocer los valores de las volatilidades relativas, que dependen, en la expresión más simple, de las temperaturas en los distintos puntos de la columna. Estas temperaturas, a su vez, son funciones de las composiciones y de la presión en esos puntos, con lo cual, si se conoce la alimentación y la presión de trabajo el cálculo se puede realizar, aunque ha de requerir de un proceso iterativo.

Además de esto, existe una relación empírica entre los valores de R_{\min} y N_{\min} , el número de etapas teóricas N_T y la relación de reflujo operativa R , como la del gráfico propuesto por Gilliland, traducido en ecuaciones como la de Molokanov

$$\frac{N_T - N_{\min}}{N_T + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4\psi}{11 + 117.2\psi} \right) \left(\frac{\psi - 1}{\psi^{0.5}} \right) \right]$$

Siendo

$$\psi = (R - R_{\min}) / (R + 1)$$

En la ecuación de Fenske podemos ver que la variación del número mínimo de platos es inversamente proporcional a la volatilidad relativa. Aunque es bastante laborioso demostrarlo, otro tanto ocurre con V_{\min} y con el número de platos teóricos, esto último, cuando se fija un cierto valor de la relación de reflujo operativa.

Para una alimentación dada, si fijamos la presión de trabajo y la relación de reflujo operativa, usando las expresiones vistas - u otras de mayor complejidad y exactitud - podemos calcular los caudales internos y el número de etapas de la columna así como las composiciones y temperaturas de cabeza y fondo. A partir de esos valores, podemos estimar el costo total asociado a la unidad de separación.

El costo de la torre dependerá del diámetro y la altura de la misma. El primero se calcula a partir de una velocidad aconsejada de los caudales internos de vapor, en tanto que la altura es proporcional al número de etapas que requiere la separación.

Para los equipos de intercambio, el costo estará vinculado al área de intercambio, con lo cual la cantidad de calor intercambiado y la fuerza impulsora son las variables determinantes. La cantidad de calor depende de la composición y caudal de los vapores, en tanto que la fuerza impulsora está definida por las temperaturas en tope y fondo.

Por último, los requerimientos de servicios auxiliares serán función de los calores transferidos en el condensador y en el rehervidor.

Las expresiones capaces de estimar estos costos son, en general, complejas como para utilizarlas en un análisis de alternativas de secuencias de columnas de destilación. En su lugar, es posible vincular el costo total anual de una unidad de separación con el valor de alguna variable que se relacione fuertemente con dicho costo.

Sin dudas, el caudal interno de vapor es el candidato adecuado: afecta directamente a los equipos de intercambio y, en la torre, al diámetro. A partir de él, es posible construir alguna función de evaluación que permita un ordenamiento de las distintas alternativas para la secuencia, teniendo en cuenta el valor que toma la función en cada una de ellas.

Existen varios enfoques para construir esta función de evaluación, que pasaremos a ver a continuación.

3.2.2.1 Método De ROTÉ

Porter y Momoh establecieron una ecuación sencilla para calcular la carga total de vapor de una secuencia de columnas simples. La expresión es identificada como Rule of Thumb Equation, ROTÉ, y parte de suponer un comportamiento de mezcla binaria, simplificando la naturaleza multicomponente del problema.

Se basaron en las siguientes suposiciones:

1. El análisis favorece el costo de la energía total consumida aunque el volumen de los vapores tiene incidencia sobre las dimensiones de los equipos y, por ende, sobre los gastos de inversión. De cualquier modo, el costo no se tiene en cuenta explícitamente.
2. La energía consumida es proporcional al vapor de la cabeza. Esta última consideración pierde validez para separaciones complejas a bajas presiones.
3. Las separaciones son netas: claves ligero y más ligeros por cabeza, claves pesadas y más pesadas por fondo, siendo los compuestos claves adyacentes en volatilidad.
4. La relación de reflujo mínimo, R_{\min} , se calcula como si fuera una mezcla binaria de los componentes claves, usando la ecuación de Underwood válida para tales mezclas:

$$R_{\min} = \frac{1}{(\alpha_{LP} - 1)} \left[\frac{x_{D,CL}}{x_{F,CL}} - \alpha_{LP} \frac{x_{D,CP}}{x_{F,CP}} \right]$$

Donde los subíndices D y F se refieren al destilado y a la alimentación, CL y CP, al clave ligero y pesado. Bajo el supuesto binario, la volatilidad relativa del clave ligero es respecto del pesado (volatilidades adyacentes).

Utilizando la ecuación anterior podemos llegar a disponer de un estimado de la suma de caudales de vapor por mol de alimentación que se genera en cada secuencia y la secuencia óptima será aquella que requiere la menor carga total.

Para una columna cualquiera, podemos calcular el flujo de vapor mediante un balance de materia en la cabeza de la columna:

$$V = D(1 + R) = D(1 + r_F R_{\min})$$

Y como, de acuerdo a los supuestos realizados, en el destilado no sale nada del clave pesado, tendremos que el vapor en el tope de la columna j será:

$$V_j = D_j \left[1 + r_F \frac{x_{D,CL}}{x_{F,CL}(\alpha_{LP} - 1)} \right]$$

Teniendo en cuenta que todo el clave ligero que ingresa a la columna sale por la cabeza

$$\frac{x_{D,CL}}{x_{F,CL}} = \frac{m_{CL}/D}{m_{CL}/F} = \frac{F}{D}$$

Y, al reemplazar la expresión anterior en la ecuación de V_j llegamos a la fórmula ROTE.

$$V_j = D_j + r_F \frac{F_j}{(\alpha_{LP,j} - 1)} \quad ; \quad V_T = \sum_{j=1}^{n-1} V_j = \sum_{j=1}^{n-1} D_j + r_F \sum_{j=1}^{n-1} \frac{F_j}{(\alpha_{LP,j} - 1)}$$

$$V_T = \sum_{j=1}^{n-1} D_j + r_F \sum_{j=1}^{n-1} \frac{F_j}{\Delta_{LP,j}} \quad \text{ROTE}$$

Si se tienen en cuenta algunas de las reglas heurísticas, puede verse que, al favorecer la secuencia directa se obtiene un valor mínimo en la suma de todos los destilados; en el caso que se dejen las separaciones dificultosas para el final se tiende a disminuir la incidencia del segundo término (menor F_j cuando $\Delta_{LP,j}$ es pequeño) y al privilegiar la separación equimolar se trata de distribuir los dos términos, de la forma más equilibrada posible, a lo largo de toda la secuencia.

Esta expresión tiende a predecir un valor superior al determinado al usar las ecuaciones exactas de Underwood. De todos modos, distintos trabajos permiten asegurar que el orden de las secuencias de acuerdo a su costo, es similar al encontrado con otros métodos más rigurosos, al menos, en las de menores valores de V_T .

Apliquemos ahora la expresión ROTE a la secuencia directa usada para la separación de 1 kg-mol de la mezcla multicomponente ABCDE cuyos datos son los de la siguiente tabla.

Datos Generales					
Compuesto	A	B	C	D	E
Fracción Molar	0.05	0.15	0.25	0.20	0.35
Volatilidad relativa	7.98	3.99	3	1.25	1
Volatilidad Relativa (adyacentes)	2	1.33	2.4	1.25	-

Consideremos, además, que la relación de reflujo operativo, en todas las columnas, supera en un 10% a la relación de reflujo mínima ($r_F = 1.1$). El resumen de caudales de alimentación y destilado y valores de $\Delta_{LP,j}$ para las distintas columnas de la secuencia se muestran en la tabla siguiente. Advirtamos que para el cálculo de este último valor hemos considerado las volatilidades relativas adyacentes.

Datos para aplicar ROTE para la secuencia 1234					
Columna	$\Delta_{p,j}$	Alimentación	Caudal	Destilación	Caudal
1	1	ABCDE	1	A	0.05
2	0.33	BCDE	0.95	B	0.15
3	1.4	CDE	0.80	C	0.25
4	0.25	DE	0.55	D	0.20

El cálculo del valor que surge de la aplicación de ROTE es inmediato.

Columna 1:	$0.05 + 1.1 \times 1.00 / 1.00$	1.15
Columna 2:	$0.15 + 1.1 \times 0.95 / 0.33$	3.3167
Columna 3:	$0.25 + 1.1 \times 0.80 / 1.40$	0.8786
Columna 4:	$0.20 + 1.1 \times 0.55 / 0.25$	2.62
	ROTE	7.9653

En la siguiente tabla podemos ver los resultados que arroja la ecuación ROTE para cada uno de los 14 esquemas posibles para el problema dado.

Resultados del método ROTE	
Secuencia	V_{Total}
3214	5.8257
3124	5.884
1324	6.3998
2134	7.3019
1234	7.9653
4321	7.9807
4312	8.039
4132	8.1698
2143	8.2769
1432	8.2848
4213	8.2902
4123	8.5686
1423	8.6836
1243	9.0402

Ahora se podrían analizar, en detalle, los tres primeros esquemas de la tabla. Para ello sería recomendable calcular el consumo de los servicios auxiliares necesarios para operar el proceso, considerando seleccionar la secuencia con menor consumo. Y si aún existen dudas al respecto, tenemos como alternativa el dimensionamiento de equipo, lo cual nos dará una idea del costo, mantenimiento y operatividad del mismo. No debemos olvidar en ningún momento que las reglas heurísticas nos pueden auxiliar para tomar una mejor decisión y seleccionar la secuencia de separación más adecuada para el proceso.

3.2.2.2 Método de Vapores Marginales

Este método también trabaja sobre los caudales internos de vapor en las distintas columnas de La secuencia de separación pero desde un punto de vista diferente al de Poter y Momoh. La idea fue presentada por Modi y Westerberg en una estructuración de las secuencias en base al análisis de costos marginales, entendiendo por tales los que se generan, en cada columna, debido a la presencia de los compuestos no claves.

El concepto básico es muy simple: en cualquiera de las secuencias posibles para un tren que separa n compuestos, siempre existirá una columna donde se separen los compuestos claves adyacentes i y j . Las variaciones en costos fijos y operativos de esta columna, en las distintas secuencias, debe atribuirse, en principio, a los compuestos no claves que acompañan a i y j .

Los autores encontraron que, en un gran número de casos, una medida adecuada de esos costos marginales se relacionaba con el caudal de vapores de los compuestos no claves. Propusieron, además, un modo de cálculo aproximado para esos caudales, partiendo de las ecuaciones de Underwood para mezclas multicomponentes.

Las ecuaciones de Underwood pueden escribirse como:

$$\sum_i \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} f_i = \sum_i \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} d_i + \sum_i \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} b_i = (1 - q)F$$

$$V_{\min} = \sum_i \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} d_i = (1 - q)F - \sum_i \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} b_i$$

Esta ecuación relaciona a V_{\min} con los compuestos que se encuentran en el destilado y los que están en el fondo.

Si suponemos una separación perfecta $d_i = f_i$ para el clave liviano y los más livianos que él y cero para el resto. A su vez, deberá ser $b_i = f_i$ para el clave pesado y los más pesados que él, en tanto que para los restantes será $b_i = 0$. Las expresiones anteriores las podemos poner

$$V_{\min} = \sum_{i=1}^{CL} \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} f_i = (1 - q) \sum_{i=1}^n f_i - \sum_{i=CP}^n \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} f_i$$

$$\text{o } V_{\min} = 0,5 \left[\sum_{i=1}^{CL} \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} f_i + (1 - q) \sum_{i=1}^n f_i - \sum_{i=CP}^n \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{ik} - \theta} f_i \right]$$

En el trabajo de Modi y Westerberg se sugiere que el caudal de vapores de los componentes no claves que participan en V_{\min} , VM_{\min} , puede ser utilizado como una medida del costo marginal de la columna.

La expresión sería, considerando una columna j cualquiera de la secuencia

$$VM_{\min,j} = \sum_{i=1}^{CL-1,j} \frac{\alpha_{ik,j}}{\alpha_{ik,j} - \theta_j} f_{i,j} + (1 - q_j) \left(\sum_{i=1}^{CL-1,j} f_{i,j} + \sum_{i=CP+1,j}^n f_{i,j} \right) - \sum_{i=CP+1,j}^n \frac{\alpha_{ik,j}}{\alpha_{ik,j} - \theta_j} f_{i,j}$$

Hemos eliminado el factor 0.5 ya que su inclusión, al utilizar VM_{\min} como una medida del costo marginal, no es relevante.

El valor de θ_j que interesa en la expresión anterior debe estar entre $\alpha_{cp,k} < \theta_j < \alpha_{cl,k}$ y, en una aproximación suficientemente buena, lo podemos tomar $\bar{\theta}_j = 0.5(\alpha_{cl,k} + \alpha_{cp,k})$.

Con este valor, la última sumatoria de la expresión anterior será negativa y si suponemos que a la columna la alimentación ingresa como líquido en su punto de burbuja ($q = 1$) podemos escribir una expresión muy simple como función de evaluación, considerando los vapores marginales en la columna j

$$VM_{\min,j} = \sum_{\substack{i=1 \\ i \neq CL,CP}}^n \frac{\alpha_{ik,j}}{|\alpha_{ik,j} - \bar{\theta}_j|} f_{i,j}$$

Y para la secuencia de separación completa:

$$VM_{\min} = \sum_{\forall j} \sum_{\substack{i=1 \\ i \neq CL,CP}}^n \frac{\alpha_{ik,j}}{|\alpha_{ik,j} - \bar{\theta}_j|} f_{i,j}$$

Volvamos, una vez más, al ejemplo anterior y apliquemos la función de evaluación Vapores Marginales. En la siguiente tabla están resumidos los cálculos en la aplicación a la secuencia directa del problema anterior. Los valores remarcados corresponden a los $\bar{\Phi}$ para cada columna.

Cálculos de VM_{\min} para la secuencia 1234							
		A	B	C	D	E	
	Comp.	0.05	0.15	0.25	0.20	0.35	
	α_i	7.98	3.99	3	1.25	1	
Col.1 (A/B)	5.985	–	–	0.2513	0.0528	0.0702	0.3743
Col.2 (B/C)	3.495	0	–	–	0.1114	0.1403	0.2516
Col.3 (C/D)	2.125	0	0	–	–	0.3111	0.3111
Col.4 (D/E)	1.125	0	0	0	–	–	0
						VM_{\min}	0.9370

Los compuestos claves de cada columna que no se consideran para el cálculo están indicados con -, en tanto que el valor 0 corresponde a aquellos compuestos ausentes en la alimentación.

En la siguiente tabla podemos ver, ordenados en forma creciente, los resultados de la función de evaluación para todas las secuencias posibles.

Resultados de Vapores Marginales	
Secuencia	Vapor Marginal
2134	0.6517
2143	0.7406
3214	0.7891
4213	0.8674
1234	0.9370
3124	0.9514
1324	1.0063
1243	1.0259
4123	1.0825
1423	1.0945
4321	1.1451
4132	1.2921
1432	1.3041
4312	1.3074

Para este ejemplo, las secuencias 2134, 2143 y 3214 son las que se deberían con mayor detalle. Estos resultados no coinciden con los obtenidos anteriormente, ya que ha cambiado la función de evaluación.

4. ANÁLISIS TÉCNICO DEL CASO BASE

4.1 Descripción del proceso

4.1.1 Generalidades

La Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos "U-600" está integrada por tres secciones y un sistema de recuperación de condensados:

1. Sección de Tratamiento con DEA de las corrientes de Gas amargo y de LPG.
2. Sección de Tratamiento Cáustico de LPG "Oximer".
3. Sección de Fraccionamiento de LPG y de Naftas.
4. Sistema de Recuperación de Condensados.

La función de la Sección de Fraccionamiento de LPG es procesar la corriente que se obtiene al mezclar las siguientes corrientes:

- LPG producto de la Sección de Tratamiento Cáustico
- LPG de la Planta Reformadora No. 1
- LPG de la Planta Reformadora No. 2

con la finalidad de obtener como productos principales: Butanos, Propano y Gas combustible. Esto se logra al procesar la mezcla de LPG en una Torre Despropanizadora a partir de la cual se obtiene como producto de fondos la corriente de Butanos; el domo de esta torre se envía como carga a la Torre Desetanzadora, cuya corriente de fondos la forma el Propano. El gas combustible producto de este fraccionamiento está constituido por los incondensables de ambas torres, los cuales se integran a la red de gas combustible de la refinería.

4.1.2 Descripción del proceso (Sección de fraccionamiento).

(Ver Diagrama de Flujo de Proceso No. 1)

La corriente de LPG Dulce procedente de la Sección de Tratamiento Cáustico "Oximer", a 11.2 kg/cm² man. y 38 °C, se mezcla en línea con las corrientes de LPG procedentes de las Plantas Reformadoras No. 1 y 2, las cuales están a 11.2 kg/cm² man. y 38 °C; la corriente resultante se recibe en el Acumulador de Carga a la Despropanizadora FA-608 que opera a 6.8 kg/cm² man. y 38 °C, contando con un control de presión en rango dividido: en caso de incrementarse su presión se enviarán gases a desfogue mientras que en caso contrario se recibirán gases del Acumulador de Reflujo de la Despropanizadora FA-609. De este acumulador, la corriente de LPG se maneja mediante la Bomba de Carga de la Despropanizadora GA-609/R-N, la cual le eleva la presión hasta 26.3 kg/cm² man. para enviarlo a control de flujo en cascada con el control de nivel del acumulador FA-608 hacia el Calentador de Carga a Despropanizadora EA-605, donde se

precalienta con los fondos de la Torre Despropanizadora DA-604 desde 38 °C hasta 85 °C para luego alimentarse al plato 17 de la torre DA-604.

En caso de alguna eventualidad operativa que represente paro ordenado de esta sección, la mezcla de LPG se enviará como carga a la Sección de Fraccionamiento de la Planta Catalítica No. 1 (carga a la Torre Despropanizadora 6-E), a 22.4 kg/cm² man. y 38°C, desviando la descarga de la Bomba GA-609/R-N hacia L.B. y manteniendo el control de flujo en cascada con el nivel del acumulador FA-608.

La torre DA-604 opera a 23.9 kg/cm² man. y 60 °C en el domo y a 24.3 kg/cm² man. y 125 °C en el fondo. La finalidad de esta torre es separar el propano y más ligeros por los domos de los butanos que se obtienen de los fondos. La corriente de domos, constituida por propano y más ligeros, se conduce hacia el Condensador de la Despropanizadora EA-606, donde condensan parcialmente los componentes pesados; la corriente en dos fases efluente del condensador EA-606 se recibe en el Acumulador de Reflujo de la Despropanizadora FA-609, el cual opera a 23.5 kg/cm² man. y 49 °C. De aquí, la fase vapor constituida por ligeros se envía a control de presión hacia la red de gas combustible de la refinería previo mezclado con el gas combustible producido en el domo de la Torre Desetanzadora DA-605 a 5.5 kg/cm² man. y 16 °C; parte del gas que sale de este acumulador se podrá utilizar, en caso de requerirse, en el presionamiento del acumulador FA-608, y del Acumulador de carga al Contactor FA-601 de la Sección de Tratamiento con DEA.

La fase líquida del Acumulador FA-609 se maneja mediante la Bomba de Reflujo de la Despropanizadora GA-610/R, elevándole la presión a 31.0 kg/cm² man. La descarga de esta bomba se divide en dos corrientes: la primera se envía como reflujo al plato 1 de la Torre Despropanizadora DA-604, a una presión de 25.9 kg/cm² man. y 49 °C y a control de flujo en cascada con control de temperatura del plato 4 de la misma torre, la cual opera con una relación de reflujo de 9.5 y cuenta con 37 platos tipo valvulados. La segunda corriente, previo control de flujo en cascada con el control de nivel del Acumulador FA-609, constituye el destilado líquido de la columna y se envía como alimentación a la Torre Desetanzadora DA-605 a 29.5 kg/cm² man. y 50 °C.

La corriente del fondo de la torre DA-604, constituida por butanos, precalienta la carga a la misma torre por el lado de la coraza del calentador de Carga a la Despropanizadora EA-605, enfriándose desde 125 °C hasta 75 °C para después continuar su enfriamiento, hasta 40 °C, en el Enfriador de Butanos EA-608 AB y posteriormente enviarse, mediante control de nivel de la torre DA-604, a L.B. a 7.0 kg/cm² man. y 40 °C.

Por otro lado, para suministrarle energía a esta torre, el líquido efluente del plato 37 se colecta en una charola de sello de donde se extrae totalmente para su envío como carga al Rehervidor de la Despropanizadora EA-607. Aquí se vaporiza aprox. el 81.5 % en peso, retornando el vapor al fondo de la torre; la porción líquida no vaporizada se retorna por una línea independiente al fondo de la misma.

Como medio de calentamiento en el rehervidor EA-607 se utiliza vapor de baja presión (3.6 kg/cm^2 man. y $200 \text{ }^\circ\text{C}$), el cual se suministra al rehervidor a control de flujo en cascada con control de temperatura del plato 37. El condensador del vapor de baja efluente del rehervidor se envía al Sistema de Recuperación de condensados.

La Torre Desetanizadora DA-605 empacada con dos lechos de anillos de Ballast de aluminio, opera a 28.0 kg/cm^2 man. y 57°C en el domo y a 28.4 kg/cm^2 man. y 74°C en el fondo. Esta torre tiene la finalidad de separar los hidrocarburos más ligeros que el propano, obteniéndolos como destilado en vapor y al propano como producto de fondos.

El vapor de domo de la torre DA-605 se condensa parcialmente en el condensador de la Desetanizadora ED-601 continuando hacia el Acumulador de Reflujo de la Desetanizadora FA-610, el cual opera a 27.7 kg/cm^2 man. y 48°C . De aquí, los vapores que constituyen el destilado de la columna se envían a control de presión para mezclarse con los generados en la torre DA-604 y continuar hacia L.B. donde se integran a la red de gas combustible de la refinería.

El líquido separado en el acumulador FA-610 se maneja mediante la Bomba de Reflujo de la Desetanizadora GA-611/R, elevando su presión a 31.5 kg/cm^2 man. y lo envía a control de reflujo a la torre DA-605. Cabe mencionar que esta torre opera con una relación de reflujo de 2.0.

A partir del fondo de la torre DA-605 se extraen dos corrientes: la primera se envía como carga hacia el Rehervidor de la Desetanizadora EA-610, de tipo termosifón, en donde se vaporiza aproximadamente el 26.7 % en peso utilizando vapor de baja presión (3.6 kg/cm^2 man. y $200 \text{ }^\circ\text{C}$) como medio de calentamiento; la corriente a dos fases efluente del rehervidor EA-610 se retorna al fondo de la torre DA-605 a $75 \text{ }^\circ\text{C}$.

El suministro de vapor al rehervidor EA-610 se efectúa a control de flujo en cascada con control de temperatura del fondo de la torre DA-605. El condensado de vapor de baja se envía al sistema de recuperación de condensados.

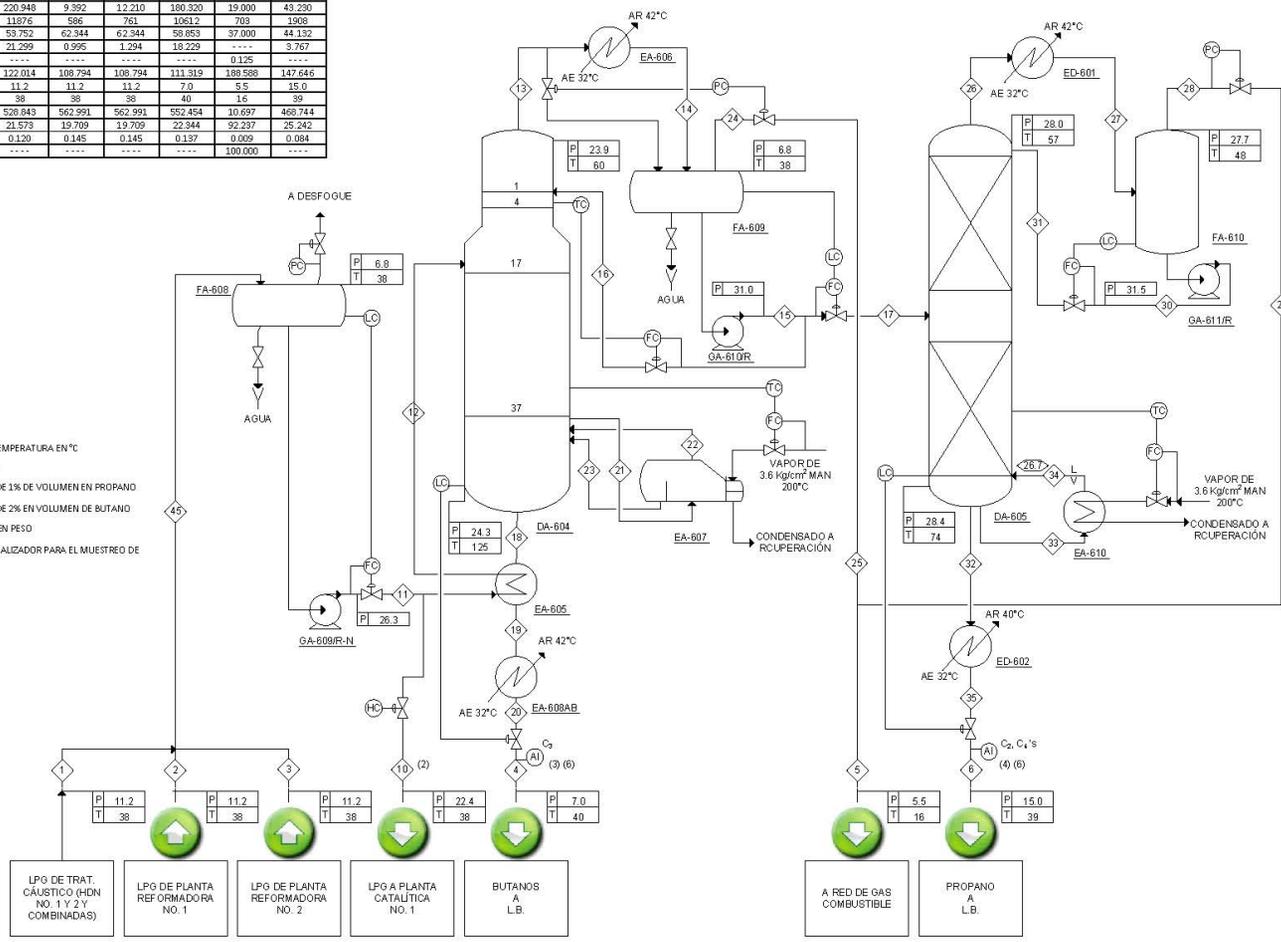
La segunda corriente del fondo de la torre DA-605 se envía como producto a L.B., previo enfriamiento desde 74°C hasta $40 \text{ }^\circ\text{C}$ en el Enfriador de Propano ED-602, a control de nivel de la torre DA-605 y entregándose a 15.0 kg/cm^2 man.

4.2 Diagrama de flujo de proceso

CORRIENTE	FASE					
	1	2	3	4	5	6
COMPONENTE	kg/mo/h	kg/mo/h	kg/mo/h	kg/mo/h	kg/mo/h	kg/mo/h
METANO	1.64	0.050	0.065	----	1.280	----
ETANO	7.541	0.041	0.054	----	7.071	0.566
PROPANO	52.551	0.572	0.744	1.243	10.632	41.993
I-BUTANO	26.309	2.876	3.739	31.430	0.014	0.479
N-BUTANO	132.122	2.221	2.888	137.035	0.003	0.139
I-PENTANO	2.261	3.628	4.715	10.603	----	----
N-PENTANO	----	0.004	0.005	0.009	----	----
FLUIDO TOTAL kg/mo/h	220.948	9.392	12.210	180.320	19.000	43.230
FLUIDO TOTAL kg/h	11676	586	761	10612	703	1908
PESO MOLECULAR kg/kg mol	53.752	62.344	62.344	59.853	37.000	44.132
m ³ /h @ 15.6°C	21.289	0.995	1.294	18.229	----	3.767
m ³ /s @ 15.6°C y 1.093 kg/cm ³	----	----	----	----	0.125	----
API	122.014	108.794	108.794	111.319	188.588	147.646
PRESIÓN kg/cm ² man	11.2	11.2	11.2	7.0	5.5	15.0
TEMPERATURA °C	38	38	38	40	15	38
DENSIDAD @ P y T, kg/m ³	528.943	562.291	562.291	552.454	10.697	468.744
ENTALPIA kcal/kg	21.573	19.709	19.709	22.344	92.237	25.242
VISCOSIDAD cP	0.120	0.145	0.145	0.137	0.009	0.084
% DE VAPORIZACIÓN	----	----	----	----	100.000	----

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
DA-604	TORRE DESPROPANIZADORA	1372-1829 mm D.I. X 25299 mm T-T
DA-605	TORRE DESETANIZADORA	578 mm D.I. X 16000 mm T-T
EA-605	CALENTADOR DE CARGA A DESPROPANIZADORA	0.422 X 1.46 MM Kcal/h
EA-606	CONDENSADOR DE LA DESPROPANIZADORA	ENVOLVENTE/TUBOS A.C.
EA-607	REHERVIDOR DE LA DESPROPANIZADORA	2126 X 1.95 MM Kcal/h
EA-608 AB	ENFRIADOR DE BUTANOS	0.241 X 1.1 MM Kcal/h
EA-610	REHERVIDOR DE LA DESETANIZADORA	0.164 MM Kcal/h
ED-601	CONDENSADOR DE LA DESETANIZADORA	0.087 X 1.1 MM Kcal/h
ED-602	ENFRIADOR DE PROPANO	0.057 X 1.1 MM Kcal/h
FA-606	ACUMULADOR DE CARGA A LA DESPROPANIZADORA	1372 mm D.I. X 4877 mm T-T
FA-609	ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESPROPANIZADORA	1829 mm D.I. X 5486 mm T-T
FA-610	ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESETANIZADORA	914 mm D.I. X 2438 mm T-T
GA-609 R/N	BOMBA DE CARGA A LA DESPROPANIZADORA	24.9 x 1.1 m ³ /h, ΔP=19.5 Kg/cm ²
GA-610/R	BOMBA DE REFLUJO DE LA DESPROPANIZADORA	CARCAZA A.C. / INTERNOS A.I. 410
GA-611/R	BOMBA DE REFLUJO DE LA DESETANIZADORA	63.4 x 1.1 m ³ /h, ΔP=7.5 Kg/cm ²
		CARCAZA A.C. / INTERNOS A.I. 410
		3.3 x 3.43 m ³ /h, ΔP=3.9 Kg/cm ²
		CARCAZA A.C. / INTERNOS A.I. 416, 420



- NOTAS
- (1) PRESIÓN EN kg/cm² man, TEMPERATURA EN °C
 - (2) NORMALMENTE SIN FLUIDO
 - (3) ESPECIFICACIÓN MÁXIMA DE 1% DE VOLUMEN EN PROPANO
 - (4) ESPECIFICACIÓN MÁXIMA DE 2% EN VOLUMEN DE BUTANO
 - (5) □ % DE VAPORIZACIÓN EN PESO
 - (6) SE UTILIZARÁ EL MISMO ANALIZADOR PARA EL MUESTREO DE AMBAS CORRIENTES
 - (7) PLANTA EXISTENTE

PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS U-600	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
REFINERÍA "HÉCTOR R. LARA SOSA"	FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
CADEREYTA, N.L., MÉXICO	DIAGRAMA DE FLUIDO DE PROCESO "CASO BASE"
	SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO (DISEÑO EXISTENTE)
	Dib. No. 1

4.3 Balance de materia y energía

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6
FASE	L	L	L	L	V	L
COMPONENTE	Kg/mol-h	Kg/mol-h	Kg/mol-h	Kg/mol-h	Kg/mol-h	Kg/mol-h
METANO	1.164	0.050	0.065	----	1.280	----
ETANO	7.541	0.041	0.054	----	7.071	0.565
PROPANO	52.551	0.572	0.744	1.243	10.632	41.993
I-BUTANO	25.309	2.876	3.739	31.430	0.014	0.479
N-BUTANO	132.122	2.221	2.888	137.035	0.003	0.193
I-PENTANO	2.261	3.628	4.715	10.603	----	----
N-PENTANO	----	0.004	0.005	0.009	----	----
FLUJO TOTAL Kg/mol-h	220.948	9.392	12.210	180.320	19.000	43.230
FLUJO TOTAL Kg/h	11876	586	761	10612	703	1908
PESO MOLECULAR Kg/Kg mol	53.752	62.344	62.344	58.853	37.000	44.132
m³/h @ 15.6°C	21.299	0.995	1.294	18.229	----	3.767
m³/s @ 15.6 °C, 1.033 Kg/cm²	----	----	----	----	0.125	----
API	122.014	108.794	108.794	111.319	188.588	147.646
PRESIÓN Kg/cm²man.	11.2	11.2	11.2	7.0	5.5	15.0
TEMPERATURA °C	38	38	38	40	16	39
DENSIDAD @ P y T, Kg/m³	528.843	562.991	562.991	552.454	10.697	468.744
ENTALPÍA Kcal/Kg	21.573	19.709	19.709	22.344	92.237	25.242
VISCOSIDAD, cP	0.120	0.145	0.145	0.137	0.009	0.084
% DE VAPORIZACIÓN	----	----	----	----	100.000	----

4.4 Lista de equipo

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
TORRES		
DA-604	TORRE DESPROPANIZADORA	1372-1829 mm D.I. X 25299 mm T-T CASCARÓN A.C./ PLATOS A.I. 410
DA-605	TORRE DESETANIZADORA	578 mm D.I. X 16000 mm T-T CASCARÓN A.C./ EMPAQUE BALLAST AL
INTERCAMBIADORES DE CALOR		
EA-605	CALENTADOR DE CARGA A DESPROPANIZADORA	0.422 X 1.46 MM Kcal/h ENVOLVENTE/TUBOS A.C.
EA-606	CONDENSADOR DE LA DESPROPANIZADORA	1.848 X 1.26 MM Kcal/h ENVOLVENTE A.C./TUBOS COBRE
EA-607	REHERVIDOR DE LA DESPROPANIZADORA	2.126 X 1.95 MM Kcal/h ENVOLVENTE/TUBOS A.C.
EA-608 AB	ENFRIADOR DE BUTANOS	0.241 X 1.1 MM Kcal/h ENVOLVENTE/TUBOS A.C.
EA-610	REHERVIDOR DE LA DESETANIZADORA	0.164 MM Kcal/h ENVOLVENTE/TUBOS A.C.
ED-601	CONDENSADOR DE LA DESETANIZADORA	0.087 X 1.1 MM Kcal/h ENVOLVENTE/TUBOS A.C.
ED-602	ENFRIADOR DE PROPANO	0.057 X 1.1 MM Kcal/h ENVOLVENTE/TUBOS A.C.

RECIPIENTES

FA-608	ACUMULADOR DE CARGA A LA DESROPANIZADORA	1372 mm D.I. X 4877 mm T-T CASCARÓN/CABEZAS A.C.
FA-609	ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESROPANIZADORA	1829 mm D.I. X 5486 mm T-T CASCARÓN/CABEZAS A.C.
FA-610	ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESETANIZADORA	914 mm D.I. X 2438 mm T-T CASCARÓN/CABEZAS A.C.

BOMBAS

GA-609 R/N	BOMBA DE CARGA A LA DESROPANIZADORA	24.8 x 1.1 m ³ /h, ΔP= 19.5 Kg/cm ² CARCAZA A.C./INTERNOS A.I. 410
GA-610/R	BOMBA DE REFLUJO DE LA DESROPANIZADORA	63.4 x 1.1 m ³ /h, ΔP= 7.5 Kg/cm ² CARCAZA A.C./INTERNOS A.I. 410
GA-611/R	BOMBA DE REFLUJO DE LA DESETANIZADORA	3.3 x 3.43 m ³ /h, ΔP= 3.9 Kg/cm ² CARCAZA A.C./INTERNOS A.I. 416, 420

4.5 Hojas de datos de equipo de proceso.

4.5.1 Hojas de datos de proceso para Torres

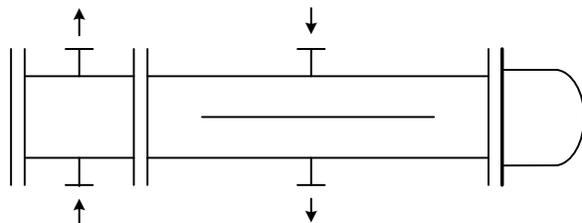
4.5.1.1 Torre despropanizadora DA-604

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA COLUMNAS						
PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS			PROYECTO: TESIS			
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA JIMÉNEZ, N.L.			HOJA: 1 DE 1			
CLAVE DEL EQUIPO: DA-604 (EXISTENTE)			No. DE UNIDADES: UNA			
SERVICIO: DESPROPANIZADORA						
Tipo: TORRE DE PLATOS						
Diámetros:	1,372	mm;	Y	1,829	mm	
Altura L.T.L.T.:	25,755	mm	Faldón	2,286	mm	
Temperatura de Operación:	Superior	60	°C	Inferior	125	°C
Temperatura de Diseño:	Superior	71	°C	Inferior	132	°C
Presión de Operación:	Superior	23.9	kg/cm ² man.	Inferior	24.3	kg/cm ² man.
Presión de Diseño:	27.00 kg/cm ² man.					
Materiales: Cuerpo:		AC.				
Rec. Int.		Cabezas:				
		Espesor:				
		mm				
Corrosión Permissible:		Cascarón 3.18 mm				
Relevado de Esfuerzos:		No Estampado ASME:				
Aislamiento:		Si, conservación				
PLATOS						
No.	Tipo	No. de Pasos	Espaciamento, mm	Material Platos	Material Unidad de Contacto	
1-16	Válvulas	UNO	762	A.C		
17-37	Válvulas	DOS	457	A.C		
EMPAQUES						
No.	Tipo	Altura de Cama, mm	Peso por cama, kg	Material		
BOQUILLAS						
Clave	No. Req.	Diám. Nom.	Servicio			
1AB	3	508	Registro Hombre			
7	1	203	Salida de vapor a EA-606			
10	1	102	Reflujo de GA-610/R			
11	1	76	Alimentación de EA-606			
15	1	254	Retorno de vapor de EA-607			
17	1	76	Butanos a EA-605			
18	1	203	Salida de líquido a EA-607			
20	1	102	Entrada de líquido a EA-607			
35	1	51	Conexión de servicio			
41	1	38	Control de emperatura (Plato 4,35)			
43AB	2	38	Termopozo platos 33 y 37			
46AB	2	51	Indicador externo de nivel			
Notas:						
1) Acotaciones y diámetros de boquillas en mm.						
2) Presión atmosférica 1.0 kg/cm ² abs.						
3) De hoja de datos original.						
Revisión	B	0	1	2	3	
Fecha						
Elaborado por						
Aprobado por						

4.5.2 Hojas de datos de proceso para Intercambiadores de Calor

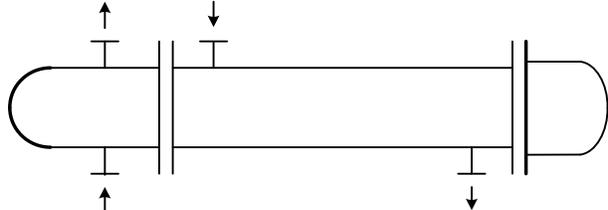
4.5.2.1 Calentador de carga a despropanizadora EA-605

		HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR			
PLANTA	TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)			PROYECTO	TESIS
LOCALIZACION	CADEREYTA, N.L.			HOJA	1 DE 1
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-605 (2)			No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD CALENTADOR DE CARGA A DESPROPANIZADORA					
TAMAÑO (mm)	737 - 2438	TIPO	AGS	POSICION	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)	57/51.7	(m ²)	ENV. POR UNIDAD	UNA	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)	57/51.7	(m ²)	ARREG. DE ENVOLV.	1S-1P	
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD					
		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		BUTANO		HIDROCARBUROS	
FLUJO TOTAL	kg/h	10,612 X 1.1		13,223 X 1.1	
		ENTRADA		SALIDA	
LIQUIDO	kg/h	10.612	10.612	13.223	13.223
DENSIDAD	Kg/m ³	419.8	506.0	533.9	460.2
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.0710	0.0894	0.1026	0.0817
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	1.0540	0.6880	0.6300	0.779
VISCOSIDAD	cp	0.0572	0.1004	0.1224	0.0759
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	58.85	58.85	54.52	54.52
VAPOR	kg/h				
CALOR LATENTE	kcal / kg				
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol				
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcal h m °C				
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C				
VISCOSIDAD	cp				
DENSIDAD	Kg/m ³				
TEMPERATURA	°C	124.5	75.1	39.0	85.0
PRESION (atm 1.000 kg/cm ² abs.)	kg/cm ² man.		24.3		23.6
N° DE PASOS			FLUJO DIVIDIDO		10
VELOCIDAD	m/s		0.13		0.90
CAIDA DE PRESION	kg / cm ²	PERM. 0.70	CALC. 0.020	PERM. 0.70	CALC. 0.100
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² °C/kcal		0.00020		0.00020
CALOR INTERCAMBIADO (10 ⁻⁶ kcal/h)		0.422 X 1.1		DMLT CORREGIDA (°C)	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m ² °C)	CALCUIAD	389.0		SERVICIO 266.4 (3)	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE					
PRESION DE DISEÑO	kg/cm ² man.	26.7		27.8	
PRESION DE PRUEBA	kg/cm ² man.	41.8		41.8	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	132.2		98.9	
TUBOS SA-179 N°	292	BWG(MIN/PROM)	#2	D.E. (mm)	25.40
ENVOLVENTE SA-515-10		DIAM. INT. (mm)	737	TUBO TIPO	LISO
TAPA ENVOLV. (INT/REM)	SA-515-70	TAPA CABEZAL.FLOTANTE	SA-515-70	LONG. (mm)	2438
CANAL SA-515-10		TAPA CANAL	SA-515-70	PASO (mm)	31.75
ESPEJOS: FIJO SA-515-10		FLOTANTE	SA-515-70	ARREG.TUBOS	90°
MAMPARAS/SOPORTE SA-285-C		N°/ ESPACIAMIENTO	- / 165	PLACA DE CHOQUE	
MAMPARA LONG. SA-285-C		FAJAS DE SELLO		%CORTE DE MAMPARA	17%
EMPAQUES NO ASBESTO RECUBIERTO DE ACERO SUAVE		TUBOS DE SELLO N°D.E. (mm)		TIPO	SEGMENTADA (LADO / LADO)
BOQUILLAS ENVOLV. ENT.	76.2	INTERCONEXION	(mm)	SALIDA	76.2
CANAL: ENT.	101.6	INTERCONEXION	(mm)	SALIDA	101.6
CORR PERM.: LADO ENVOLV.	3.2	LADO TUBOS	3.2	CODIGO	ASME VIII DIV. 1
AISLANTE		ESPESOR	(mm)	SERVICIO	CONSERVACION DE ENERGIA
PESOS: VACIO	4,536.0	HAZ DE TUBOS	2,041.0	(mm)	LLENO DE AGUA 5,715.0
NOTAS					
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO					
(2) EQUIPO EXISTENTE					
(3) 46% DE SOBREDISEÑO					
REV/EDIC					
FECHA					
ELAB. POR					
APRB.					



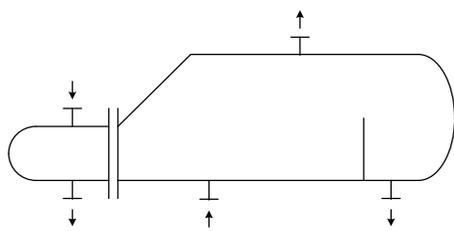
4.5.2.2 Condensador de la despropanizadora EA-606

						HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA	TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)					PROYECTO	TESIS			
LOCALIZACION	CADEREYTA, N.L.					HOJA	1 DE 1			
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-606 (2)					No. DE UNIDADES	UNA			
SERVICIO DE LA UNIDAD	CONDENSADOR DE LA DESPROGANIZADORA									
TAMAÑO (mm)	1295 - 4877	TIPO	BES	POSICION	HORIZONTAL					
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)	416/390			(m ²)	ENV. POR UNIDAD	UNA				
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)	416/390			(m ²)	ARREG. DE ENVOLV.	1S-1P				
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD										
FLUIDO CIRCULADO		LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS					
		PROPANO + HC			AGUA DE ENFRIAMIENTO					
FLUJO TOTAL	kg/h	27,481 X 1.1			184,859 X 1.1					
		ENTRADA		SALIDA	ENTRADA		SALIDA			
LIQUIDO	kg/h			27,404	184,859		184,859			
DENSIDAD	Kg/m ³			4319						
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C			0.0876						
CALOR ESPECIFICO	kcal/ kg °C			0.877						
VISCOSIDAD	cp			0.0662						
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol			42.07						
VAPOR	kg/h	27,481		77						
CALOR LATENTE	kcal/ kg									
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	42.05		38.49						
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcal/ h m °C	0.0223		0.0218						
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C	0.631		0.586						
VISCOSIDAD	cp	0.0111		0.0109						
DENSIDAD	Kg/m ³	54.8		48.2						
TEMPERATURA	°C	60.3		48.7	32		42			
PRESSION (atm 1.000 kg/cm ² abs.)	kg/cm ² man.	23.9			3.5					
N° DE PASOS		1			8					
VELOCIDAD	m/s				1.21					
CAIDA DE PRESSION	kg / cm ²	PERM.	0.40	CALC.	0.04	PERM.	0.70			
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² °C/kcal	0.00020			0.0006					
CALOR INTERCAMBIADO (10 ⁶ kcal/h)		1848 X 1.1		DMLT CORREGIDA (°C)	17.9					
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m ² °C)	CALCUIAD	368.6		SERVICIO	2913 (3)					
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE										
PRESSION DE DISEÑO	kg/cm ² man.	26			6.3					
PRESSION DE PRUEBA	kg/cm ² man.	39			9.5					
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	711			65.6					
TUBOS SB-111-443	N°	1068	BWG(MIN/PROM)	14	D.E. (mm)	25.40	LONG. (mm)	4877	PASO (mm)	31.75
ENVOLVENTE	SA-515-70	DIAM. INT. (mm)	1295		TUBO TIPO	LISO		ARREG.TUBOS	90°	
TAPA ENVOLV. (INT/REM)	SA-515-70	TAPA CABEZAL.FLOTANTE	SA-515-70		PLACA DE CHOQUE		SA-285-C			
CANAL	SA-515-70	TAPA CANAL	SA-515-70		PLACA DE CHOQUE		SA-285-C			
ESPEJOS: FIJO	SA-515-70/REC. SB-171-464	FLOTANTE	SA-515-70/REC. SB-171-464		%CORTE DE MAMPARA	25%				
MAMPARAS/SOPORTE	SA-285-C	N°/ ESPACIAMIENTO	-/ 609.6 (mm)		TIPO	SEGMENTADA (LADO / LADO)				
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO N°D.E. (mm)							
EMPAQUES	CAB. FLOTANTE Y ESPEJO-CANAL NO ASBESTO REC. COBRE;			ENV.-TAPA Y ENV.-ESPEJO: NO ASBESTO REC. A.C.						
BOQUILLAS ENVOLV. ENT.	203.2	INTERCONEXION	(mm)		SALIDA	1016	CLASE 21kg/cm ² C.S.C.R.			
CANAL ENT.	203.2	INTERCONEXION	(mm)		SALIDA	203.2	CLASE 10.5kg/cm ² C.S.C.R.			
CORR PERM.: LADO ENVOLV.	3.2	LADO TUBOS	3.2 (mm)		CODIGO	ASME VIII, DIV. 1		TEMA CLASE	R	
AISLANTE		ESPESOR	(mm)		SERVICIO	PROTECCION AL PERSONAL				
PESOS: VACIO	6,309.00	HAZ DE TUBOS	9,072.00 (mm)		LLENO DE AGUA	22,226.00 (kg)				
NOTAS										
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO										
(2) EQUIPO EXISTENTE										
(3) 26% DE SOBREDISEÑO										
REV/EDIC										
FECHA										
ELAB. POR										
APRB.										



4.5.2.3 Rehervidor de la despropanizadora EA-607

				HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR			
PLANTA	TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)			PROYECTO	TESIS		
LOCALIZACION	CADEREYTA, N.L.			HOJA	1	DE	1
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-607 (2)			No. DE UNIDADES	UNA		
SERVICIO DE LA UNIDAD	REHERVIDOR DE LA DESPROGANIZADORA						
TAMAÑO (mm)	737 - 1422 - 4877		TIPO	BKU		POSICION	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)	139/137.7			(m ²)	ENV. POR UNIDAD	UNA	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)	139/137.7			(m ²)	ARREG. DE ENVOLV.	1S-1P	
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD							
		LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS		
FLUIDO CIRCULADO		FONDOS DE LA DESPROGANIZADORA			VAPOR DE BAJA PRESION		
FLUJO TOTAL	kg/h	57,348 X 1.1			3,996 X 1.1		
		ENTRADA		SALIDA	ENTRADA		SALIDA
LIQUIDO	kg/h	57,348		10,612			3,996
DENSIDAD	Kg/m ³	419.7		419.8			
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.0711		0.071			
CALOR ESPECIFICO	kcal/ kg °C	1.0540		1.054			
VISCOSIDAD	cp	0.0573		0.0572			
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	58.6		58.85			
VAPOR	kg/h			46,736	3,996		
CALOR LATENTE	kcal/ kg						
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol						
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcal/ h m °C						
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C						
VISCOSIDAD	cp						
DENSIDAD	Kg/m ³						
TEMPERATURA	°C	123.5		124.5	200		147.8
PRESION (atm 1.000 kg/cm ² abs.)	kg/cm ² man.		24.2			3.6	
N° DE PASOS		KETTLE			2		
VELOCIDAD	m/s						
CAIDA DE PRESION	kg / cm ²	PERM.		CALC.	PERM.	MIN.	CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² °C/kcal		0.00020			0.0001	DESP.
CALOR INTERCAMBIADO (10 ⁶ kcal/h)		2.126 X 1.1		DMLT CORREGIDA (°C)		23.2	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m ² °C)	CALCUIAD	1424.50		SERVICIO	732.0 (3)		
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE							
PRESION DE DISEÑO	kg/cm ² man.				5.6		
PRESION DE PRUEBA	kg/cm ² man.				8.4		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C				165.6		
TUBOS SA-179 N°	170 U	BWG(MIN/PROM)	12	D.E. (mm)	25.40	LONG. (mm)	4877
ENVOLVENTE SA-515-70		DIAM. INT. (mm)	736.6/1422.4	TUBO TIPO	LISO	PASO (mm)	31.75
TAPA ENVOLV. (INT/REM)	SA-515-70	TAPA CABEZAL FLOTANTE			ARREG.TUBOS 90°		
CANAL SA-515-10		TAPA CANAL SA-515-70	PLACA DE CHOQUE				
ESPEJOS: FIJO SA-515-70		FLOTANTE	%CORTE DE MAMPARA			0	
MAMPARAS/SOPORTE SA-285-C		N°/ ESPACIAMIENTO -/ 1778	(mm)	TIPO			
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO N°D.E. (mm)				
EMPAQUES	NO ASBESTO RECUBIERTO DE ACERO SUAVE						
BOQUILLAS ENVOLV. ENT. 203.2		SALIDA DE LIQUIDO 1016	(mm)	SALIDA VAP. 203.2	CLASE 21kg/cm ² C.S.C.R.		
CANAL ENT. 152		INTERCONEXION	(mm)	SALIDA 50.8	CLASE 10.5 kg/cm ² C.S.C.R.		
CORR PERM.: LADO ENVOLV. 3.2		LADO TUBOS 3.2	(mm)	CODIGO ASME VIII, DIV. 1	TEMA CLASE R		
AISLANTE		ESPESOR	(mm)	SERVICIO CONSERVACION DE ENERGIA			
PESOS: VACIO 8,618.00		HAZ DE TUBOS 3,175.00	(mm)	LLENO DE AGUA 17,010.00	(kg)		
NOTAS							
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO							
(2) EQUIPO EXISTENTE							
(3) 94.6%DE SOBREDISEÑO							
REV/EDIC							
FECHA							
ELAB. POR							
APRB.							



4.5.2.4 Enfriador de butanos EA-608 AB

						HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR			
PLANTA	TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)					PROYECTO	TESIS		
LOCALIZACION	CADEREYTA, N.L.					HOJA	1	DE	1
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-608 AB (2)					No. DE UNIDADES	UNA		
SERVICIO DE LA UNIDAD	ENFRIADOR DE BUTANOS								
TAMAÑO (mm)	431.8-2438		TIPO	AES		POSICION	HORIZONTAL		
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)	44/40.3					(m ²)	ENV. POR UNIDAD	UNA	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)	22/20.15					(m ²)	ARREG. DE ENVOLV.	2S-1P	
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD									
		LADO ENVOLVENTE				LADO TUBOS			
FLUIDO CIRCULADO		BUTANO				AGUA DE ENFRIAMIENTO			
FLUJO TOTAL		10,612 X 1.1				24,500 X 1.1			
		ENTRADA		SALIDA		ENTRADA		SALIDA	
LIQUIDO	kg/h	10,612		10,612		24,500		24,500	
DENSIDAD	Kg/m ³	506.0		506.0					
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.0894		0.1044					
CALOR ESPECIFICO	kcal/ kg °C	0.688		0.609					
VISCOSIDAD	cp	0.1004		0.1392					
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	58.85		58.85					
VAPOR	kg/h								
CALOR LATENTE	kcal/ kg								
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol								
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcal/ h m °C								
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C								
VISCOSIDAD	cp								
DENSIDAD	Kg/m ³								
TEMPERATURA	°C	75.1		40		32		42	
PRESSION (atm 1.000 kg/cm2 abs.)	kg/cm2 man.	23.6		4.0		3.5		4.2	
N° DE PASOS		1		1		4		4	
VELOCIDAD	m/s	0.33		0.33		0.87		0.87	
CAIDA DE PRESSION	kg / cm2	PERM.	0.70	CALC.	0.12	PERM.	0.70	CALC.	0.19
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² °C/kcal	0.00020		0.00020		0.0006		0.0006	
CALOR INTERCAMBIADO (10*6 kcal/h)		0.241X 1.1		0.241X 1.1		DMLT CORREGIDA (°C)		14.5	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m ² °C)	CALCUIAD	453.7		453.7		SERVICIO		453.7	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE									
PRESSION DE DISEÑO	kg/cm2 man.	26		26		6.3		6.3	
PRESSION DE PRUEBA	kg/cm2 man.	39		39		9.5		9.5	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	82.2		82.2		65.6		65.6	
TUBOS SA-179 N°	12	BWG(MIN/PROM)	12	D.E. (mm)	25.40	LONG. (mm)	2438	PASO (mm)	31.75
ENVOLVENTE	SA-106-B	DIAM. INT. (mm)	438	TUBO TIPO	LISO	ARREG.TUBOS	90°		
TAPA ENVOLV. (INT/REM)	SA-239-W	TAPA CABEZAL FLOTANTE	SA-515-70						
CANAL	SA-106-B	TAPA CANAL	SA-515-70	PLACA DE CHOQUE					
ESPEJOS: FIJO	SA-515-70	FLOTANTE	SA-515-70	%CORTE DE MAMPARA		16			
MAMPARA/SOPORTE	SA-285-C	N°/ ESPACIAMIENTO	-/88.9	(mm)	TIPO	SEGMENTADA (ARRIBA/ABAJO)			
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO N°D.E. (mm)						
EMPAQUES NO ASBESTO RECUBIERTO DE ACERO SUAVE									
BOQUILLAS ENVOLV. ENT.	76.2	INTERCONEXION	76.2	(mm)	SALIDA	76.2	CLASE 21kg/cm2 C.S.C.R.		
CANAL ENT.	101.6	INTERCONEXION	101.6	(mm)	SALIDA	101.6	CLASE 10.5kg/cm2 C.S.C.R.		
CORR PERM.: LADO ENVOLV.	3.2	LADO TUBOS	3.2	(mm)	CODIGO	ASME VIII, DIV. 1		TEMA CLASE R	
AISLANTE		ESPESOR		(mm)	SERVICIO	PROTECCION AL PERSONAL			
PESOS: VACIO	1429.00	HAZ DE TUBOS	680	(mm)	LLENO DE AGUA	1.814.00		(kg)	
NOTAS									
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO									
(2) EQUIPO EXISTENTE									
REV/EDIC									
FECHA									
ELAB. POR									
APRB.									

4.5.2.5 Rehervidor de la desetanizadora EA-610

						HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR			
PLANTA	TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)					PROYECTO	TESIS		
LOCALIZACION	CADEREYTA, N.L.					HOJA	1	DE	1
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-610 (2)					No. DE UNIDADES	UNA		
SERVICIO DE LA UNIDAD	REHERVIDOR DE LA DESPROPANIZADORA								
TAMAÑO (mm)	254-2438		TIPO	AEL		POSICION	VERTICAL		
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)	6/5.4		(m ²)	ENV. POR UNIDAD	UNA				
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)	6/5.4		(m ²)	ARREG. DE ENVOLV.	1S-1P				
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD									
			LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
			VAPOR DE BAJA PRESION			FONDOS DE LA TORRE DESETANIZADORA			
FLUIDO CIRCULADO									
FLUJO TOTAL	kg/h		306			12,514			
			ENTRADA		SALIDA		ENTRADA		SALIDA
LIQUIDO	kg/h				306		12,514		9,170
DENSIDAD	Kg/m ³						403		403
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C						0.8		0.0799
CALOR ESPECIFICO	kcal/ kg °C						1.171		1.172
VISCOSIDAD	cp						0.0539		0.0539
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol						44.07		44.13
VAPOR	kg/h		306						3,334
CALOR LATENTE	kcal/ kg								48.7
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol								43.98
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcall h m °C								0.0241
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C								0.783
VISCOSIDAD	cp								0.0121
DENSIDAD	Kg/m ³								72.437
TEMPERATURA	°C		200		147.3		74.5		74.7
PRESION (atm 1.000 kg/cm2 abs.)	kg/cm2 man.		3.6		147.3		28.4		28.4
N° DE PASOS			UNO				UNO		
VELOCIDAD	m/s								
CAIDA DE PRESION	kg / cm2		PERM. MIN		CALC. -		PERM. CALC.		
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m2 °C/kcal		0.0001				0.00020		
CALOR INTERCAMBIADO (10*6 kcal/h)			0.164		DMLT CORREGIDA (°C)		74		
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m2 °C)	CALCUIAD		410.4		SERVICIO		410.4		
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE									
PRESION DE DISEÑO	kg/cm2 man.		5.6				30.6		
PRESION DE PRUEBA	kg/cm2 man.		8.4				45.9		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C		165.5				85		
TUBOS SA-179 N°	29		BWG(MIN/PROM)		12		D.E. (mm) 25.40		LONG. (mm) 2438 PASO (mm) 31.75
ENVOLVENTE	SA-506-B		DIAM. INT. (mm)		254		TUBO TIPO LISO		ARREG.TUBOS 30°
TAPA ENVOLV. (INT/REM)			TAPA CABEZAL FLOTANTE						
CANAL	SA-234-WP		TAPA CANAL				PLACA DE CHOQUE SA-285-C		
ESPEJOS: FIJO	SA-515-70		FLOTANTE				%CORTE DE MAM PARA 39%		
MAM PARA S/SOPORTE	SA-285-C		N°/ ESPACIAMIENTO		-/ 266.7		(mm) TIPO		SEGMENTADA (LADO / LADO)
MAM PARA LONG.			FAJAS DE SELLO				TUBOS DE SELLO N°D.E. (mm)		
EMPAQUES	NO ASBESTO RECUBIERTO DE ACERO SUAVE								
BOQUILLAS ENVOLV. ENT.	76.2		INTERCONEXION		(mm) SALIDA 50.8		CLASE 10.5 kg/cm2 C.S.C.R.		
CANAL ENT.	101.6		INTERCONEXION		(mm) SALIDA 152.4		CLASE 21 kg/cm2 C.S.C.R.		
CORR PERM.: LADO ENVOLV.	3.2		LADO TUBOS		3.2		(mm) CODIGO ASME VIII, DIV. 1		TEMA CLASE R
AISLANTE			ESPESOR		(mm) SERVICIO		CONSERVACION DE ENERGIA		
PESOS: VACIO	589.7		HAZ DE TUBOS		(mm) LLENO DE AGUA 725.8				(kg)
NOTAS									
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO									
(2) EQUIPO EXISTENTE									
REV/EDIC									
FECHA									
ELAB. POR									
APRB.									

4.5.3.2 Acumulador de reflujo a la despropanizadora FA-609

						HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES	
PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS U-600				PROYECTO: TESIS			
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA, N.L.				HOJA 1 DE 1			
CLAVE DEL EQUIPO: FA-609 (2)				No. DE UNIDADES: UNA			
SERVICIO: ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESPROGANIZADORA				POSICIÓN: HORIZONTAL			
Tipo de Fluido:	Líquido:	HIDROCARBUROS	Flujo:	27,404.00 kg/h	Densidad:	0.432 g/m ³	
	Vapor o Gas:	HIDROCARBUROS	Flujo:	1.598 m ³ /h	Densidad:	0.048 g/m ³	
Temperatura:	Operación:	49 °C	Máxima:	57 °C	Diseño:	71 °C	
Presión:	Operación:	23.50 kg/cm ² man	Máxima:	23.90 kg/cm ² man	DISEÑO:	27.0 kg/cm ² man	
Dimensiones:	Longitud T.-T.:	5,486 mm	Diámetro:	1,829 mm	Cap. Total:	14,412.00 (T-T) litros	
Nivel:	Normal:	660 mm	Máxima:	882 mm	Mínimo:	229 mm	
Alarmas:	Alto Nivel:	762 mm	Bajo Nivel:	432 mm	Nivel de Paro:	---- mm	
Materiales:	Cascarón:	A.C.	Cabezas:	A.C.	Malla Separadora:	Espesor: ---- mm	Material: ----
Tipo Circular:	Diámetro:	152 mm	Tipo Rectangular:	Longitud: ---- mm	Ancho:	---- mm	
Corrosión Perm.:	Cascarón:	3.18 mm	Cabezas:	3.18 mm	Aislamiento:	NO	Recub. Int.: NO
BOQUILLAS							
No.	Cant.	D.N.	Servicio				
1	1	508	REGISTRO HOMBRE				
7	1	38	SALIDA DE VAPOR A L.B.				
11	1	76	ENTRADA DE MEZCLA DE EA-606				
16	1	76	LÍNEA DE PRESURIZACIÓN CON DA-604				
18	1	102	SALIDA DE LÍQUIDO A GA-610/R				
31	1	51	DRENE				
35	1	51	CONEXIÓN DE SERVICIO				
37	1	51	CONTROL DE PRESIÓN				
46 AB	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL				
NOTAS:							
1) Acotaciones en mm							
2) Equipo existente							
3) Rompedor de vórtice							
Revisión	A	0	1	2	3	4	5
Fecha							
Elaborado por							
Aprobado por							

4.5.3.3 Acumulador de reflujo a la desetanizadora FA-610

						HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES	
PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS U-600				PROYECTO: TESIS			
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA, N.L.				HOJA 1 DE 1			
CLAVE DEL EQUIPO: FA-610 (2)				No. DE UNIDADES: UNA			
SERVICIO: ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESETANIZADORA				POSICIÓN: HORIZONTAL			
Tipo de Fluido:	Líquido:	HIDROCARBUROS	Flujo:	1,366.00 kg/h	Densidad:	0.413 g/m ³	
	Vapor o Gas:	HIDROCARBUROS	Flujo:	11.030 m ³ /h	Densidad:	0.057 g/m ³	
Temperatura:	Operación:	48 °C	Máxima:	52 °C	Diseño:	66 °C	
Presión:	Operación:	27.00 kg/cm ² man	Máxima:	28.10 kg/cm ² man	DISEÑO:	32.0 kg/cm ² man	
Dimensiones:	Longitud T.-T.:	2,438 mm	Diámetro:	914 mm	Cap. Total:	1,601.00 (T-T) litros	
Nivel:	Normal:	533 mm	Máxima:	762 mm	Mínimo:	152 mm	
Alarmas:	Alto Nivel:	660 mm	Bajo Nivel:	305 mm	Nivel de Paro:	---- mm	
Materiales:	Cascarón:	A.C.	Cabezas:	A.C.	Malla Separadora:	Espesor: ---- mm	Material: ----
Tipo Circular:	Diámetro:	152 mm	Tipo Rectangular:	Longitud: ---- mm	Ancho:	---- mm	
Corrosión Perm.:	Cascarón:	3.18 mm	Cabezas:	3.18 mm	Aislamiento:	NO	Recub. Int.: NO
BOQUILLAS							
No.	Cant.	D.N.	Servicio				
1	1	508	REGISTRO HOMBRE				
7	1	38	SALIDA DE VAPOR A L.B.				
11	1	76	ENTRADA DE MEZCLA DE ED-601				
18	1	76	SALIDA DE LÍQUIDO A GA-611/R				
35	1	51	CONEXIÓN DE SERVICIO				
37	1	38	CONTROLDE PRESIÓN				
46 AB	2	51	INDICADOR Y CONTROLADOR DE NIVEL				
NOTAS:							
1) Acotaciones en mm							
2) Equipo existente							
3) Rompedor de vórtice							
Revisión	A	0	1	2	3	4	5
Fecha							
Elaborado por							
Aprobado por							

4.5.4 Hojas de datos de proceso para Bombas

4.5.4.1 Bomba de carga a la despropanizadora GA-609 R/N

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS		PROYECTO: TESIS
		HOJA: <u>1</u> DE <u>3</u>
		GA-609/R-N
PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS	CONDICIONES DE OPERACIÓN	LÍQUIDO: L.P.G.
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA, N.L.		TEMP. DE BOMBEO, °C; (°F): 85 (185)
SERVICIO: BOMBA DE CARGA A LA TORRE DESPROPANIZADORA		GRAVEDAD ESPECÍFICA: 0.561
EQUIPO CLAVE: GA-609/R-N		PRESIÓN DE VAPOR, Kg/cm ² a.; (PSIA): 7.83 (111.3)
PARTIDA: CANTIDAD REQUERIDA: 2		VISCOSIDAD, Pa*s; (cP): 0.00007 (0.07)
USO REGULAR: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR		CORR./EROS. OCASIONADA POR:
REPUESTO: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR		GASTO N., m ³ /h; (GPM): 24.8 (109.17) DIS. N., m ³ /h; (GPM): 27.3 (120)
		PRESION DE DESCARGA, Kg/cm ² m; (PSIG): 26.7 (379.7)
		PRESION DE SUCCION, Kg/cm ² m; (PSIG): 6.97 (99.2)
		PRESION DIF., Kg/cm ² ; (PSI): 19.7 (280.5)
	CARGA DIF., m; (PIES): 421 (1381)	
	NPSH DISP.,m; (PIES): 3.3 (11.0)	
	POT. HIDRAULICA, KW; (HP): 14.2 (19.1)	
FABRICANTE		BASE
ALTERNATIVA		
FUNCIONAMIENTO	TAMAÑO Y TIPO	
	CURVA PROPUESTA	
	NPSH REQ. (PIES DE AGUA)/Nsuc	
	Nº DE PASOS/RPM	
	EFICIENCIA A CONDICIONES NORMALES/BHP	
	MAX BHP DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)	
	MAX CARGA DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)	
CONSTRUCCION	CAUDAL MINIMO CONTINUO ESTABLE, m ³ /hr; (GPM)	
	CARCAZA	MONTAJE
		CORTE
	IMPULSOR	MONTAJE
		TIPO/Ø DE DISEÑO/Ø MAXIMO
	CHUMACERAS: RADIAL/EMPLUJE	
	SELLO MECANICO: CODIGO API / FABRICANTE	
	PLAN API 610: LUBRICACION / ENFRIAMIENTO	
	COUPLE / GUARDA COUPLE	
	MATERIALES: CLASE API-610	
MOTOR ELEC.	BOQUILLAS	SUCCION: ø/CLASE ANSI/ POSICION
		DESCARGA: ø/CLASE ANSI/ POSICION
	PRES. MAX. PERMISIBLE A °F/ PRUEBA HIDROST (PSIG)	
TURBINA DE VAP.	FABRICANTE/PROTECCION DE LA CARCAZA	
	HP/RPM	
	VOLTS/FASES/HERTZ	
PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO E HIDROSTÁTICA/NPSH	CHUMACERAS/LUBRICACION	
	FABRICANTE/MODELO/GOBERNADOR	
	POTENCIA DE SELECCIÓN A RPM	
	CONSUMO DE VAPOR, Kg/HP-hr; (Lb/HP-hr)	
MATERIAL: CARCAZA/PARTES INTERNAS		
PESO: BOMBA+BASE+MOTOR/BOMBA+BASE+TURBINA, Kg.; (Lb)		
BASE API-610 ÚLTIMA EDICION		
NOTAS:		
a) La información faltante debe ser suministrada por el vendedor		
b) Su operabilidad debe ser confirmada por el departamento mecánico		

4.5.4.2 Bomba de reflujo a la despropanizadora GA-610/R

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS		PROYECTO: TESIS
		HOJA: 2 DE 3
		GA-610/R
PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS	LIQUIDO: HIDROCARBUROS	
LOCALIZACION: CADEREYTA, NL	TEMP. DE BOMBEO, °C; (°F): 48 (118)	
SERVICIO: BOMBA DE REFLUJO A LA TORRE DESPROPANIZADORA	GRAVEDAD ESPECIFICA: 0.488	
EQUIPO CLAVE: GA-610/R	PRESIÓN DE VAPOR, Kg/cm ² a.; (PSIA):	
PARTIDA: CANTIDAD REQUERIDA: 2	VISCOSIDAD, Pa's; (cP): 0.00006 (0.065)	
USO REGULAR: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR	CORR./EROS. OCASIONADA POR:	
REPUESTO: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR	GASTO N., m ³ /h; (GPM): 63.4 (279.18) DIS. N., m ³ /h; (GPM): 69.7 (307.0)	
	PRESION DE DESCARGA, Kg/cm ² m; (PSIG): 30.1 (428.7)	
	PRESION DE SUCCION, Kg/cm ² m; (PSIG): 23.7 (336.8)	
	PRESION DIF., Kg/cm ² ; (PSI): 6.46 (92.0)	
	CARGA DIF., m; (PIES): 69.3 (227.3)	
	NPSH DISP.,m; (PIES): 4.6 (15.0)	
	POT. HIDRAULICA, KW; (HP): 6.18 (8.3)	
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
FABRICANTE	BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO	TAMAÑO Y TIPO	
	CURVA PROPUESTA	
	NPSH REQ. (PIES DE AGUA)/Nsuc	
	No. DE PASOS/RPM	
	EFICIENCIA A CONDICIONES NORMALES/BHP	
	MAX BHP DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)	
	MAX CARGA DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)	
	CAUDAL MINIMO CONTINUO ESTABLE, m ³ /hr; (GPM)	
CONSTRUCCION	CARCAZA	MONTAJE
		CORTE
	IMPULSOR	MONTAJE
		TIPO/φ DE DISEÑO/φ MAXIMO
	CHUMACERAS: RADIAL/BIPLUJE	
	SELLO MECANICO: CODIGO API / FABRICANTE	
	PLAN API 610: LUBRICACION / ENFRIAMIENTO	
	COUPLE / GUARDA COUPLE	
	MATERIALES: CLASE API-610	
	BOQUILLAS	SUCCION: ø/CLASE ANSI/ POSICION
		DESCARGA: ø/CLASE ANSI/ POSICION
		PRES. MAX. PERMISIBLE A °F/ PRUEBA HIDROST (PSIG)
MOTOR ELEC.	FABRICANTE/PROTECCION DE LA CARCAZA	
	HP/RPM	
	VOLTS/FASES/HERTZ	
	CHUMACERAS/LUBRICACION	
TURBINA DE VAP.	FABRICANTE/MODELO/GOBERNADOR	
	POTENCIA DE SELECCION A RPM	
	CONSUMO DE VAPOR, Kg/HP-hr; (Lb/HP-hr)	
	MATERIAL: CARCAZA/PARTES INTERNAS	
	PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO E HIDROSTATICA/NPSH	
	PESO: BOMBA+BASE+MOTOR/BOMBA+BASE+TURBINA, Kg.; (Lb)	
	BASE API-610 ÚLTIMA EDICION	
NOTAS:		
a) La información faltante debe ser suministrada por el vendedor		
b) Su operabilidad debe ser confirmada por el departamento mecánico		

4.5.4.5 Bomba de reflujo a la desetanizadora GA-611/R

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS		PROYECTO: TESIS
		HOJA: 3 DE 3
		GA-611/R
PLANTA: <u>TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS</u> LOCALIZACION: <u>CADEREYTA, NL</u> SERVICIO: <u>BOMBA DE REFLUJO A LA TORRE DESETANIZADORA</u> EQUIPO CLAVE: <u>GA-611/R</u> PARTIDA: _____ CANTIDAD REQUERIDA: <u>2</u> USO REGULAR: <u>1</u> ACONDICIONADOR: <u>MOTOR</u> REPUESTO: <u>1</u> ACONDICIONADOR: <u>MOTOR</u>	CONDICIONES DE OPERACIÓN	LIQUIDO: <u>HIDROCARBUROS</u> TEMP. DE BOMBEO, °C; (°F): <u>49 (120)</u> GRAVEDAD ESPECIFICA: <u>0.469</u> PRESIÓN DE VAPOR, Kg/cm ² a.; (PSIA): <u>28.06 (398)</u> VISCOSIDAD, Pa's; (cP): <u>0.00006 (0.059)</u> CORR./EROS. OCASIONADA POR: _____ GASTO N., m ³ /h; (GPM): <u>3.31 (14.6)</u> DIS. N., m ³ /h; (GPM): <u>3.6 (16.0)</u> PRESION DE DESCARGA, Kg/cm ² m; (PSIG): <u>30.3 (430.9)</u> PRESION DE SUCCION, Kg/cm ² m; (PSIG): <u>28.08 (399.4)</u> PRESION DIF., Kg/cm ² ; (PSI): <u>2.2 (31.46)</u> CARGA DIF., m; (PIES): <u>53.8 (176.40)</u> NPSH DISP.,m; (PIES): <u>2.1 (7.0)</u> POT. HIDRAULICA, KW; (HP): <u>0.22 (0.3)</u>
FABRICANTE	BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO		
TAMAÑO Y TIPO		
CURVA PROPUESTA		
NPSH REQ. (PIES DE AGUA)/Nsuc		
No. DE PASOS/RPM		
EFICIENCIA A CONDICIONES NORMALES/BHP		
MAX BHP DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)		
MAX CARGA DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)		
CAUDAL MINIMO CONTINUO ESTABLE, m ³ /hr; (GPM)		
CONSTRUCCION		
CARCAZA	MONTAJE	
	CORTE	
IMPULSOR	MONTAJE	
	TIPO/Ø DE DISEÑO/Ø MAXIMO	
CHUMACERAS: RADIAL/EMPUJE		
SELLO MECANICO: CODIGO API / FABRICANTE		
PLAN API 610: LUBRICACION / ENFRIAMIENTO		
COUPLE / GUARDA COUPLE		
MATERIALES: CLASE API-610		
BOQUILLAS	SUCCION: ø/CLASE ANSI/ POSICION	
	DESCARGA: ø/CLASE ANSI/ POSICION	
PRES. MAX. PERMISIBLE A °F/ PRUEBA HIDROST (PSIG)		
MOTOR ELEC.		
FABRICANTE/PROTECCIÓN DE LA CARCAZA		
HP/RPM		
VOLTS/FASES/HERTZ		
CHUMACERAS/LUBRICACION		
TURBINA DE VAP.		
FABRICANTE/MODELO/GOBERNADOR		
POTENCIA DE SELECCIÓN A RPM		
CONSUMO DE VAPOR, Kg/HP-hr; (Lb/HP-hr)		
MATERIAL: CARCAZA/PARTES INTERNAS		
PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO E HIDROSTÁTICA/NPSH		
PESO: BOMBA+BASE+MOTOR/BOMBA+BASE+TURBINA, Kg.; (Lb)		
BASE API-610 ÚTIMA EDICION		
NOTAS:		
a) La información faltante debe ser suministrada por el vendedor		
b) Su operabilidad debe ser confirmada por el departamento mecánico		

4.6 Requerimientos de servicios auxiliares

4.6.1 Vapor de baja presión

SERVICIO: **VAPOR DE BAJA PRESIÓN**

CONDICIONES DE SUMINISTRO EN L.B.: 3.6 kg/cm² man., 200°C

CONDICIONES DERETORNO EN L.B.: Condensado de Baja Presión (1.25 kg/cm² man., 124°C) (1)

<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>CONSUMO (kg/h)</u>	
		<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
EA-607	Rehervidor de la Despropanizadora	3976	4374
EA-610	Rehervidor de la Desetanizadora	307	338
	Total:	4283	4712

NOTA:

(1) El condensado será enviado al sistema de Recuperación de Condensado, para su posterior integración al sistema de Tratamiento de la Refinería.

4.6.2 Agua de enfriamiento

SERVICIO: **AGUA DE ENFRIAMIENTO**

CONDICIONES DE SUMINISTRO EN L.B.: 4.5 Kg/cm² man., 32 °C

CONDICIONES DERETORNO EN L.B.: 3.0 Kg/cm² man., 42°C

<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>CONSUMO (kg/h)</u>	
		<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
EA-606	Condensador de la Despropanizadora	186.0	204.6
EA-608 AB	Enfriador de Butanos	24.3	26.7
ED-601	Condensador de la Desetanizadora	8.8	9.7
ED-602	Enfriador de Propano	7.2	7.9
	Total:	226.3	248.9

4.6.3 Energía eléctrica

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>VOLTAJE</u>	<u>FASES</u>	<u>POTENCIA</u>	
				<u>OPERACIÓN</u> <u>(KW) (1) (2)</u>	<u>INSTALADOS</u> <u>(KW) (2)</u>
GA-609/R	Bomba de Carga de la Despropanizadora	440	3	14.10	37.3
GA-610/R	Bomba de Reflujo de la Despropanizadora	440	3	14.25	22.4
GA-611/R	Bomba de Reflujo de la Desetanzadora	440	3	0.39	3.0
			Total:	28.74	62.7

NOTAS:

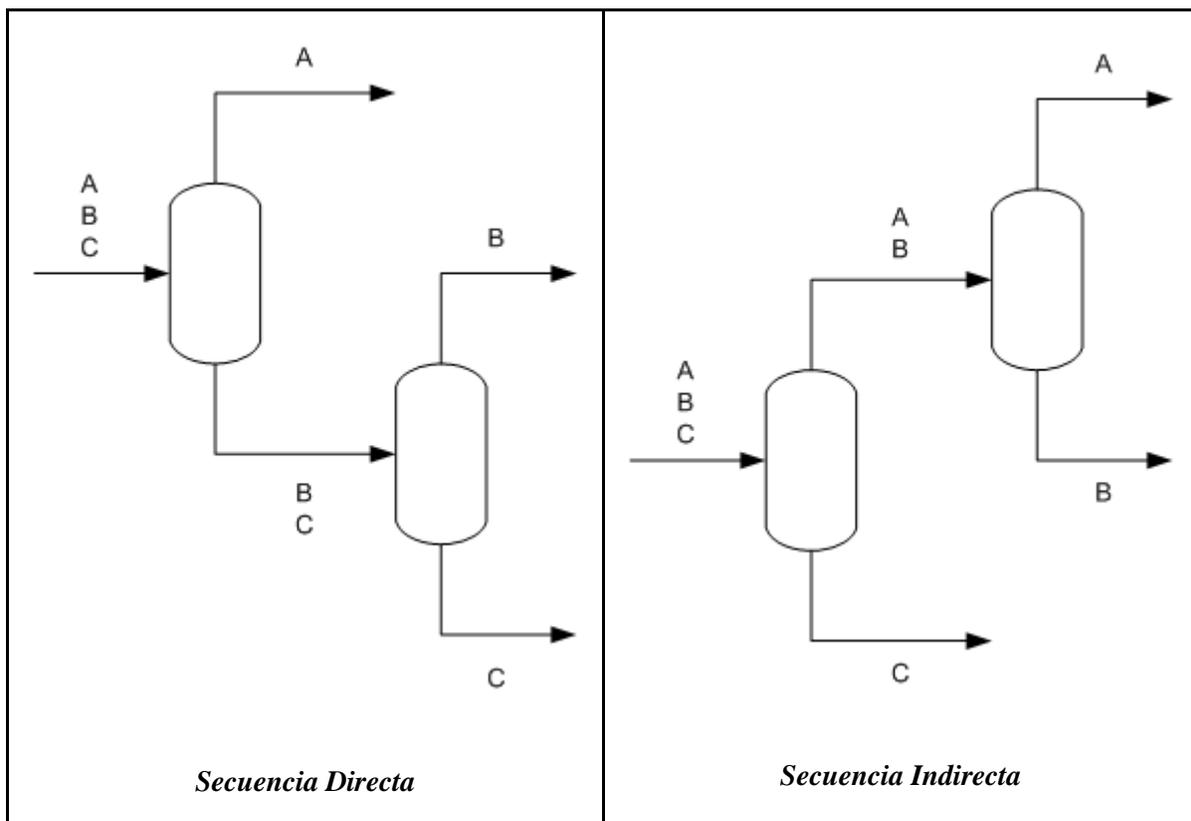
(1) La potencia de operación es hidráulica (eficiencia del 100%).

(2) Datos estimados.

5. PROPUESTA DE MEJORA AL ESQUEMA DE PROCESO

En el capítulo de Secuencia de Separación se mencionó que el número de productos que se desean obtener por destilación determina el número de secuencias posibles. Si se busca obtener principalmente tres productos: propano, butano y una mezcla principalmente compuesta de metano, etano y propano que va a la red de gas combustible; al aplicar la expresión de Thompson-King, sabemos que existen dos secuencias de separación posibles, ambas conformadas por dos columnas.

La secuencia directa es aquella en la cual el componente más ligero es removido por el domo de cada columna. Por lo tanto, se removería la mezcla de gases que van a la red de gas combustible por el domo de la primera columna, para después separar el propano del butano a través de la segunda columna. Por otro lado, en la secuencia indirecta se removería el butano por los fondos de la primera columna, mientras que la mezcla de gases y el propano se separarían en la segunda columna, lo anterior se muestra a continuación.



La planta fraccionadora de licuables existente corresponde a la secuencia indirecta. Esto nos hace reflexionar que a pesar de lo sugerido por las reglas heurísticas, no se favoreció la secuencia directa.

Este cuestionamiento es fundamental en el planteamiento de este trabajo, ya que el objetivo principal es comparar ambas secuencias, la existente (indirecta) y la propuesta (directa), y determinar si el arreglo propuesto puede cumplir mejor, y con menos requerimiento de energía, con las especificaciones establecidas en las bases de diseño. Para darnos una idea de ello, comenzaremos por estimar el vapor mínimo con el método de ROTE para ambas secuencias.

La finalidad es fraccionar 242.55 kg-mol/h de una mezcla de hidrocarburos cuyos datos están en la siguiente tabla.

Datos Generales			
Compuesto	Red de Gas Combustible	Propano	Butano
Fracción Molar	0.08	0.18	0.74
Volatilidad relativa	25.88	13.03	3.05
Volatilidad Relativa (adyacentes)	1.98	4.28	-

Consideremos que la relación de reflujo operativo en todas las columnas supera en un 10% a la relación de reflujo mínima ($r_F = 1.1$).

Datos para aplicar ROTE para la secuencia directa					
Columna	$\Delta_{p,j}$	Alimentación	Caudal Kg-mol/h	Destilación	Caudal
1	0.98	ABC	242.55	A	19
2	3.28	BC	223.55	B	43.23

Datos para aplicar ROTE para la secuencia indirecta					
Columna	$\Delta_{p,j}$	Alimentación	Caudal	Destilación	Caudal
1	3.28	ABC	242.55	AB	62.23
2	0.98	AB	62.23	A	19

El cálculo del vapor mínimo por la aplicación del ROTE para la secuencia directa es:

$$\begin{array}{lll}
 \text{Columna 1:} & 19 + 1.1 \times 242.55 / 0.98 & 291.25 \\
 \text{Columna 2:} & 43.23 + 1.1 \times 223.55 / 3.28 & 118.2 \\
 & \text{ROTE} & 409.45
 \end{array}$$

Mientras que cálculo del vapor mínimo para la secuencia indirecta es:

Columna 1:	$62.23 + 1.1 \times 242.55 / 3.28$	143.57
Columna 2:	$19 + 1.1 \times 62.23 / 0.98$	88.85
	ROTE	232.42

Como podemos observar en la siguiente tabla comparativa, la secuencia indirecta podría considerarse mejor, debido a que el vapor total es menor que en la secuencia directa. Recordemos que el volumen del vapor influye en las dimensiones de los equipos y por ello también tiene una repercusión económica.

Resultados del método ROTE	
Secuencia	V_{Total}
Directa	409.45
Indirecta	232.42

A pesar de lo que los resultados ofrecidos por el método ROTE puedan parecer desalentadores, puesto que el diseño de la planta original tiene la secuencia de separación indirecta, en este trabajo se intentará demostrar que la secuencia directa puede ofrecer resultados similares a los del diseño original a un menor costo, independientemente del flujo de vapor, ya que existen otros factores, como las condiciones de operación y el consumo de servicios auxiliares, que pueden influir en el mejoramiento del caso base.

6. EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA PROPUESTA DE MEJORA

Para la evaluación técnica de la Sección de Fraccionamiento de la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos “U-600” se mostrarán en detalle algunos documentos de Ingeniería Básica, como son:

- 1. Definición del proceso.**
- 2. Diagrama de flujo de proceso.**
- 3. Balance de materia y energía.**
- 4. Lista de equipo.**
- 5. Hojas de datos de equipo.**
- 6. Requerimiento de servicios auxiliares.**

Así mismo, se ahondará en la metodología para llevar a cabo el cálculo de las dimensiones de los equipos y consumo de servicios auxiliares, como complemento a las hojas de datos de equipo y requerimientos de servicios auxiliares.

6.1 Definición del proceso

La corriente de LPG Dulce procedente de la Sección de Tratamiento Cáustico "Oximer", a 11.2 kg/cm² man. y 38 °C, se mezcla en línea con las corrientes de LPG procedentes de las Plantas Reformadoras No. 1 y 2, las cuales están a 11.2 kg/cm² man. y 38 °C; la corriente resultante se recibe en el Acumulador de Carga a la Despropanizadora FA-601 que opera a 6.8 kg/cm² man. y 38 °C. De este acumulador, la corriente de LPG se maneja mediante la Bomba de Carga de la Desetanizadora GA-601, la cual le eleva la presión hasta 25.2 kg/cm² man. para enviarlo a control de flujo en cascada con el control de nivel del acumulador FA-601 hacia el Calentador de Carga a Despropanizadora EA-601, donde se precalienta con los fondos de la Torre Desetanizadora DA-601 desde 40°C hasta 70 °C para luego alimentarse al plato 6 de la torre DA-601.

La torre DA-601 opera a 22 kg/cm² man. y 65 °C en el domo y a 22.4 kg/cm² man. y 105 °C en el fondo. La finalidad de esta torre es separar los gases más ligeros por los domos del propano y los butanos que se obtienen de los fondos. La corriente de domos, constituida por los gases más ligeros, se conduce hacia el Condensador de la Desetanizadora EA-602, donde condensan parcialmente los componentes pesados; la corriente en dos fases efluente del condensador EA-602 se recibe en el Acumulador de Reflujo de la Desetanizadora FA-602, el cual opera a 21.7 kg/cm² man. y 45 °C. De aquí, la fase vapor constituida por ligeros se envía a control de presión hacia la red de gas combustible de la refinería a 5.5 kg/cm² man. y 25 °C.

La fase líquida del Acumulador FA-602 se maneja mediante la Bomba de Reflujo de la Desetanizadora GA-602, elevándole la presión a 24.4 kg/cm² man. La descarga de esta bomba se envía como reflujo al plato 1 de la Torre Desetanizadora DA-601 y a control de flujo en cascada con control de temperatura del plato 4 de la misma torre, la cual opera con una relación de reflujo de 3 y cuenta con 23 platos.

La corriente del fondo de la torre DA-601, constituida por propano y butanos, precalienta la carga a la misma torre por el lado de la coraza del calentador de Carga a la Desetanizadora EA-601, enfriándose desde 105 °C hasta 80 °C para después enviarse como alimentación a la torre despropanizadora DA-602 a 14.2 kg/cm² man. y 79 °C.

Por otro lado, para suministrarle energía a la torre DA-601, el líquido efluente del plato 23 se colecta en una charola de sello de donde se extrae totalmente para su envío como carga al Rehervidor de la Desetanizadora EA-604. Aquí se vaporiza aprox. el 18.8 % en peso, retornando el vapor al fondo de la torre; la porción líquida no vaporizada se retorna por una línea independiente al fondo de la misma.

Como medio de calentamiento en el rehervidor EA-604 se utiliza vapor de baja presión (3.6 kg/cm² man. y 200 °C), el cual se suministra al rehervidor a control de flujo en cascada con control de temperatura del plato 23. El condensado del vapor de baja efluente del rehervidor se envía al Sistema de Recuperación de condensados.

La Torre Despropanizadora DA-602 opera a 14 kg/cm² man. y 42°C en el domo y a 14.4 kg/cm² man. y 97°C en el fondo. Esta torre tiene la finalidad de separar el propano, obteniéndolo como destilado en vapor y los butanos como producto de fondos.

El vapor de domo de la torre DA-602 se condensa parcialmente en el condensador de la Despropanizadora EA-603 continuando hacia el Acumulador de Reflujo de la Despropanizadora FA-603, el cual opera a 13.7 kg/cm² man. y 39°C. De aquí, los vapores que constituyen el destilado de la columna se envían a control de presión para mezclarse con los generados en la torre DA-601 y continuar hacia L.B. donde se integran a la red de gas combustible de la refinería.

El líquido separado en el acumulador FA-603 se maneja mediante la Bomba de Reflujo de la Despropanizadora GA-603, elevando su presión a 17.2 kg/cm² man. La descarga de esta bomba se divide en dos corrientes: la primera se envía como reflujo al plato 1 de la torre despropanizadora DA-602, a una presión de 14 kg/cm² man. y 42°C y a control de flujo en cascada con control de temperatura del plato 4 de la misma torre, la cual opera con una relación de reflujo de 10 y cuenta con 29 platos. La segunda corriente, previo control de flujo en cascada con el control de nivel del acumulador FA-603, constituye el destilado líquido de la columna, se enfría hasta 39°C, en el enfriador de propanos EA-607 y posteriormente enviarse a L.B. a 15 kg/cm² man. y 39°C.

La corriente del fondo de la torre DA-602 se envía como producto a L.B., previo enfriamiento desde 97°C hasta 55 °C en el Aeroenfriador de Butanos EC-601 para continuar su enfriamiento hasta 40 °C en el Enfriador de Butanos EA-606, a control de nivel de la torre DA-602 y entregándose a 7 kg/cm² man.

Para suministrarle energía a la torre DA-602, el líquido efluente del plato 29 se colecta en una charola de sello de donde se extrae totalmente para su envío como carga al Rehervidor de la Despropanizadora EA-605, de tipo termosifón, en donde se vaporiza aproximadamente el 15.06 % en peso utilizando vapor de baja presión (3.6 kg/cm² man. y 200 °C) como medio de calentamiento; el cual se suministra al rehervidor EA-605 a control de flujo en cascada con control de temperatura del plato 29. El condensado de vapor de baja se envía al sistema de recuperación de condensados.

6.2 Evaluación del proceso

6.2.1 Diagrama de flujo de proceso

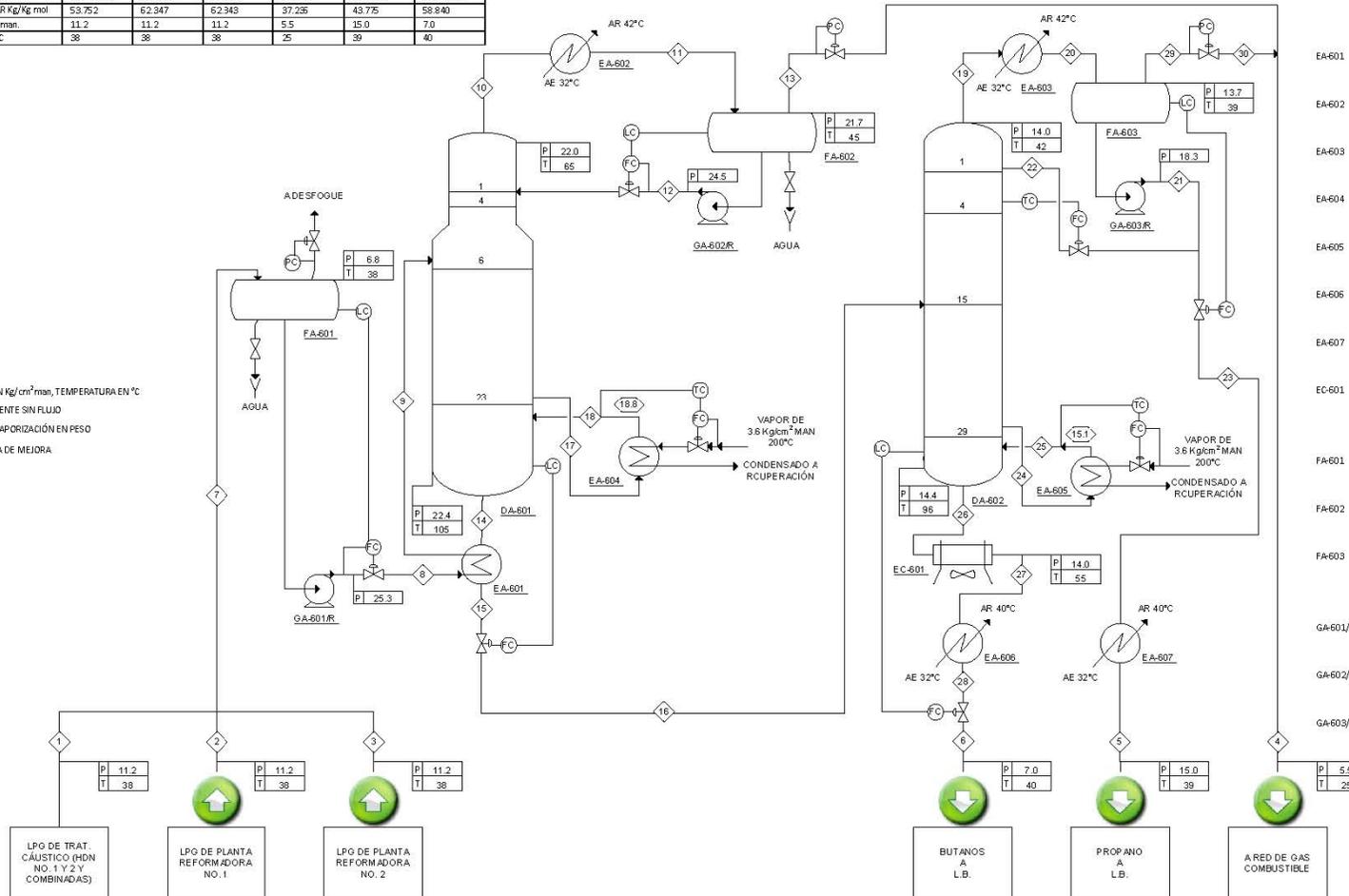
CORRIENTE	1	2	3	4	5	6
FASE	L	L	L	V	L	L
COMPONENTE	KG-MOL/HR	KG-MOL/HR	KG-MOL/HR	KG-MOL/HR	KG-MOL/HR	KG-MOL/HR
METANO	1.164	0.050	0.065	1.279	0.000	0.000
ETANO	7.541	0.041	0.054	6.280	1.357	0.000
PROPANO	52.551	0.572	0.744	6.674	45.762	1.431
I-BUTANO	25.309	2.876	3.739	0.425	0.175	31.325
N-BUTANO	152.122	2.221	2.888	0.829	0.094	136.308
ISOPENTANO	2.251	0.004	0.005	0.001	0.000	2.259
N-PENTANO	---	3.628	4.715	0.003	0.000	8.340
FLUIDO TOTAL Kg/mol-h	220.948	9.392	12.210	15.490	47.387	179.673
FLUIDO TOTAL Kg/h	11876.302	585.563	761.207	576.783	2074.333	10571.956
PESO MOLECULAR Kg/Kg mol	53.752	62.347	62.343	37.235	43.775	58.840
PRESIÓN Kg/cm ² man.	11.2	11.2	11.2	5.5	15.0	7.0
TEMPERATURA °C	38	38	38	25	39	40

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
DA-601	TORRE DESETANIZADORA	457914 mm D.I. X 23314 mm T-T
DA-602	TORRE DESPROPANIZADORA	1372 mm D.I. X 22769 mm T-T
EA-601	CALENTADOR DE CARGA A DESETANIZADORA	0.2689 X 1.1 MM Kcal/h
EA-602	CONDENSADOR DE LA DESETANIZADORA	0.3595 X 1.1 MM Kcal/h
EA-603	CONDENSADOR DE LA DESPROPANIZADORA	1.7038 X 1.1 MM Kcal/h
EA-604	REHERRIDOR DE LA DESETANIZADORA	0.5370 X 1.1 MM Kcal/h
EA-605	REHERRIDOR DE LA DESPROPANIZADORA	1.7889 X 1.1 MM Kcal/h
EA-606	ENFRADOR DE BUTANO	0.0999 X 1.1 MM Kcal/h
EA-607	ENFRADOR DE PROPANO	0.0009 X 1.1 MM Kcal/h
EC-601	AEROFRENIADOR DE BUTANOS	0.3170 X 1.1 MM Kcal/h
FA-601	ACUMULADOR DE CARGA A LA DESPROPANIZADORA	1372 mm D.I. X 4877 mm T-T
FA-602	ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESETANIZADORA	610 mm D.I. X 2438 mm T-T
FA-603	ACUMULADOR DE REFLUJO DE DESPROPANIZADORA	1372 mm D.I. X 3810 mm T-T
GA-601/R	BOMBA DE CARGA A LA DESETANIZADORA	24.87 x 1.1 m ³ /h, ΔP= 18.5 Kg/cm ²
GA-602/R	BOMBA DE REFLUJO DE LA DESETANIZADORA	4.59 x 1.1 m ³ /h, ΔP= 29 Kg/cm ²
GA-603/R	BOMBA DE REFLUJO DE LA DESPROPANIZADORA	49.13 x 1.1 m ³ /h, ΔP= 4.7 Kg/cm ²

NOTAS

- (1) PRESIÓN EN Kg/cm²man, TEMPERATURA EN °C
- (2) NORMALMENTE SIN FLUIDO
- (3) % DE VAPORIZACIÓN EN PESO
- (4) PROPUESTA DE MEJORA



PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA
DE HIDROCARBUROS U-600
REFINERÍA "HÉCTOR R. LARA SOSA"
CADEREYTA, N.L., MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUHTLÁN
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO D

PROPUESTA DE MEJORA
DIB. NO.

6.2.2 Balance de materia y energía

COMPOSICIÓN FLUJO MOLAR

CORRIENTE	1	2	3	4
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h				
METANO	1.16400003	0.05	0.065	1.27897465
ETANO	7.54099941	0.041	0.05400001	6.27869654
PROPANO	52.5509949	0.57200003	0.74400002	6.67269611
I-BUTANO	25.3089981	2.87599993	3.73900032	0.42510057
N-BUTANO	132.121994	2.22099972	2.88800001	0.83102459
I-PENTANO	0	3.62800002	4.71500015	0.00265638
N-PENTANO	2.26099968	0.004	0.005	0.0009565
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	220.947983	9.39199925	12.21	15.4901056
TEMPERATURA, °C	38	38	38	24.8475342
PRESIÓN, Kg/cm ² g	11.1999998	11.1999998	11.1999998	7.00000048
ENTALPÍA, Kcal/Kg	22.617342	21.5794544	21.5798149	95.8398209
PESO MOLECULAR	53.7515717	62.3470001	62.3429527	37.2386131
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	0	0	1
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	0

CORRIENTE	5	6	7	8
FASE	Líquido	Líquido	Mezcla	Líquido
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h				
METANO	2.53E-05	7.66E-16	1.27900004	1.27900004
ETANO	1.35640216	3.45E-06	7.6359992	7.6359992
PROPANO	45.7604256	1.43234801	53.8669968	53.8669968
I-BUTANO	0.17512386	31.3243733	31.9239998	31.9239998
N-BUTANO	0.09402138	136.30777	137.231003	137.231003
I-PENTANO	6.85E-06	8.3403492	8.34299946	8.34299946
N-PENTANO	3.55E-06	2.26904368	2.26999974	2.26999974
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	47.3860092	179.673889	242.549988	242.549988
TEMPERATURA, °C	39	40.0716858	37.8659668	39.6564331
PRESIÓN, Kg/cm ² g	14.9999991	7.00000048	11.1999998	22.7200012
ENTALPÍA, Kcal/Kg	26.1993923	23.5290642	22.511652	23.6761532
PESO MOLECULAR	43.7746697	58.8398399	54.5168953	54.5168953
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	0	0	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	1

CORRIENTE	9	10	11	12
FASE	Líquido	Vapor	Mezcla	Líquido
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h				
METANO	1.27900004	1.90046787	1.90046787	0.62148732
ETANO	7.6359992	16.2041302	16.2041302	9.92530537
PROPANO	53.8669968	31.9516277	31.9516277	25.2787304
I-BUTANO	31.9239998	3.58354735	3.58354735	3.15841913
N-BUTANO	137.231003	8.25117397	8.25117397	7.42010832
I-PENTANO	8.34299946	0.05066128	0.05066128	0.04800478
N-PENTANO	2.26999974	0.01696532	0.01696532	0.01600878
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	242.549988	61.9585724	61.9585724	46.4680634
TEMPERATURA, °C	70	65.2609863	45.3238831	45.769928
PRESIÓN, Kg/cm ² g	22.0199986	22	21.6500015	24.5000019
ENTALPÍA, Kcal/Kg	44.0053635	105.428642	44.5450058	30.2590027
PESO MOLECULAR	54.5168953	42.2774468	42.2774468	43.9571419
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	1	0.25001389	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	0	0.74998611	1

CORRIENTE	13	14	15	16
FASE	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h				
METANO	1.27897465	2.54E-05	2.53E-05	2.53E-05
ETANO	6.27869654	1.35730326	1.35640574	1.35640574
PROPANO	6.67269611	47.1943016	47.1927795	47.1927795
I-BUTANO	0.42510057	31.4989014	31.4994965	31.4994965
N-BUTANO	0.83102459	136.399979	136.401794	136.401794
I-PENTANO	0.00265638	8.34034443	8.34035587	8.34035587
N-PENTANO	0.0009565	2.26904368	2.2690475	2.2690475
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	15.4901056	227.059876	227.059906	227.059906
TEMPERATURA, °C	45.3242798	105.308411	79.1230774	78.7275391
PRESIÓN, Kg/cm ² g	21.6500015	22.3500004	21.6500015	14.1400003
ENTALPÍA, Kcal/Kg	95.8398209	71.4872131	50.2316666	50.2316666
PESO MOLECULAR	37.2386131	55.6956253	55.6958313	55.6958313
FRACCIÓN MOL VAPOR	1	0	0	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	0	1	1	1

CORRIENTE	17	18	19	20
FASE	Líquido	Mezcla	Vapor	Líquido
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h				
METANO	0.0001022	0.0001022	0.00027824	0.00027824
ETANO	5.45681238	5.45681238	14.9204245	14.9204245
PROPANO	189.736862	189.736862	503.364746	503.364746
I-BUTANO	126.636116	126.636116	1.92636251	1.92636251
N-BUTANO	548.373474	548.373474	1.03423512	1.03423512
I-PENTANO	33.5309715	33.5309715	7.54E-05	7.54E-05
N-PENTANO	9.1223135	9.1223135	3.90E-05	3.90E-05
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	912.856567	912.856567	521.246094	521.246094
TEMPERATURA, °C	105.308411	106.875397	41.998291	39.0944519
PRESIÓN, Kg/cm ² g	22.3500004	22.3300018	14	13.6519995
ENTALPÍA, Kcal/Kg	71.4872208	82.04702	100.999878	26.3283367
PESO MOLECULAR	55.6956253	55.6956253	43.7746697	43.7746697
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	0.18822235	1	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	0.81177765	0	1

CORRIENTE	21	22	23	24
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h				
METANO	0.00027824	0.00025295	2.53E-05	7.66E-16
ETANO	14.9204245	13.564023	1.35640216	3.45E-06
PROPANO	503.364746	457.60434	45.7604256	1.43234801
I-BUTANO	1.92636251	1.75123882	0.17512386	31.3243733
N-BUTANO	1.03423512	0.9402138	0.09402138	136.30777
I-PENTANO	7.54E-05	6.85E-05	6.85E-06	8.3403492
N-PENTANO	3.90E-05	3.55E-05	3.55E-06	2.26904368
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	521.246094	473.860138	47.3860092	179.673889
TEMPERATURA, °C	39.7623596	39.5243225	39.6208496	97.4503174
PRESIÓN, Kg/cm ² g	18.2999992	14	15.6999998	14.3340006
ENTALPÍA, Kcal/Kg	26.6409836	26.6409836	26.6409836	72.2732468
PESO MOLECULAR	43.7746697	43.7746697	43.7746697	58.8398399
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	0	0	0.15050197
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	0.84949803

CORRIENTE	25	26	27	28
FASE	Mezcla	Líquido	Líquido	Líquido
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h				
METANO	1.39E-14	7.66E-16	7.66E-16	7.66E-16
ETANO	6.26E-05	3.45E-06	3.45E-06	3.45E-06
PROPANO	25.9713154	1.43234801	1.43234801	1.43234801
I-BUTANO	567.973084	31.3243733	31.3243733	31.3243733
N-BUTANO	2471.53076	136.30777	136.30777	136.30777
I-PENTANO	151.227081	8.3403492	8.3403492	8.3403492
N-PENTANO	41.1422691	2.26904368	2.26904368	2.26904368
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	3257.84448	179.673889	179.673889	179.673889
TEMPERATURA, °C	97.4503174	97.2208557	55	40
PRESIÓN, Kg/cm ² g	14.3340006	14.3499994	13.6500006	12.9499998
ENTALPÍA, Kcal/Kg	72.2732544	62.948658	32.976059	23.5290642
PESO MOLECULAR	58.8398399	58.8398399	58.8398399	58.8398399
FRACCIÓN MOL VAPOR	0.15050197	0	0	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	0.84949803	1	1	1

COMPOSICIÓN % MOLAR

CORRIENTE	1	2	3	4
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
% MOLAR				
METANO	0.52682084	0.53236794	0.53235048	8.25671959
ETANO	3.41302037	0.43654177	0.44226044	40.533596
PROPANO	23.7843285	6.09029007	6.09336615	43.0771484
I-BUTANO	11.4547319	30.6218052	30.6224403	2.74433613
N-BUTANO	59.7977829	23.6477852	23.6527424	5.36487341
I-PENTANO	0	38.6286202	38.6158867	0.01714889
N-PENTANO	1.0233177	0.04258944	0.04095004	0.00617491
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	220.947983	9.39199925	12.21	15.4901056
TEMPERATURA, °C	38	38	38	24.8475342
PRESIÓN, Kg/cm ² g	11.1999998	11.1999998	11.1999998	7.00000048
ENTALPÍA, Kcal/Kg	22.617342	21.5794544	21.5798149	95.8398209
PESO MOLECULAR	53.7515717	62.3470001	62.3429527	37.2386131
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	0	0	1
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	0

CORRIENTE	5	6	7	8
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
% MOLAR				
METANO	5.34E-05	4.26E-16	0.52731401	0.52731401
ETANO	2.86245298	1.92E-06	3.14821672	3.14821672
PROPANO	96.5694885	0.79719323	22.2086182	22.2086182
I-BUTANO	0.36956871	17.4340153	13.1618233	13.1618233
N-BUTANO	0.19841591	75.8639908	56.5784378	56.5784378
I-PENTANO	1.45E-05	4.64193726	3.43970323	3.43970323
N-PENTANO	7.49E-06	1.26286781	0.93588948	0.93588948
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	47.3860092	179.673889	242.549988	242.549988
TEMPERATURA, °C	39	40.0716858	37.8659668	39.6564331
PRESIÓN, Kg/cm ² g	14.9999991	7.00000048	11.1999998	22.7200012
ENTALPÍA, Kcal/Kg	26.1993923	23.5290642	22.511652	23.6761532
PESO MOLECULAR	43.7746697	58.8398399	54.5168953	54.5168953
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	0	0	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	1

CORRIENTE	9	10	11	12
FASE	Líquido	Vapor	Mezcla	Líquido
% MOLAR				
METANO	0.52731401	3.06732011	3.06732011	1.3374505
ETANO	3.14821672	26.1531677	26.1531677	21.3594112
PROPANO	22.2086182	51.5693436	51.5693436	54.4002228
I-BUTANO	13.1618233	5.78377962	5.78377962	6.79696703
N-BUTANO	56.5784378	13.3172436	13.3172436	15.9681883
I-PENTANO	3.43970323	0.08176638	0.08176638	0.10330702
N-PENTANO	0.93588948	0.02738171	0.02738171	0.03445114
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	242.549988	61.9585724	61.9585724	46.4680634
TEMPERATURA, °C	70	65.2609863	45.3238831	45.769928
PRESIÓN, Kg/cm ² g	22.0199986	22	21.6500015	24.5000019
ENTALPÍA, Kcal/Kg	44.0053635	105.428642	44.5450058	30.2590027
PESO MOLECULAR	54.5168953	42.2774468	42.2774468	43.9571419
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	1	0.25001389	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	0	0.74998611	1

CORRIENTE	13	14	15	16
FASE	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
% MOLAR				
METANO	8.25671959	1.12E-05	1.11E-05	1.11E-05
ETANO	40.533596	0.59777325	0.5973779	0.5973779
PROPANO	43.0771484	20.7849598	20.7842865	20.7842865
I-BUTANO	2.74433613	13.872509	13.8727694	13.8727694
N-BUTANO	5.36487341	60.0722504	60.0730438	60.0730438
I-PENTANO	0.01714889	3.67319179	3.67319632	3.67319632
N-PENTANO	0.00617491	0.99931508	0.99931657	0.99931657
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	15.4901056	227.059876	227.059906	227.059906
TEMPERATURA, °C	45.3242798	105.308411	79.1230774	78.7275391
PRESIÓN, Kg/cm ² g	21.6500015	22.3500004	21.6500015	14.1400003
ENTALPÍA, Kcal/Kg	95.8398209	71.4872131	50.2316666	50.2316666
PESO MOLECULAR	37.2386131	55.6956253	55.6958313	55.6958313
FRACCIÓN MOL VAPOR	1	0	0	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	0	1	1	1

CORRIENTE	17	18	19	20
FASE	Líquido	Mezcla	Vapor	Líquido
% MOLAR				
METANO	1.12E-05	1.12E-05	5.34E-05	5.34E-05
ETANO	0.59777325	0.59777325	2.86245298	2.86245298
PROPANO	20.7849598	20.7849598	96.5694885	96.5694885
I-BUTANO	13.872509	13.872509	0.36956871	0.36956871
N-BUTANO	60.0722504	60.0722504	0.19841591	0.19841591
I-PENTANO	3.67319179	3.67319179	1.45E-05	1.45E-05
N-PENTANO	0.99931508	0.99931508	7.49E-06	7.49E-06
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	912.856567	912.856567	521.246094	521.246094
TEMPERATURA, °C	105.308411	106.875397	41.998291	39.0944519
PRESIÓN, Kg/cm ² g	22.3500004	22.3300018	14	13.6519995
ENTALPÍA, Kcal/Kg	71.4872208	82.04702	100.999878	26.3283367
PESO MOLECULAR	55.6956253	55.6956253	43.7746697	43.7746697
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	0.18822235	1	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	0.81177765	0	1

CORRIENTE	21	22	23	24
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla
% MOLAR				
METANO	5.34E-05	5.34E-05	5.34E-05	4.26E-16
ETANO	2.86245298	2.86245298	2.86245298	1.92E-06
PROPANO	96.5694885	96.5694885	96.5694885	0.79719323
I-BUTANO	0.36956871	0.36956871	0.36956871	17.4340153
N-BUTANO	0.19841591	0.19841591	0.19841591	75.8639908
I-PENTANO	1.45E-05	1.45E-05	1.45E-05	4.64193726
N-PENTANO	7.49E-06	7.49E-06	7.49E-06	1.26286781
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	521.246094	473.860138	47.3860092	179.673889
TEMPERATURA, °C	39.7623596	39.5243225	39.6208496	97.4503174
PRESIÓN, Kg/cm ² g	18.2999992	14	15.6999998	14.3340006
ENTALPÍA, Kcal/Kg	26.6409836	26.6409836	26.6409836	72.2732468
PESO MOLECULAR	43.7746697	43.7746697	43.7746697	58.8398399
FRACCIÓN MOL VAPOR	0	0	0	0.15050197
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	0.84949803

CORRIENTE	25	26	27	28
FASE	Mezcla	Líquido	Líquido	Líquido
% MOLAR				
METANO	4.26E-16	4.26E-16	4.26E-16	4.26E-16
ETANO	1.92E-06	1.92E-06	1.92E-06	1.92E-06
PROPANO	0.79719323	0.79719323	0.79719323	0.79719323
I-BUTANO	17.4340153	17.4340153	17.4340153	17.4340153
N-BUTANO	75.8639908	75.8639908	75.8639908	75.8639908
I-PENTANO	4.64193726	4.64193726	4.64193726	4.64193726
N-PENTANO	1.26286781	1.26286781	1.26286781	1.26286781
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	3257.84448	179.673889	179.673889	179.673889
TEMPERATURA, °C	97.4503174	97.2208557	55	40
PRESIÓN, Kg/cm ² g	14.3340006	14.3499994	13.6500006	12.9499998
ENTALPÍA, Kcal/Kg	72.2732544	62.948658	32.976059	23.5290642
PESO MOLECULAR	58.8398399	58.8398399	58.8398399	58.8398399
FRACCIÓN MOL VAPOR	0.15050197	0	0	0
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	0.84949803	1	1	1

PROPIEDADES

CORRIENTE	1	2	3	4
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	220.94798	9.3919992	12.21	15.490106
FLUJO MÁSIKO TOTAL, Kg/h	11876.302	585.56305	761.20746	576.83008
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	21.294327	0.9886284	1.2852181	1.3088751
TEMPERATURA, °C	38	38	38	24.847534
PRESIÓN, Kg/cm2g	11.2	11.2	11.2	7.0000005
PESO MOLECULAR	53.751572	62.347	62.342953	37.238613
ENTALPÍA, M*Kcal/h	0.2686104	0.0126361	0.0164267	0.0552833
ENTALPÍA ESPECÍFICA, Kcal(Kg)	22.617342	21.579454	21.579815	95.839821
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	0
TEMPERATURA REDUCIDA	0.768155	0.7202261	0.7202509	0.8951009
PRESIÓN REDUCIDA	0.3057839	0.3311768	0.3311644	0.1754939
FACTOR ACÉNTRICO	0.1824061	0.2097106	0.2096963	0.1226409
DENSIDAD DE LIQ.STD, Kg/ m3	557.72137	592.2984	592.27881	440.70676
GRAVEDAD ESPECÍFICA LIQ. STD	0.5582718	0.592883	0.5928634	0.4411417
GRAVEDAD API LIQ. STD	121.96075	107.16429	107.17219	n/a
---VAPOR---				
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	15.490106
FLUJO MÁSIKO, Kg/h	n/a	n/a	n/a	576.83008
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	n/a	n/a	n/a	44.172527
FLUJO STD, m3/h	n/a	n/a	n/a	347.1951
GRAVEDAD ESPECÍFICA	n/a	n/a	n/a	1.2856861
PESO MOLECULAR	n/a	n/a	n/a	37.238613
ENTALPÍA, Kcal/Kg	n/a	n/a	n/a	95.839821
CP, Kcal/Kg-C	n/a	n/a	n/a	0.4359604
DENSIDAD, Kg/m3	n/a	n/a	n/a	13.05857
Z (DE DENSIDAD)	n/a	n/a	n/a	0.9066952
COND. TERM., Kcal/h-m-C	n/a	n/a	n/a	0.0173198
VISCOSIDAD, CP	n/a	n/a	n/a	0.0087489

---LÍQUIDO---

FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	220.94798	9.3919992	12.21	n/a
FLUJO MÁSICO, Kg/h	11876.302	585.56305	761.20746	n/a
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	22.452187	1.0318865	1.3414599	n/a
FLUJO VOLUMÉTRICO, GPM	98.85405	4.5432615	5.9062729	n/a
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	21.294327	0.9886284	1.2852181	1.3088751
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.5582718	0.592883	0.5928634	n/a
PESO MOLECULAR	53.751572	62.347	62.342953	n/a
ENTALPÍA, Kcal/Kg	22.617342	21.579456	21.579817	n/a
CP, Kcal/Kg-C	0.6383208	0.5949215	0.5949369	n/a
DENSIDAD, Kg/m3	528.95966	567.46844	567.44702	n/a
Z (DE DENSIDAD)	0.0471222	0.0509485	0.0509471	n/a
TENSIÓN SUPERFICIAL, Dyna/cm	8.6271133	10.807223	10.805956	n/a
COND. TERM., Kcal/h-m-C	0.0825806	0.0856567	0.0856541	n/a
VISCOSIDAD, CP	0.1195371	0.1593892	0.1593675	n/a

CORRIENTE	5	6	7	8
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	47.386009	179.67389	242.54999	242.54999
FLUJO MÁSIKO TOTAL, Kg/h	2074.3069	10571.983	13223.072	13223.072
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	4.1318626	18.127472	23.568174	23.568174
TEMPERATURA, °C	39	40.071686	37.865967	39.656433
PRESIÓN, Kg/cm2g	14.999999	7.0000005	11.2	22.720001
PESO MOLECULAR	43.77467	58.83984	54.516895	54.516895
ENTALPÍA, M*Kcal/h	0.0543456	0.2487489	0.2976732	0.3130715
ENTALPÍA ESPECÍFICA, Kcal(Kg)	26.199392	23.529064	22.511652	23.676153
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	1
TEMPERATURA REDUCIDA	0.8476932	0.7383225	0.7633016	0.7676957
PRESIÓN REDUCIDA	0.3688519	0.2101455	0.3078859	0.5978213
FACTOR ACÉNTRICO	0.1509799	0.1991294	0.1848371	0.1848371
DENSIDAD DE LIQ.STD, Kg/ m3	502.02707	583.20227	561.05627	561.05627
GRAVEDAD ESPECÍFICA LIQ. STD	0.5025226	0.5837779	0.56161	0.56161
GRAVEDAD API LIQ. STD	150.07938	110.8867	120.45419	120.45419
---VAPOR---				
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	n/a
FLUJO MÁSIKO, Kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	n/a	n/a	n/a	n/a
FLUJO STD, m3/h	n/a	n/a	n/a	n/a
GRAVEDAD ESPECÍFICA	n/a	n/a	1.5469643	n/a
PESO MOLECULAR	n/a	n/a	n/a	n/a
ENTALPÍA, Kcal/Kg	n/a	n/a	0	n/a
CP, Kcal/Kg-C	n/a	n/a	n/a	n/a
DENSIDAD, Kg/m3	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (DE DENSIDAD)	n/a	n/a	n/a	n/a
COND. TERM., Kcal/h-m-C	n/a	n/a	n/a	n/a
VISCOSIDAD, CP	n/a	n/a	n/a	n/a

---LÍQUIDO---

FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	47.386009	179.67389	242.54999	242.54999
FLUJO MÁSICO, Kg/h	2074.3069	10571.983	13223.072	13223.072
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	4.4615588	19.093008	24.814201	24.807356
FLUJO VOLUMÉTRICO, GPM	19.643662	84.064026	109.25369	109.22355
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	4.1318626	18.127472	23.568174	23.568174
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.5025226	0.5837779	0.56161	0.56161
PESO MOLECULAR	43.77467	58.83984	54.516895	54.516895
ENTALPÍA, Kcal/Kg	26.199394	23.529064	22.511654	23.676153
CP, Kcal/Kg-C	0.7576014	0.6169899	0.6331181	0.6301281
DENSIDAD, Kg/m3	464.92874	553.70966	532.88324	533.03033
Z (DE DENSIDAD)	0.0570401	0.032145	0.0474617	0.0916035
TENSIÓN SUPERFICIAL, Dyna/cm	5.1497846	10.023025	8.8355904	8.6439428
COND. TERM., Kcal/h-m-C	0.0745425	0.0850743	0.0829243	0.0823158
VISCOSIDAD, CP	0.0803229	0.1424205	0.1229351	0.1208772

CORRIENTE	9	10	11	12
FASE	Líquido	Vapor	Mezcla	Líquido
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	242.54999	61.958572	61.958572	46.468063
FLUJO MÁSIKO TOTAL, Kg/h	13223.072	2619.4502	2619.4502	2042.6033
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	23.568174	5.4576807	5.4576807	4.1487699
TEMPERATURA, °C	70	65.260986	45.323883	45.769928
PRESIÓN, Kg/cm2g	22.019999	22	21.650002	24.500002
PESO MOLECULAR	54.516895	42.277447	42.277447	43.957142
ENTALPÍA, M*Kcal/h	0.5818861	0.2761651	0.1166834	0.0618071
ENTALPÍA ESPECÍFICA, Kcal(Kg)	44.005363	105.42864	44.545006	30.259003
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	0	0.7499861	1
TEMPERATURA REDUCIDA	0.8421655	0.9475443	0.8917208	0.8732256
PRESIÓN REDUCIDA	0.5802037	0.5221291	0.5141951	0.5861572
FACTOR ACÉNTRICO	0.1848371	0.1422899	0.1422899	0.1488399
DENSIDAD DE LIQ.STD, Kg/ m3	561.05627	479.95667	479.95667	492.33951
GRAVEDAD ESPECÍFICA LIQ. STD	0.56161	0.4804304	0.4804304	0.4928254
GRAVEDAD API LIQ. STD	120.45419	140.81207	155.61992	155.61992
---VAPOR---				
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	n/a	61.958572	15.490503	n/a
FLUJO MÁSIKO, Kg/h	n/a	2619.4502	576.84668	n/a
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	n/a	56.249088	13.943625	n/a
FLUJO STD, m3/h	n/a	1388.7389	347.20401	n/a
GRAVEDAD ESPECÍFICA	n/a	1.4596549	1.2856901	n/a
PESO MOLECULAR	n/a	42.277447	37.238728	n/a
ENTALPÍA, Kcal/Kg	n/a	105.42865	95.839584	n/a
CP, Kcal/Kg-C	n/a	0.5750049	0.5458223	n/a
DENSIDAD, Kg/m3	n/a	46.56876	41.369919	n/a
Z (DE DENSIDAD)	n/a	0.7288036	0.7561836	n/a
COND. TERM., Kcal/h-m-C	n/a	0.0203124	0.0194717	n/a
VISCOSIDAD, CP	n/a	0.0094649	0.009311	n/a

---LÍQUIDO---

FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	242.54999	n/a	46.468067	46.468063
FLUJO MÁSICO, Kg/h	13223.072	n/a	2042.6034	2042.6033
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	27.196129	n/a	4.5888495	4.5865273
FLUJO VOLUMÉTRICO, GPM	119.74101	n/a	20.204107	20.193882
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	23.568174	5.4576807	5.4576807	4.1487699
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.56161	0.5196244	0.4928254	0.4928254
PESO MOLECULAR	54.516895	n/a	43.957142	43.957142
ENTALPÍA, Kcal/Kg	44.005363	n/a	30.05904	30.259001
CP, Kcal/Kg-C	0.7167581	n/a	0.784645	0.7787472
DENSIDAD, Kg/m3	486.21155	n/a	445.12323	445.34854
Z (DE DENSIDAD)	0.0888464	n/a	0.0829595	0.0932051
TENSIÓN SUPERFICIAL, Dyna/cm	5.5397201	n/a	4.5659294	4.5283809
COND. TERM., Kcal/h-m-C	0.0721393	n/a	0.0722806	0.072148
VISCOSIDAD, CP	0.0900885	n/a	0.0697967	0.069416

CORRIENTE	13	14	15	16
FASE	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	15.490106	227.05988	227.05991	227.05991
FLUJO MÁSIICO TOTAL, Kg/h	576.83008	12646.242	12646.29	12646.29
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	1.3088751	22.259298	22.259336	22.259336
TEMPERATURA, °C	45.32428	105.30841	79.123077	78.727539
PRESIÓN, Kg/cm2g	21.650002	22.35	21.650002	14.14
PESO MOLECULAR	37.238613	55.695625	55.695831	55.695831
ENTALPÍA, M*Kcal/h	0.0552833	0.9040446	0.6352442	0.6352442
ENTALPÍA ESPECÍFICA, Kcal(Kg)	95.839821	71.487213	50.231667	50.231667
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	0	1	1	1
TEMPERATURA REDUCIDA	0.9566073	0.9173712	0.8538971	0.8529383
PRESIÓN REDUCIDA	0.4955378	0.5946782	0.5768771	0.3858837
FACTOR ACÉNTRICO	0.1226409	0.1890802	0.1890809	0.1890809
DENSIDAD DE LIQ.STD, Kg/ m3	440.70676	568.133	568.13422	568.13422
GRAVEDAD ESPECÍFICA LIQ. STD	0.4411417	0.5686938	0.5686949	0.5686949
GRAVEDAD API LIQ. STD	178.75076	117.31581	117.31529	117.31529
---VAPOR---				
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	15.490106	n/a	n/a	n/a
FLUJO MÁSIICO, Kg/h	576.83008	n/a	n/a	n/a
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	13.943345	n/a	n/a	n/a
FLUJO STD, m3/h	347.1951	n/a	n/a	n/a
GRAVEDAD ESPECÍFICA	1.2856861	n/a	n/a	1.8578039
PESO MOLECULAR	37.238613	n/a	n/a	n/a
ENTALPÍA, Kcal/Kg	95.839821	n/a	n/a	0
CP, Kcal/Kg-C	0.5458207	n/a	n/a	n/a
DENSIDAD, Kg/m3	41.36956	n/a	n/a	n/a
Z (DE DENSIDAD)	0.7561869	n/a	n/a	n/a
COND. TERM., Kcal/h-m-C	0.0194718	n/a	n/a	n/a
VISCOSIDAD, CP	0.009311	n/a	n/a	n/a

---LÍQUIDO---

FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	n/a	227.05988	227.05991	227.05991
FLUJO MÁSICO, Kg/h	n/a	12646.242	12646.29	12646.29
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	n/a	29.250401	26.336962	26.464655
FLUJO VOLUMÉTRICO, GPM	n/a	128.78571	115.95821	116.52043
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	1.3088751	22.259298	22.259336	22.259336
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.4560827	0.5686938	0.5686949	0.5686949
PESO MOLECULAR	n/a	55.695625	55.695831	55.695831
ENTALPÍA, Kcal/Kg	n/a	71.487213	50.231663	50.231663
CP, Kcal/Kg-C	n/a	0.927819	0.7379805	0.75253
DENSIDAD, Kg/m3	n/a	432.34421	480.17267	477.8558
Z (DE DENSIDAD)	n/a	0.093878	0.0880921	0.0592786
TENSIÓN SUPERFICIAL, Dyna/cm	n/a	2.7027342	4.9225602	4.9607844
COND. TERM., Kcal/h-m-C	n/a	0.063942	0.0698563	0.0699451
VISCOSIDAD, CP	n/a	0.064407	0.0871907	0.0875551

CORRIENTE	17	18	19	20
FASE	Líquido	Mezcla	Vapor	Líquido
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	912.85657	912.85657	521.24609	521.24609
FLUJO MÁSICO TOTAL, Kg/h	50842.117	50842.117	22817.377	22817.377
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	89.489815	89.489815	45.450493	45.450493
TEMPERATURA, °C	105.30841	106.8754	41.998291	39.094452
PRESIÓN, Kg/cm2g	22.35	22.330002	14	13.651999
PESO MOLECULAR	55.695625	55.695625	43.77467	43.77467
ENTALPÍA, M*Kcal/h	3.6345615	4.1714444	2.3045523	0.6007436
ENTALPÍA ESPECÍFICA, Kcal(Kg)	71.487221	82.04702	100.99988	26.328337
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	0.8117777	0	1
TEMPERATURA REDUCIDA	0.9173712	0.9211695	0.8558356	0.8479497
PRESIÓN REDUCIDA	0.5946782	0.5941696	0.3458464	0.3378405
FACTOR ACÉNTRICO	0.1890802	0.1890802	0.1509799	0.1509799
DENSIDAD DE LIQ.STD, Kg/ m3	568.133	568.133	502.02707	502.02707
GRAVEDAD ESPECÍFICA LIQ. STD	0.5686938	0.5686938	0.5025226	0.5025226
GRAVEDAD API LIQ. STD	117.31581	116.51347	148.5289	150.07938
---VAPOR---				
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	n/a	171.82001	521.24609	n/a
FLUJO MÁSICO, Kg/h	n/a	9304.25	22817.377	n/a
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	n/a	157.80672	711.87744	n/a
FLUJO STD, m3/h	n/a	3851.1724	11683.206	n/a
GRAVEDAD ESPECÍFICA	1.8669397	1.8696017	1.5113475	1.4888257
PESO MOLECULAR	n/a	54.151146	43.77467	n/a
ENTALPÍA, Kcal/Kg	0	124.35905	100.99988	0
CP, Kcal/Kg-C	n/a	0.657848	0.501969	n/a
DENSIDAD, Kg/m3	n/a	58.959785	32.052395	n/a
Z (DE DENSIDAD)	n/a	0.6659752	0.768397	n/a
COND. TERM., Kcal/h-m-C	n/a	0.0226946	0.0171423	n/a
VISCOSIDAD, CP	n/a	0.0097357	0.008734	n/a

---LÍQUIDO---

FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	912.85657	741.03656	n/a	521.24609
FLUJO MÁSICO, Kg/h	50842.117	41537.867	n/a	22817.377
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	117.59638	96.098618	n/a	49.144634
FLUJO VOLUMÉTRICO, GPM	517.76154	423.10968	n/a	216.37741
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	89.489815	89.489815	45.450493	45.450493
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.5686938	0.5705335	0.505305	0.5025226
PESO MOLECULAR	55.695625	56.053734	n/a	43.77467
ENTALPÍA, Kcal/Kg	71.487213	72.569359	n/a	26.328337
CP, Kcal/Kg-C	0.927819	0.9319702	n/a	0.7618228
DENSIDAD, Kg/m3	432.34421	432.24213	n/a	464.29028
Z (DE DENSIDAD)	0.093878	0.0940338	n/a	0.0523004
TENSIÓN SUPERFICIAL, Dyna/cm	2.7027342	2.6741476	n/a	5.1395421
COND. TERM., Kcal/h-m-C	0.063942	0.0637417	n/a	0.0745041
VISCOSIDAD, CP	0.064407	0.06432	n/a	0.0802309

CORRIENTE	21	22	23	24
FASE	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	521.24609	473.86014	47.386009	179.67389
FLUJO MÁSICO TOTAL, Kg/h	22817.377	20743.07	2074.3069	10571.983
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	45.450493	41.31863	4.1318626	18.127472
TEMPERATURA, °C	39.76236	39.524323	39.62085	97.450317
PRESIÓN, Kg/cm2g	18.299999	14	15.7	14.334001
PESO MOLECULAR	43.77467	43.77467	43.77467	58.83984
ENTALPÍA, M*Kcal/h	0.6078774	0.5526158	0.0552616	0.7640716
ENTALPÍA ESPECÍFICA, Kcal(Kg)	26.640984	26.640984	26.640984	72.273247
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	1	1	1	0.849498
TEMPERATURA REDUCIDA	0.8497635	0.8491171	0.8493792	0.8735748
PRESIÓN REDUCIDA	0.4447699	0.3458464	0.3849557	0.4019996
FACTOR ACÉNTRICO	0.1509799	0.1509799	0.1509799	0.1991294
DENSIDAD DE LIQ.STD, Kg/ m3	502.02707	502.02707	502.02707	583.20227
GRAVEDAD ESPECÍFICA LIQ. STD	0.5025226	0.5025226	0.5025226	0.5837779
GRAVEDAD API LIQ. STD	150.07938	150.07938	150.07938	110.72859
---VAPOR---				
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	27.041273
FLUJO MÁSICO, Kg/h	n/a	n/a	n/a	1579.9819
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	n/a	n/a	n/a	41.043495
FLUJO STD, m3/h	n/a	n/a	n/a	606.10291
GRAVEDAD ESPECÍFICA	1.5185472	1.518575	1.5185472	2.0172811
PESO MOLECULAR	n/a	n/a	n/a	58.428532
ENTALPÍA, Kcal/Kg	0	0	0	124.53242
CP, Kcal/Kg-C	n/a	n/a	n/a	0.5657592
DENSIDAD, Kg/m3	n/a	n/a	n/a	38.495308
Z (DE DENSIDAD)	n/a	n/a	n/a	0.7423231
COND. TERM., Kcal/h-m-C	n/a	n/a	n/a	0.0211484
VISCOSIDAD, CP	n/a	n/a	n/a	0.0092658

---LÍQUIDO---

FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	521.24609	473.86014	47.386009	152.63261
FLUJO MÁSICO, Kg/h	22817.377	20743.07	2074.3069	8992.001
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	49.10804	44.743259	4.4704223	19.225327
FLUJO VOLUMÉTRICO, GPM	216.21629	196.99873	19.682686	84.646606
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	45.450493	41.31863	4.1318626	18.127472
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.5025226	0.5025226	0.5025226	0.584159
PESO MOLECULAR	43.77467	43.77467	43.77467	58.912708
ENTALPÍA, Kcal/Kg	26.640984	26.640984	26.640984	63.090813
CP, Kcal/Kg-C	0.7537409	0.7636326	0.7596064	0.7995621
DENSIDAD, Kg/m3	464.63629	463.60208	464.00693	467.7164
Z (DE DENSIDAD)	0.0686558	0.0535456	0.0595303	0.061603
TENSIÓN SUPERFICIAL, Dyna/cm	5.0672331	5.0929832	5.0825377	4.1540985
COND. TERM., Kcal/h-m-C	0.0742325	0.0743293	0.0742901	0.0673232
VISCOSIDAD, CP	0.079582	0.0798129	0.0797192	0.0833911

CORRIENTE	25	26	27	28
FASE	Mezcla	Líquido	Líquido	Líquido
FLUJO MOLAR TOTAL, Kg-mol/h	3257.8445	179.67389	179.67389	179.67389
FLUJO MÁSICO TOTAL, Kg/h	191691.05	10571.983	10571.983	10571.983
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	328.6871	18.127472	18.127472	18.127472
TEMPERATURA, °C	97.450317	97.220856	55	40
PRESIÓN, Kg/cm2g	14.334001	14.349999	13.650001	12.95
PESO MOLECULAR	58.83984	58.83984	58.83984	58.83984
ENTALPÍA, M*Kcal/h	13.854136	0.6654921	0.3486223	0.2487489
ENTALPÍA ESPECÍFICA, Kcal(Kg)	72.273254	62.948658	32.976059	23.529064
FRACCIÓN MOL LÍQUIDO	0.849498	1	1	1
TEMPERATURA REDUCIDA	0.8735748	0.8730339	0.7735114	0.7381535
PRESIÓN REDUCIDA	0.4019996	0.4024181	0.3841065	0.3657948
FACTOR ACÉNTRICO	0.1991294	0.1991294	0.1991294	0.1991294
DENSIDAD DE LIQ.STD, Kg/ m3	583.20227	583.20227	583.20227	583.20227
GRAVEDAD ESPECÍFICA LIQ. STD	0.5837779	0.5837779	0.5837779	0.5837779
GRAVEDAD API LIQ. STD	110.72859	110.8867	110.8867	110.8867
---VAPOR---				
FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	490.31198	n/a	n/a	n/a
FLUJO MÁSICO, Kg/h	28648.211	n/a	n/a	n/a
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	744.20007	n/a	n/a	n/a
FLUJO STD, m3/h	10989.85	n/a	n/a	n/a
GRAVEDAD ESPECÍFICA	2.0172811	n/a	n/a	n/a
PESO MOLECULAR	58.428532	n/a	n/a	n/a
ENTALPÍA, Kcal/Kg	124.53242	n/a	n/a	n/a
CP, Kcal/Kg-C	0.5657592	n/a	n/a	n/a
DENSIDAD, Kg/m3	38.495308	n/a	n/a	n/a
Z (DE DENSIDAD)	0.7423231	n/a	n/a	n/a
COND. TERM., Kcal/h-m-C	0.0211484	n/a	n/a	n/a
VISCOSIDAD, CP	0.0092658	n/a	n/a	n/a

---LÍQUIDO---

FLUJO MOLAR, Kg-mol/h	2767.5325	179.67389	179.67389	179.67389
FLUJO MÁSICO, Kg/h	163042.84	10571.983	10571.983	10571.983
FLUJO VOLUMÉTRICO, m3/h	348.59335	22.611897	19.769234	19.046576
FLUJO VOLUMÉTRICO, GPM	1534.811	99.557236	87.041359	83.859589
FLUJO DE LÍQUIDO STD, m3/h	328.6871	18.127472	18.127472	18.127472
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.584159	0.5837779	0.5837779	0.5837779
PESO MOLECULAR	58.912708	58.83984	58.83984	58.83984
ENTALPÍA, Kcal/Kg	63.090813	62.948658	32.976059	23.529064
CP, Kcal/Kg-C	0.7995621	0.7997031	0.6461328	0.6139538
DENSIDAD, Kg/m3	467.7164	467.54074	534.76947	555.05951
Z (DE DENSIDAD)	0.061603	0.0616522	0.0580684	0.0558307
TENSIÓN SUPERFICIAL, Dyna/cm	4.1540985	4.1483183	8.3980551	10.030956
COND. TERM., Kcal/h-m-C	0.0673232	0.0673026	0.0802113	0.085098
VISCOSIDAD, CP	0.0833911	0.0833545	0.1253076	0.1425079

6.2.3 Lista de equipo

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
TORRES		
DA-601	TORRE DESETANIZADORA	457-914 mm D.I. X 23314 mm T-T
DA-602	TORRE DESPROPANIZADORA	1372 mm D.I. X 23769 mm T-T
INTERCAMBIADORES DE CALOR		
EA-601	CALENTADOR DE CARGA A DESETANIZADORA	0.2689 X 1.1 MM Kcal/h
EA-602	CONDENSADOR DE LA DESETANIZADORA	0.1595 X 1.1 MM Kcal/h
EA-603	CONDENSADOR DE LA DESPROPANIZADORA	1.7038 X 1.1 MM Kcal/h
EA-604	REHERVIDOR DE LA DESETANIZADORA	0.5370 X 1.1 MM Kcal/h
EA-605	REHERVIDOR DE LA DESPROPANIZADORA	1.7889 X 1.1 MM Kcal/h
EA-606	ENFRIADOR DE BUTANOS	0.0999 X 1.1 MM Kcal/h

EA-607 ENFRIADOR DE PROPANO 0.0009 X 1.1 MM Kcal/h

EC-601 AEROENFRIADOR DE BUTANOS 0.3170 X 1.1 MM Kcal/h

RECIPIENTES

FA-601 ACUMULADOR DE CARGA A LA 1372 mm D.I. X 4877 mm T-T
DESPROPANIZADORA

FA-602 ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA 610 mm D.I. X 2438 mm T-T
DESETANIZADORA

FA-603 ACUMULADOR DE REFLUJO DE 1372 mm D.I. X 3810 mm T-T
DESPROPANIZADORA

BOMBAS

GA-601/R BOMBA DE CARGA A LA 24.87 x 1.1 m³/h, ΔP= 18.5 Kg/cm²
DESETANIZADORA

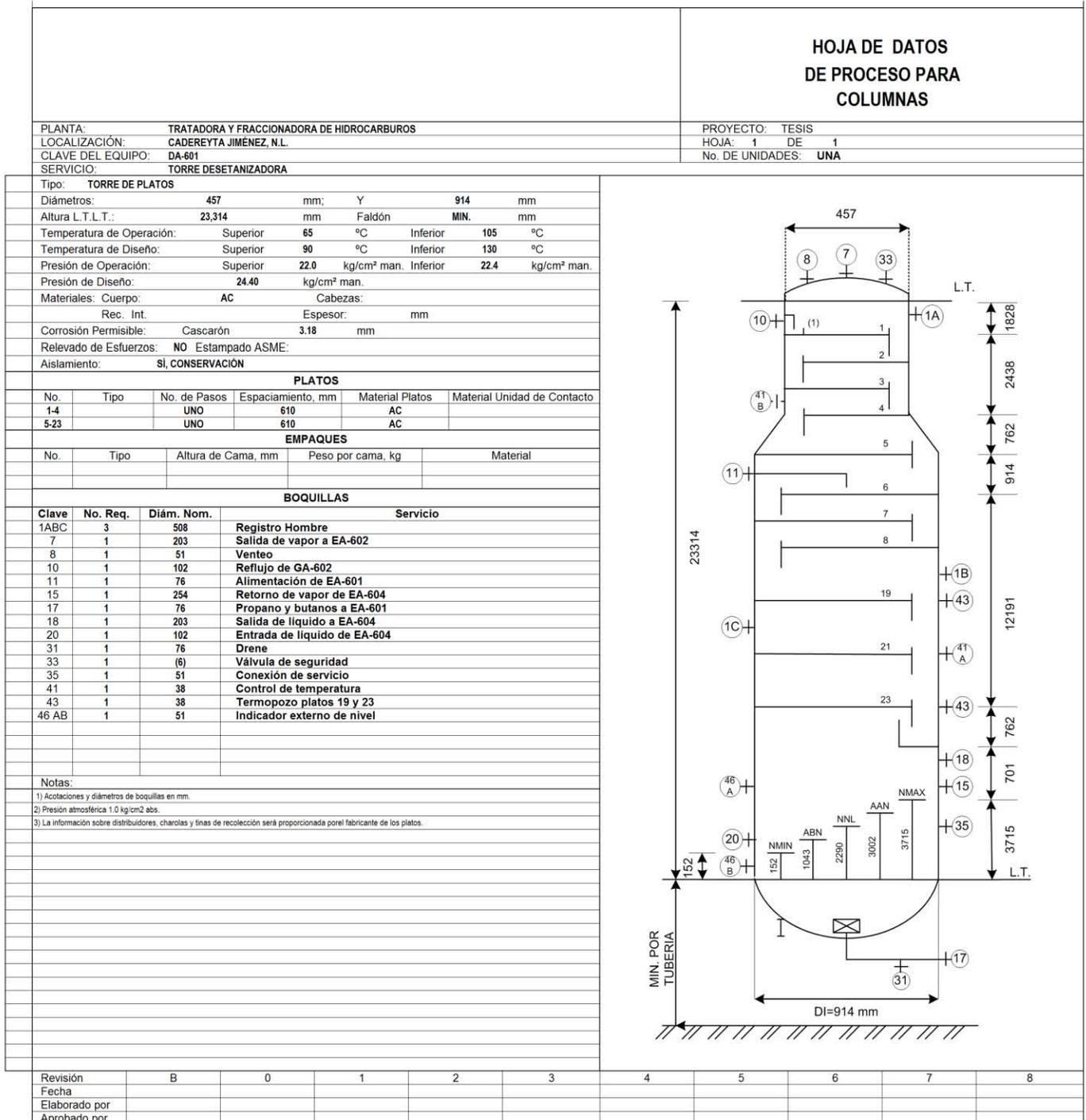
GA-602/R BOMBA DE REFLUJO DE LA 4.59 x 1.1 m³/h, ΔP= 2.9 Kg/cm²
DESETANIZADORA

GA-603/R BOMBA DE REFLUJO DE LA 49.13 x 1.1 m³/h, ΔP= 4.7 Kg/cm²
DESPROPANIZADORA

6.3 Dimensionamiento de equipos

6.3.1 Hojas de datos de proceso para Torres

6.3.1.1 Torre Desetanzadora DA-601



6.3.1.2 Torre despropanadora DA-602

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA COLUMNAS

PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS
 LOCALIZACIÓN: CADEREYTA JIMÉNEZ, N.L.
 CLAVE DEL EQUIPO: DA-602
 SERVICIO: TORRE DESPROSPANADORA

PROYECTO: TESIS
 HOJA: 1 DE 1
 No. DE UNIDADES: UNA

Tipo: TORRE DE PLATOS					
Diámetros:	1,372	mm;	Y		mm
Altura L.T.L.T.:	23,769	mm	Faldón	MIN.	mm
Temperatura de Operación:	Superior	42	°C	Inferior	96 °C
Temperatura de Diseño:	Superior	67	°C	Inferior	121 °C
Presión de Operación:	Superior	14.0	kg/cm ² man.	Inferior	14.4 kg/cm ² man.
Presión de Diseño:	16.40 kg/cm ² man.				
Materiales:	Cuerpo:	AC Cabezas:			
	Rec. Int.	Espesor: mm			
Corrosión Permisible:	Cascarón	3.18 mm			
Relevado de Esfuerzos:	NO Estampado ASME:				
Aislamiento:	SÍ, CONSERVACIÓN				

PLATOS

No.	Tipo	No. de Pasos	Espaciamento, mm	Material Platos	Material Unidad de Contacto
1-29		UNO	1372	AC	

EMPAQUES

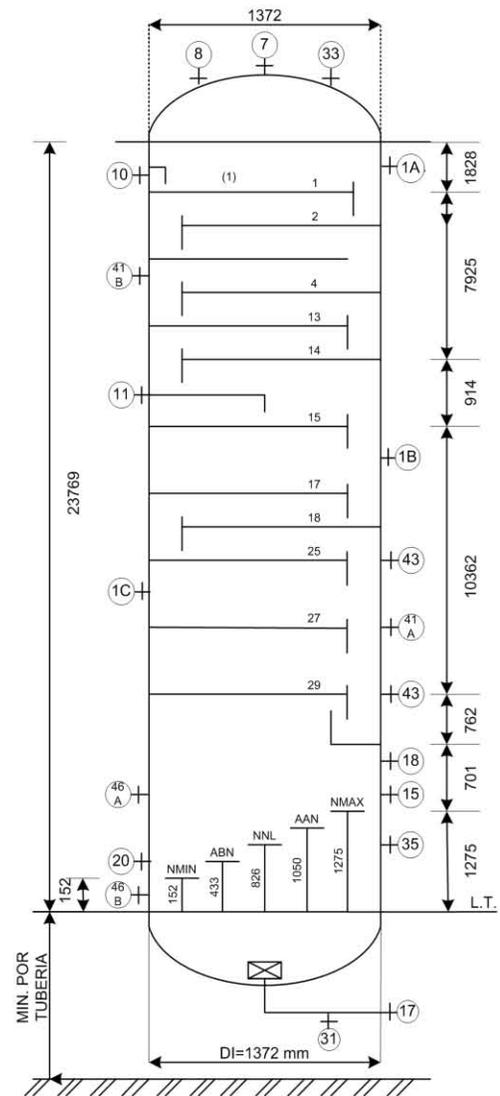
No.	Tipo	Altura de Cama, mm	Peso por cama, kg	Material

BOQUILLAS

Clave	No. Req.	Diám. Nom.	Servicio
1ABC	3	610	Registro Hombre
7	1	203	Salida de vapor a EA-603
8	1	51	Ventoe
10	1	102	Reflujo de GA-603
11	1	76	Alimentación de EA-601
15	1	254	Retorno de vapor de EA-605
17	1	76	Butanos a EC-601
18	1	203	Salida de líquido a EA-605
20	1	102	Entrada de líquido de EA-605
31	1	76	Drene
33	1	-6	Válvula de seguridad
35	1	51	Conexión de servicio
41	1	38	Control de temperatura
43	1	38	Termopozo platos 25 y 29
46AB	1	51	Indicador externo de nivel

Notas:

- 1) Acolaciones y diámetros de boquillas en mm.
- 2) Presión atmosférica 1.0 kg/cm² abs.
- 3) La información sobre distribuidores, charolas y líneas de recolección será proporcionada por el fabricante de los platos.



Revisión	B	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha										
Elaborado por										
Aprobado por										

6.3.2 Hojas de datos de proceso para Intercambiadores de Calor

6.3.2.1 Calentador de carga a desetanizadora EA-601

				HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR	
PLANTA	TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)			PROYECTO	TESIS
LOCALIZACION	CADEREYTA, N.L.			HOJA 1	DE 1
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-601			No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD	CALENTADOR DE CARGA A DESETANIZADORA				
TAMAÑO (mm)	TIPO			POSICION	
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)				(m2)	ENV. POR UNIDAD
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)				(m2)	ARREG. DE ENVOLV.
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD					
		LADO ENVOLVENTE PROPANO Y BUTANO		LADO TUBOS HIDROCARBUROS	
FLUIDO CIRCULADO					
FLUJO TOTAL	kg/h	12,646 X 1.1		13,223 X 1.1	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg/h	12,646	12,646	13,223	13,223
DENSIDAD	Kg/m3	432.3	480.1	533.03	486.2
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.0639	0.0698	0.0823	0.0721
CALOR ESPECIFICO	kcal/ kg °C	0.928	0.738	0.63	0.717
VISCOSIDAD	cp	0.0644	0.087	0.1208	0.09
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	55.69	55.69	54.52	54.52
VAPOR	kg/h				
CALOR LATENTE	kcal/ kg				
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol				
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcall h m °C				
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C				
VISCOSIDAD	cp				
DENSIDAD	Kg/m3				
TEMPERATURA	°C	105	79	40	70
PREISION (atm 1.000 kg/cm2 abs.)	kg/cm2 man.	22.4		22.7	
N° DE PASOS					
VELOCIDAD	m/s				
CAIDA DE PREISION	kg / cm2	PERM. 0.70	CALC.	PERM. 0.70	CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m2 °C/kcal				
CALOR INTERCAMBIADO (10 ⁶ kcal/h)		0.2669 X 1.1		DMLT CORREGIDA (°C)	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m2 °C)	CALCUIAD			SERVICIO	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE					
PREISION DE DISEÑO	kg/cm2 man.				
PREISION DE PRUEBA	kg/cm2 man.				
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C				
TUBOS	N°	BWG(MIN/PROM)	D.E. (mm)	LONG. (mm)	PASO (mm)
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)	TUBO TIPO	ARREG.TUBOS	
TAPA ENVOLV. (INT/REM)	TAPA CABEZAL FLOTANTE				
CANAL	TAPA CANAL				
ESPEJOS: FIJO	FLOTANTE				
MAMPARAS/SOPORTE	PLACA DE CHOQUE				
MAMPARA LONG.	%CORTE DE MAMPARA				
EMPAQUES	N°/ ESPACIAMIENTO (mm) TIPO				
BOQUILLAS ENVOLV. ENT.	FAJAS DE SELLO				
CANAL: ENT.	TUBOS DE SELLO N°D.E. (mm)				
INTERCONEXION	(mm)	SALIDA	CLASE		
INTERCONEXION	(mm)	SALIDA	CLASE		
LADO TUBOS	(mm)	CODIGO	TEMA CLASE		
ESPESOR	(mm)	SERVICIO			
HAZ DE TUBOS	(mm)	LLENO DE AGUA	(kg)		
NOTAS					
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO					
REV/EDIC					
FECHA					
ELAB. POR					
APRB.					

6.3.2.2 Condensador de la desetanizadora EA-602

				HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR			
PLANTA				TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)			
LOCALIZACION				CADREYTA, N.L.			
CLAVE DE LA UNIDAD				EA-602		PROYECTO TESIS	
SERVICIO DE LA UNIDAD				CONDENSADOR DE LA DESETANIZADORA		HOJA 1 DE 1	
TAMAÑO (mm)				TIPO		POSICION	
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)						(m2) ENV. POR UNIDAD	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)						(m2) ARREG. DE ENVOLV.	
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD							
		LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS		
		HIDROCARBUROS			AGUA DE ENFRIAMIENTO		
FLUIDO CIRCULADO		2,6 19 X 1,1			16,950 X 1,1		
FLUJO TOTAL		ENTRADA			ENTRADA		
		SALIDA			SALIDA		
LIQUIDO		kg/h			kg/h		
DENSIDAD		Kg/m3			Kg/m3		
CONDUCTIVIDAD TERMICA		kcal / h m °C			kcal / h m °C		
CALOR ESPECIFICO		kcal/ kg °C			kcal/ kg °C		
VISCOSIDAD		cp			cp		
PESO MOLECULAR		kg/kg-mol			kg/kg-mol		
VAPOR		kg/h			kg/h		
CALOR LATENTE		kcal/ kg			kcal/ kg		
PESO MOLECULAR		kg/kg-mol			kg/kg-mol		
CONDUCTIVIDAD TER MICA		kcal/ h m °C			kcal/ h m °C		
CALOR ESPECIFICO		kcal/kg °C			kcal/kg °C		
VISCOSIDAD		cp			cp		
DENSIDAD		Kg/m3			Kg/m3		
TEMPERATURA		°C			°C		
PRESION (atm 1.000 kg/cm2 abs.)		kg/cm2 man.			kg/cm2 man.		
N° DE PASOS							
VELOCIDAD		m/s			m/s		
CAIDA DE PRESION		kg / cm2			kg / cm2		
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO		h m2 °C/kcal			h m2 °C/kcal		
CALOR INTERCAMBIADO (10*6 kcal/h)		0.1591 X 1,1			DMLT CORREGIDA (°C)		
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m2 °C)		CALCUIAD			SERVICIO		
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE							
PRESION DE DISEÑO		kg/cm2 man.			kg/cm2 man.		
PRESION DE PRUEBA		kg/cm2 man.			kg/cm2 man.		
TEMPERATURA DE DISEÑO		°C			°C		
TUBOS N°		BWG(MIN/PROM)			D.E. (mm)		
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)			LONG. (mm)		
TAPA ENVOLV. (INT/REM)		TAPA CABEZAL FLOTANTE			PASO (mm)		
CANAL		TAPA CANAL			ARREG.TUBOS		
ESPEJOS: FIJO		FLOTANTE			PLACA DE CHOQUE		
MAMPARAS/SOPORTE		N°/ ESPACIAMIENTO (mm)			TIPO		
MAM PARA LONG.		FAJAS DE SELLO			TUBOS DE SELLO N°/D.E. (mm)		
EMPAQUES							
BOQUILLAS ENVOLV. ENT.		INTERCONEXION (mm)			SALIDA CLASE		
CANAL: ENT.		INTERCONEXION (mm)			SALIDA CLASE		
CORR PERM.: LADO ENVOLV.		LADO TUBOS (mm)			CODIGO TEMA CLASE		
AISLANTE		ESPESOR (mm)			SERVICIO		
PESOS: VACIO		HAZ DE TUBOS (mm)			LLENO DE AGUA (kg)		
NOTAS							
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO							
REV/EDIC							
FECHA							
ELAB.POR							
APRB.							

6.3.2.5 Rehervidor de la despropanizadora EA-605

				HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR			
PLANTA		TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)		PROYECTO	TESIS		
LOCALIZACION		CADEREYTA, N.L.		HOJA	1	DE	1
CLAVE DE LA UNIDAD		EA-605		No. DE UNIDADES	UNA		
SERVICIO DE LA UNIDAD		REHERVIDOR DE LA DESPROGANIZADORA					
TAMAÑO (mm)		TIPO		POSICION			
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)				(m2)	ENV. POR UNIDAD		
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)				(m2)	ARREG. DE ENVOLV.		
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD							
		LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS		
		HIDROCARBUROS			VAPOR DE BAJA PRESION		
FLUIDO CIRCULADO		39,075 X 1.1			3,361 X 1.1		
FLUJO TOTAL	kg/h						
		ENTRADA		SALIDA	ENTRADA		SALIDA
LIQUIDO	kg/h	39,075		10,545			3,361
DENSIDAD	Kg/m3	467.5		467.7			
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.0673		0.0673			
CALOR ESPECIFICO	kcal/ kg °C	0.8		0.799			
VISCOSIDAD	cp	0.0834		0.0834			
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	58.4		58.5			
VAPOR	kg/h			28,530	3,361		
CALOR LATENTE	kcal/ kg						
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol			58.4			
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcal/ h m °C			0.0211			
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C			0.565			
VISCOSIDAD	cp			0.0093			
DENSIDAD	Kg/m3			38.44			
TEMPERATURA	°C	97		98	200		148
PRESION (atm 1.000 kg/cm2 abs.)	kg/cm2 man.		14.4			3.6	
N° DE PASOS							
VELOCIDAD	m/s						
CAIDA DE PRESION	kg / cm2	PERM.		CALC.		PERM.	MIN. CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m2 °C/kcal						
CALOR INTERCAMBIADO (10*6 kcal/h)		1.7889 X 1.1		DMLT CORREGIDA (°C)			
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m2 °C)	CALCUIAD			SERVICIO			
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE							
PRESION DE DISEÑO	kg/cm2 man.						
PRESION DE PRUEBA	kg/cm2 man.						
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C						
TUBOS	N°	BWG(MIN/PROM)		D.E. (mm)	LONG. (mm)	PASO (mm)	
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)		TUBO TIPO		ARREG.TUBOS	
TAPA ENVOLV. (INT/REM)		TAPA CABEZAL FLOTANTE					
CANAL		TAPA CANAL					
ESPEJOS: FIJO		FLOTANTE					
MAMPARAS/SOPORTE		N°/ ESPACIAMIENTO		(mm)	TIPO	PLACA DE CHOQUE	
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO		TUBOS DE SELLO N°D.E. (mm)			
EMPAQUES							
BOQUILLAS	ENVOLV. ENT.	INTERCONEXION		(mm)	SALIDA	CLASE	
	CANAL: ENT.	INTERCONEXION		(mm)	SALIDA	CLASE	
CORR PERM.: LADO ENVOLV.		LADO TUBOS		(mm)	CODIGO	TEMA CLASE	
AISLANTE		ESPESOR		(mm)	SERVICIO		
PESOS: VACIO		HAZ DE TUBOS		(mm)	LLENO DE AGUA	(kg)	
NOTAS							
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO							
REV/EDIC							
FECHA							
ELAB.POR							
APRB.							

6.3.2.6 Enfriador de butano EA-606

				HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR	
PLANTA	TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)			PROYECTO	TESIS
LOCALIZACION	CADEREYTA, N.L.			HOJA	1 DE 1
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-606			No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD	ENFRIADOR DE BUTANOS				
TAMAÑO (mm)	TIPO			POSICION	
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)				(m ²)	ENV. POR UNIDAD
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)				(m ²)	ARREG. DE ENVOLV.
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD					
		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		BUTANO		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
FLUJO TOTAL	kg/h	10,571 X 1.1		10,000 X 1.1	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg/h	10,571	10,571	9.99	9.99
DENSIDAD	Kg/m ³	534.8	555.1		
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.0802	0.0851		
CALOR ESPECIFICO	kcal/ kg °C	0.646	0.614		
VISCOSIDAD	cp	0.1253	0.1425		
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	58.84	58.84		
VAPOR	kg/h				
CALOR LATENTE	kcal/ kg				
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol				
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcal/ h m °C				
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C				
VISCOSIDAD	cp				
DENSIDAD	Kg/m ³				
TEMPERATURA	°C	55	40	32	42
PRESSION (atm 1.000 kg/cm2 abs.)	kg/cm2 man.	13.7		3.5	
N° DE PASOS					
VELOCIDAD	m/s				
CAIDA DE PRESSION	kg / cm2	PERM. 0.7	CALC.	PERM. 0.7	CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m2 °C/kcal				
CALOR INTERCAMBIADO (10 ⁻⁶ kcal/h)		0.0999 X 1.1		DMLT CORREGIDA (°C)	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m ² °C)	CALCUIAD			SERVICIO	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE					
PRESSION DE DISEÑO	kg/cm2 man.				
PRESSION DE PRUEBA	kg/cm2 man.				
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C				
TUBOS	N°	BWG(MIN/PROM)	D.E. (mm)	LONG. (mm)	PASO (mm)
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)	TUBO TIPO		ARREG.TUBOS
TAPA ENVOLV. (INT/REM)		TAPA CABEZAL FLOTANTE			
CANAL		TAPA CANAL	PLACA DE CHOQUE		
ESPEJOS: FIJO		FLOTANTE	%CORTE DE MAMPARA		
MAMPARAS/SOPORTE		N°/ ESPACIAMIENTO (mm)	TIPO		
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO N°/D.E. (mm)		
EMPAQUES					
BOQUILLAS	ENVOLV. ENT.	INTERCONEXION (mm)	SALIDA		CLASE
	CANAL: ENT.	INTERCONEXION (mm)	SALIDA		CLASE
CORR PERM.: LADO ENVOLV.		LADO TUBOS (mm)	CODIGO		TEMA CLASE
AISLANTE		ESPESOR (mm)	SERVICIO		
PESOS: VACIO		HAZ DE TUBOS (mm)	LLENO DE AGUA		(kg)
NOTAS					
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO					
REV/EDIC					
FECHA					
ELAB.POR					
APRB.					

6.3.2.7 Enfriador de propano EA-607

				HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR	
PLANTA	TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, U-600 (1)			PROYECTO	TESIS
LOCALIZACION	CADEREYTA, N.L.			HOJA	1 DE 1
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-607			No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD	ENFRIADOR DE PROPANO				
TAMAÑO (mm)	TIPO			POSICION	
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRIEF)				(m ²)	ENV. POR UNIDAD
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRIEF)				(m ²)	ARREG. DE ENVOLV.
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD					
		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		PROPANO		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
FLUJO TOTAL	kg/h	2,074 X 11		90 X 11	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg/h	2,074	2,074	90	90
DENSIDAD	Kg/m ³	464	464.9		
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.0743	0.0745		
CALOR ESPECIFICO	kcal/ kg °C	0.76	0.758		
VISCOSIDAD	cp	0.0797	0.0802		
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	43.78	43.78		
VAPOR	kg/h				
CALOR LATENTE	kcal/ kg				
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol				
CONDUCTIVIDAD TER MICA	kcal/ h m °C				
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C				
VISCOSIDAD	cp				
DENSIDAD	Kg/m ³				
TEMPERATURA	°C	40	39	32	42
PRESSION (atm 1.000 kg/cm2 abs.)	kg/cm2 man.	15.7		3.5	
N° DE PASOS					
VELOCIDAD	m/s				
CAIDA DE PRESSION	kg / cm2	PERM. 0.7	CALC.	PERM. 0.7	CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m2 °C/kcal				
CALOR INTERCAMBIADO (10 ⁻⁶ kcal/h)		0.0090 X 11		DMLT CORREGIDA (°C)	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/h m ² °C)	CALCUIAD			SERVICIO	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE					
PRESSION DE DISEÑO	kg/cm2 man.				
PRESSION DE PRUEBA	kg/cm2 man.				
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C				
TUBOS	N°	BWG(MIN/PROM)	D.E. (mm)	LONG. (mm)	PASO (mm)
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)	TUBO TIPO		ARREG.TUBOS
TAPA ENVOLV. (INT/REM)		TAPA CABEZAL FLOTANTE			
CANAL		TAPA CANAL			
ESPEJOS: FIJO		FLOTANTE		PLACA DE CHOQUE	
MAMPARAS/SOPORTE		N°/ ESPACIAMIENTO	(mm)	TIPO	
MAM PARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO N°/D.E. (mm)		
EMPAQUES					
BOQUILLAS	ENVOLV. ENT.	INTERCONEXION	(mm)	SALIDA	CLASE
	CANAL: ENT.	INTERCONEXION	(mm)	SALIDA	CLASE
CORR PERM.: LADO ENVOLV.		LADO TUBOS	(mm)	CODIGO	TEMA CLASE
AISLANTE		ESPESOR	(mm)	SERVICIO	
PESOS: VACIO		HAZ DE TUBOS	(mm)	LLENO DE AGUA	(kg)
NOTAS					
(1) SECCION DE FRACCIONAMIENTO					
REV/EDIC					
FECHA					
ELAB.POR					
APRB.					

6.3.4 Hojas de datos de proceso para Bombas

6.3.4.1 Bomba de carga a la torre desetanizadora GA-601

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS		PROYECTO: TESIS		
		HOJA: <u>1</u> DE <u>1</u> GA-601		
PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS LOCALIZACION: CADEREYTA, N.L. SERVICIO: BOMBA DE CARGA A LA TORRE DESETANIZADORA EQUIPO CLAVE: GA-601 PARTIDA: _____ CANTIDAD REQUERIDA: 2 USO REGULAR: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR REPUESTO: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR	CONDICIONES DE OPERACIÓN	LIQUIDO: L.P.G. TEMP. DE BOMBEO, °C; (°F): 40 (104) GRAVEDAD ESPECIFICA: 0.532 PRESIÓN DE VAPOR, Kg/cm ² a.; (PSIA): 7.8 (110.9) VISCOSIDAD, Pa*s; (cP): 0.00012 (0.12) CORR./EROS. OCASIONADA POR: _____ GASTO N., m ³ /h; (GPM): 24.87 (109.5) DIS. N., m ³ /h; (GPM): _____ PRESION DE DESCARGA, Kg/cm ² m; (PSIG): 25.3 (360.3) PRESION DE SUCCION, Kg/cm ² m; (PSIG): 6.8 (96.7) PRESION DIF., Kg/cm ² ; (PSI): 18.5 (263.6) CARGA DIF., m; (PIES): 348.8 (1144.4) NPSH DISP.,m; (PIES): 3.83 (12.6) POT. HIDRAULICA, KW; (HP): 12.6 (16.8)		
FABRICANTE		BASE	ALTERNATIVA	
FUNCIONAMIENTO	TAMANO Y TIPO			
	CURVA PROPUESTA			
	NPSH REQ. (PIES DE A GUA)/Nsuc			
	No. DE PASOS/RPM			
	EFICIENCIA A CONDICIONES NORMALES/BHP			
	MAX BHP DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)			
CONSTRUCCION	IMPULSOR	MONTAJE		
		CORTE		
		MONTAJE		
		TIPO/φ DE DISEÑO/φ MAXIMO		
		CHUMACERAS: RADIAL/EMPUEJE		
		SELLO MECANICO: CODIGO API / FABRICANTE		
		PLAN API 610: LUBRICACION / ENFRIAMIENTO		
		COPILE / GUARDACOPLE		
		MATERIALES: CLASE API-610		
		BOQUILLAS	SUCCION: ø/CLASE ANSI/ POSICION	
			DESCARGA: ø/CLASE ANSI/ POSICION	
			PRES. MAX. PERMISIBLE A °F/ PRUEBA HIDROST (PSIG)	
MOTOR ELEC.	FABRICANTE/PROTECCIÓN DE LA CARCAZA			
	HP/RPM			
	VOLTS/FASES/HERTZ			
TURBINA DE VAP.	CHUMACERAS/LUBRICACION			
	FABRICANTE/MODELO/GOBERNADOR			
	POTENCIA DE SELECCIÓN A RPM			
	CONSUMO DE VAPOR, Kg/ HP-hr; (Lb/HP-hr)			
MATERIAL: CARCAZA/PARTES INTERNAS				
PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO E HIDROSTÁTICA/NPSH				
PESO: BOMBA+BASE+MOTOR/BOMBA+BASE+TURBINA, Kg. ; (Lb)				
BASE API-610 ÚLTIMA EDICION				
NOTAS: a) La información faltante debe ser suministrada por el vendedor b) Su operabilidad debe ser confirmada por el departamento mecánico				
<p style="text-align: center;">GA-601/R</p>				

6.3.4.2 Bomba de reflujo a la torre desetanizadora GA-602

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS		PROYECTO: TESIS
		HOJA: 1 DE 1
		GA-602
PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS LOCALIZACION: CADEREYTA, N.L. SERVICIO: BOMBA DE REFLUJO A LA TORRE DESETANIZADORA EQUIPO CLAVE: GA-602 PARTIDA: _____ CANTIDAD REQUERIDA: 2 USO REGULAR: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR REPUESTO: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR	CONDICIONES DE OPERACIÓN	LIQUIDO: HIDROCARBUROS TEMP. DE BOMBEO, °C; (°F): 46 (115) GRAVEDAD ESPECIFICA: 0.445 PRESION DE VAPOR, Kg/cm ² a.; (PSIA): 19.8 (282.9) VISCOSIDAD, Pa*s; (cP): 0.00007 (0.07) CORR./EROS. OCASIONADA POR: _____ GASTO N., m ³ /h; (GPM): 4.59 (20.2) DIS. N., m ³ /h; (GPM): _____ PRESION DE DESCARGA, Kg/cm ² m; (PSIG): 24.6 (349.7) PRESION DE SUCCION, Kg/cm ² m; (PSIG): 21.7 (307.9) PRESION DIF., Kg/cm ² ; (PSI): 2.9 (41.8) CARGA DIF., m; (PIES): 66 (216.6) NPSH DISP., m; (PIES): 8.8 (28.9) POT. HIDRAULICA, KW; (HP): 0.4 (0.5)
FABRICANTE	BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO TAMAÑO Y TIPO CURVA PROPUESTA NPSH REQ. (PIES DE AGUA)/N _{suc} No. DE PASOS/RPM EFICIENCIA A CONDICIONES NORMALES/BHP MAX BHP DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES) MAX CARGA DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES) CAUDAL MINIMO CONTINUO ESTABLE, m ³ /hr; (GPM)	CONSTRUCCION CARCAZA: MONTAJE CORTE IMPULSOR: MONTAJE TIPO/φ DE DISEÑO/φ MAXIMO CHUMACERAS: RADIAL/EMPUJE SELLO MECANICO: CODIGO API / FABRICANTE PLAN API 610: LUBRICACION / ENFRIAMIENTO COUPLE / GUARDA COUPLE MATERIALES: CLASE API-610 BOQUILLAS: SUCCION: ø/CLASE ANSI/ POSICION DESCARGA: ø/CLASE ANSI/ POSICION PRES. MAX. PERMISIBLE A °F/ PRUEBA HIDROST (PSIG)	MOTOR ELEC. FABRICANTE/PROTECCION DE LA CARCAZA HP/RPM VOLTS/FASES/HERTZ CHUMACERAS/LUBRICACION TURBINA DE VAP. FABRICANTE/MODELO/GOBERNADOR POTENCIA DE SELECCION A RPM CONSUMO DE VAPOR, Kg/ HP-hr; (Lb/HP-hr) MATERIAL: CARCAZA/PARTES INTERNAS
PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO E HIDROSTATICA/NPSH PESO: BOMBA+BASE+MOTOR/BOMBA+BASE+TURBINA, Kg.; (Lb) BASE API-610 ÚLTIMA EDICION		
NOTAS: a) La información faltante debe ser suministrada por el vendedor b) Su operabilidad debe ser confirmada por el departamento mecánico		
<p style="text-align: center;">Desde FA-602 → [Bomba GA-602/R] → [12] → [P 24.5]</p>		

6.3.4.3 Bomba de reflujo a la torre despropanizadora GA-603

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS		PROYECTO: TESIS
		HOJA: 1 DE 1
		GA-603
PLANTA: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS LOCALIZACION: CADEREYTA, N.L. SERVICIO: BOMBA DE REFLUJO A LA TORRE DESPROPANIZADORA EQUIPO CLAVE: GA-603 PARTIDA: _____ CANTIDAD REQUERIDA: 2 USO REGULAR: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR REPUESTO: 1 ACONDICIONADOR: MOTOR	CONDICIONES DE OPERACIÓN	LIQUIDO: HIDROCARBUROS TEMP. DE BOMBEO, °C; (°F): 40 (103) GRAVEDAD ESPECIFICA: 0.464 PRESIÓN DE VAPOR, Kg/cm ² a.; (PSIA): 14.3 (202.7) VISCOSIDAD, Pa*s; (cP): 0.00008 (0.08) CORR./EROS. OCASIONADA POR: _____ GASTO N., m ³ /h; (GPM): 49.1 (216.3) DIS. N., m ³ /h; (GPM): _____ PRESION DE DESCARGA, Kg/cm ² m; (PSIG): 18.4 (261.1) PRESION DE SUCCION, Kg/cm ² m; (PSIG): 13.7 (194.2) PRESION DIF., Kg/cm ² ; (PSI): 4.7 (66.9) CARGA DIF., m; (PIES): 101.4 (332.7) NPSH DISP., m; (PIES): 2.5 (8.2) POT. HIDRAULICA, KW; (HP): 6.3 (8.4)
FABRICANTE	BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO TAMAÑO Y TIPO CURVA PROPUESTA NPSH REQ. (PIES DE AGUA)/N _{suc} No. DE PASOS/RPM EFICIENCIA A CONDICIONES NORMALES/BHP MAX BHP DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES) MAX CARGA DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES) CAUDAL MINIMO CONTINUO ESTABLE, m ³ /hr; (GPM)	CONSTRUCCION CARCAZA: MONTAJE CORTE IMPULSOR: MONTAJE TIPO/φ DE DISEÑO/φ MAXIMO CHUMACERAS: RADIAL/EMPUJE SELLO MECANICO: CODIGO API / FABRICANTE PLAN API 610: LUBRICACION / ENFRIAMIENTO COUPLE / GUARDA COUPLE MATERIALES: CLASE API-610 BOQUILLAS: SUCCIÓN: ø/CLASE ANSI/ POSICION DESCARGA: ø/CLASE ANSI/ POSICION PRES. MAX. PERMISIBLE A °F/ PRUEBA HIDROST (PSIG)	MOTOR ELEC. FABRICANTE/PROTECCIÓN DE LA CARCAZA HP/RPM VOLTS/FASES/HERTZ CHUMACERAS/LUBRICACION TURBINA DE VAP. FABRICANTE/MODELO/GOBERNADOR POTENCIA DE SELECCIÓN A RPM CONSUMO DE VAPOR, Kg/ HP-hr; (Lb/HP-hr) MATERIAL: CARCAZA/PARTES INTERNAS
PRUEBAS DE FUNIONAMIENTO E HIDROSTATICA/NPSH PESO: BOMBA+BASE+MOTOR/BOMBA+BASE+TURBINA, Kg.; (Lb) BASE API-610 ÚLTIMA EDICION		
NOTAS: a) La información faltante debe ser suministrada por el vendedor b) Su operabilidad debe ser confirmada por el departamento mecánico		

6.4 Memorias de cálculo para dimensionamiento de equipos

6.4.1 Memoria de cálculo para Torres

Para determinar la altura de una torre, se llevan a cabo los siguientes pasos:

1. *Diámetro de la torre.*

El simulador nos sugiere el diámetro (DIAM) en base al cálculo hidráulico de la torre, sin embargo éste se puede ajustar de acuerdo a lo que más convenga. El factor de inundación (FF) es el porcentaje de inundación en un plato y debe encontrarse preferiblemente en un rango entre 60% y 80%. Dicho factor es inversamente proporcional al diámetro de la torre, es decir, en caso de tener platos con un factor de inundación mucho menor a 60%, éste puede aumentar un 7% si se resta media pulgada de diámetro a la torre, y viceversa.

TRAY	VAPOR M3/S	LIQUID M3/S	ULOAD M3/S	DIAM MM	FF	NP	PRES DROP KG/CM2	WEIR RATE CM3/S/MM	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	0.200	0.01271	0.055	1372.	57.1	1	0.004	10.680	31.39
3	0.200	0.01273	0.055	1372.	57.2	1	0.004	10.695	31.40
4	0.199	0.01268	0.055	1372.	56.9	1	0.004	10.649	31.34
5	0.197	0.01257	0.054	1372.	56.5	1	0.004	10.557	31.20
6	0.195	0.01244	0.054	1372.	55.9	1	0.004	10.453	31.04
7	0.192	0.01239	0.053	1372.	55.5	1	0.004	10.413	30.96
8	0.190	0.01250	0.053	1372.	55.7	1	0.004	10.504	31.05
9	0.190	0.01275	0.053	1372.	56.3	1	0.004	10.708	31.30
10	0.193	0.02064	0.055	1372.	63.9	1	0.005	17.337	38.90
11	0.195	0.02100	0.056	1372.	65.1	1	0.005	17.646	39.44
12	0.196	0.02139	0.057	1372.	66.3	1	0.005	17.967	40.15
13	0.198	0.02177	0.058	1372.	67.6	1	0.005	18.287	40.87
14	0.200	0.02212	0.059	1372.	68.7	1	0.005	18.586	41.56
15	0.202	0.02244	0.060	1372.	69.8	1	0.005	18.853	42.17
16	0.203	0.02271	0.060	1372.	70.7	1	0.005	19.077	42.69
17	0.204	0.02292	0.061	1372.	71.4	1	0.005	19.255	43.11
18	0.205	0.02308	0.061	1372.	71.9	1	0.005	19.390	43.43
19	0.206	0.02319	0.062	1372.	72.2	1	0.005	19.479	43.64
20	0.206	0.02324	0.062	1372.	72.4	1	0.005	19.524	43.74

2. *Cálculo de número de platos reales NP_{Reales} .*

$$NP_{Reales} = \frac{NP_{Teóricos}}{\eta_{Plato}}$$

Dónde:

$NP_{Teóricos}$ es el número de platos teóricos y

η_{Plato} es la eficiencia global del plato (del 70 al 80% para hidrocarburos ligeros).

3. *Cálculo del plato real de alimentación $P_{A Real}$.*

$$P_{Real} = \frac{P_{Teórico}}{\eta_{Plato}}$$

Dónde:

$P_{A Teórico}$ es el plato de alimentación teórico.

4. *Cálculo de área de la torre A.*

$$A_T = \frac{\pi \phi^2}{4}; m^2$$

Dónde:

ϕ es diámetro de la columna (m)

5. *Cálculo del volumen en el fondo de la torre V_{FT} .*

$$V_{FT} = Q_{LF}\theta_{R1} + Q_{LR}\theta_{R2}; m^3$$

Dónde:

Q_{LF} es el flujo volumétrico de producto de fondos (m^3/min),

Q_{LR} es el flujo volumétrico de alimentación al rehervidor (m^3/min),

θ_{R1} es el tiempo de residencia en el último plato (de 3 a 5 minutos) y

θ_{R2} es el tiempo de residencia en el rehervidor (de 2 a 3 minutos).

Los flujos volumétricos de alimentación y de producto de fondos se obtienen de la simulación.

6. Cálculo de nivel máximo de la torre N_{max} .

$$N_{max} = \frac{V_{FT}}{A_T}; (m)$$

7. Cálculo de alarmas por alto y bajo nivel, y nivel normal

- Alarma por Bajo Nivel ABN.

$$ABN = (N_{max} - N_{min})0.25 + N_{min}; mm$$

Dónde:

N_{min} es el nivel mínimo (152mm).

- Alarma por Alto Nivel

$$AAN = (N_{max} - N_{min})0.8 + N_{min}; mm$$

Dónde:

AAN es la altura de la alarma por alto nivel (mm).

- Nivel Normal NN

$$NN = (N_{max} - N_{min})0.6 + N_{min}; mm$$

8. Cálculo de altura de la torre (longitud tangente tangente)

La altura de la torre se calcula sumando:

La distancia del domo al plato 1 (3 ft),

El número de espacios del plato 1 al plato anterior al de alimentación (cada espacio equivale a 2ft),

El espacio que ocupa el plato de alimentación (3 ft),

El número de espacios del plato de alimentación al último plato (cada espacio equivale a 2ft),

Los espacios para las boquillas de registro hombre (6 in por cada boquilla),

La distancia del último plato al nivel máximo (un espacio de 2 a 3 ft más 6 in del último plato a la charola de recolección, y un espacio de 2 a 3 ft de la charola al nivel máximo),

El nivel máximo (ft) y

Zona de transición, si la torre tiene más de una diámetro (2.5 ft).

6.4.2 Memoria de cálculo para Recipientes

1. *Cálculo del flujo volumétrico de vapor Q_V .*

$$Q_V = \frac{W_V}{3,600 \rho_V}; ft^3/s$$

Dónde:

W_V es el flujo másico de vapor (Lb/h) y

ρ_V es la densidad de vapor (Lb/ft³).

2. *Cálculo del flujo volumétrico de líquido Q_L .*

$$Q_L = \frac{W_L}{60 \rho_L}; ft^3/min$$

Dónde:

W_L es el flujo másico de líquido (Lb/h) y

ρ_L es la densidad de líquido (Lb/ft³).

3. *Cálculo de la constante de velocidad terminal K .*

Valor de K para un recipiente con malla separadora (ft/s)	
$1 \leq P < 15$	$K = 0.1821 + 0.0029P + 0.0460 \ln(P)$
$15 \leq P < 40$	$K = 0.35$
$40 \leq P < 5500$	$K = 0.430 - 0.023 \ln(P)$

Dónde:

P es la presión de operación del recipiente (psia).

4. Cálculo de la velocidad vertical terminal de vapor U_V .

$$U_V = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}; ft/s$$

5. Cálculo de la velocidad de vapor U_T .

$$U_T = \frac{U_V}{0.75}; ft/s$$

6. Cálculo del volumen de retraso V_H .

$$V_H = T_H Q_L; ft^3$$

Dónde:

T_H es el tiempo de retraso (3 minutos para un tanque acumulador de reflujo).

7. Cálculo del volumen de incremento V_S .

$$V_S = T_S Q_L; ft^3$$

Dónde:

T_S es el tiempo de incremento (2 minutos para un tanque acumulador de reflujo).

8. Obtener un estimado de la relación longitud distancia L/D.

Guía para obtener un estimado de la relación L/D

Presión de operación del recipiente (psig)	L/D
$0 \leq P < 250$	1.5-3.0
$250 \leq P < 500$	3.0-4.0
$40 \leq P < 5500$	4.0-6.0

9. Cálculo del diámetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4(V_H + V_S)}{0.6\pi L/D}}; ft$$

El diámetro se redondea a 0.5 ft.

10. Cálculo del área de la sección transversal total A_T .

$$A_T = D^2 \frac{\pi}{4}; ft^2$$

11. Cálculo de la altura de bajo nivel de líquido H_{LLL} .

$$H_{LLL} = 0.5D + 7in$$

Si $D \leq 4ft$, $H_{LLL}=9 in$.

12. Cálculo del área de bajo nivel de líquido A_{LLL} .

Para calcular el área de bajo nivel de líquido es necesario obtener la relación H_{LLL}/D , y con este valor resolver las siguientes ecuaciones:

$$y = \frac{a + cx + ex^2 + gx^3 + ix^4}{1.0 + bx + dx^2 + fx^3 + hx^4}$$

$$x = \frac{H_{LLL}}{D}$$

$$y = \frac{A_{LLL}}{A_T}$$

Constantes

$$a = -0.0000475593$$

$$b = 3.924091$$

$$c = 0.174875$$

$$d = -6.358805$$

$$e = 5.668973$$

$$f = 4.018448$$

$$g = -4.916411$$

$$h = -1.801705$$

$$i = -0.145348$$

13. Cálculo del área de vapor A_V .

Para calcular el área de vapor es necesario obtener la relación H_V/D , y con este valor resolver las siguientes ecuaciones:

$$y = \frac{a + cx + ex^2 + gx^3 + ix^4}{1.0 + bx + dx^2 + fx^3 + hx^4}$$

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

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

Dónde:

H_V es la altura de área de diseño de vapor (ft), la cual tiene un valor mayor a 0.2D o 2ft para un recipiente con maya separadora.

Para resolver la ecuación se utilizan las mismas constantes del paso 12.

14. Cálculo de la longitud mínima de retraso/incremento de líquido L .

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}}; ft$$

15. Cálculo del tiempo de salida de líquido \emptyset .

$$\emptyset = \frac{H_V}{U_V}; s$$

16. Cálculo de la velocidad actual de vapor U_{VA} .

$$U_{VA} = \frac{Q_V}{A_V}; ft/s$$

17. Cálculo de la longitud mínima de líquido-vapor L_{MIN} .

$$L_{MIN} = U_{VA} \emptyset; ft$$

Si $L < L_{MIN}$, entonces establecemos que $L = L_{MIN}$. Esto provoca que el incremento de líquido se retrase un poco. Si $L \ll L_{MIN}$, se incrementa el valor de H_V y se repite el procedimiento desde el paso 13. Si $L > L_{MIN}$, el diseño es aceptable. Si $L \gg L_{MIN}$, se disminuye el valor L y el de L_{MIN} incrementa, esto sólo si H_V disminuye. Hay que señalar que H_V sólo puede decrecer si es mayor que el mínimo especificado (0.2D o 2ft). En este caso se repiten los pasos desde el punto 13 y se calcula L/D . Si $L/D > 6.0$ entonces se incrementa D y se repiten los cálculos desde el paso 9. Si $L/D < 1.5$ entonces disminuye D y se repiten los cálculos desde el paso 9. El diámetro se incrementa o se disminuye 6 in hasta que L/D tenga un valor entre 1.5 y 6.0.

18. Cálculo del área de nivel normal de líquido A_{LLL} .

$$A_{NLL} = A_{LLL} + \frac{V_H}{L}; ft^2$$

19. Cálculo de la altura de nivel normal de líquido H_{NLL} .

Para calcular altura de nivel normal de líquido es necesario obtener la relación A_{NLL}/A_T , y con este valor resolver las siguientes ecuaciones:

$$y = \frac{a + cx + ex^2 + gx^3 + ix^4}{1.0 + bx + dx^2 + fx^3 + hx^4}$$

$$x = \frac{A_{NLL}}{A_T}$$

$$y = \frac{H_{NLL}}{D}$$

Constantes

a= 0.00153756

b= 26.787101

c= 3.299201

d= -22.923932

e= 24.353518

f= -14.844824

g= -36.999376

h= 10.529572

i= 9.892851

20. Cálculo de la altura de nivel alto de líquido H_{HLL} .

$$H_{HLL} = D - H_V; ft$$

6.5 Cálculo de servicios auxiliares

6.5.1 Vapor de baja presión

SERVICIO: **VAPOR DE BAJA PRESIÓN**

CONDICIONES DE SUMINISTRO EN L.B.: 3.6 kg/cm² man., 200°C

CONDICIONES DE RETORNO EN L.B.: Condensado de Baja Presión (3.2 kg/cm² man., 145°C) (1)

<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>CONSUMO (kg/h)</u>	
		<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
EA-604	Rehervidor de la Desetanzadora	1009	1110
EA-605	Rehervidor de la Despropanizadora	3361	3698
	Total:	4371	4408

NOTA:

(1) El condensado será enviado al sistema de Recuperación de Condensado, para su posterior integración al sistema de Tratamiento de la Refinería.

6.5.2 Agua de enfriamiento

SERVICIO: **AGUA DE ENFRIAMIENTO**

CONDICIONES DE SUMINISTRO EN L.B.: 4.5 Kg/cm² man., 32 °C

CONDICIONES DERETORNO EN L.B.: 3.0 Kg/cm² man., 42°C

<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>CONSUMO (kg/h)</u>	
		<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
EA-602	Condensador de la Desetanizadora	15.95	17.55
EA-603	Condensador de la Despropanizadora	170.38	187.42
EA-606	Enfriador de Butanos	9.99	10.99
EA-607	Enfriador de Propanos	0.09	0.10
	Total:	196.41	216.05

6.5.3 Energía eléctrica

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>POTENCIA</u>	
		<u>OPERACIÓN</u> <u>(HP) (1) (2)</u>	<u>INSTALADOS</u> <u>(HP) (2)</u>
GA-601	Bomba de Carga de la Desetanzadora	16.8	44.44
GA-602	Bomba de Reflujo de la Desetanzadora	0.5	2.22
GA-603	Bomba de Reflujo de la Despropanizadora	8.4	22.22
EC-601	Aeroenfriador de Butanos	8.4	22.22
	Total:	34.1	91.1

NOTAS:

(1) La potencia de operación es hidráulica (eficiencia del 100%).

(2) Datos estimados.

6.6 Memorias de cálculo para el consumo de servicios auxiliares

6.6.1 Agua de enfriamiento.

$$W_{A.E.} = \frac{Q}{Cp (T_{A.E.} - T_{A.R.})}; \frac{Kg}{h}$$

Dónde:

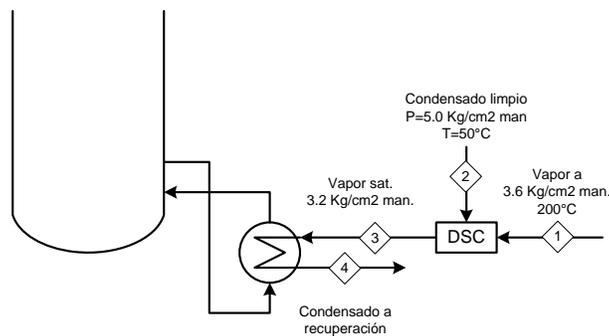
Cp es la capacidad calorífica del agua a presión constante (1 Kcal/Kg*K),

T_{A.E.} es la temperatura de agua de enfriamiento (305.15°K),

T_{A.R.} es la temperatura de agua de retorno (319.15°K) y

Q es la carga térmica del intercambiador de calor (Kcal/h).

6.6.2 Vapor de calentamiento



Para conocer el flujo de vapor de calentamiento es necesario saber primero la masa de vapor saturado necesario para llevar a cabo la operación, m_3 , el cual se calcula de la siguiente forma:

$$m_3 = \frac{Q}{\lambda} = \frac{Q}{H_3 - H_4}, Kg/h$$

Dónde:

λ es el calor latente (Kcal/Kg),

H_3 es la entalpía del vapor saturado a 3.2 Kg/cm² man (654.6 Kcal/Kg),

H_4 es la entalpía del líquido saturado a 3.2 Kg/cm² man (145.7 Kcal/Kg) ,

Q es la carga térmica del intercambiador de calor (Kcal/h), y

Mediante un balance de materia y energía obtengo el siguiente sistema de ecuaciones con dos incógnitas, m_1 y m_2 :

$$m_3 = m_1 + m_2 \dots (1)$$

$$m_3 H_3 = m_1 H_1 + m_2 H_2 \dots (2)$$

Dónde:

H_1 es la entalpía del vapor a 3.6 Kg/cm² man y 200°C (682.4 Kcal/Kg),

H_2 es la entalpía del condensado limpio a 5 Kg/cm² man y 50°C (49.0Kcal/Kg),

m_1 es la masa del vapor a 3.6 Kg/cm² man y 200°C (Kg) y

m_2 es la masa del condensado limpio a 5 Kg/cm² man y 50°C (Kg).

Despejamos m_1 de la ecuación 1, sustituimos en la ecuación 2 y resolvemos.

6.6.3 Energía eléctrica

Para conocer la potencia de una bomba se lleva a cabo la siguiente ecuación:

$$HP_{BOMBA} = \frac{Q (P_D - P_S)}{1714 \eta_{BOMBA}}$$

Dónde:

P_D es la presión de descarga (psig),

P_S es la presión de succión (psig),

Q es el flujo volumétrico (GPM) y

η es la eficiencia (70%).

La presión de descarga de la bomba se calcula de la siguiente forma:

$$P_D = P_F + \Delta P_V + \Delta P_{I.C.} + \Delta P_{Fric.} + \Delta P_E; \text{psig}$$

Dónde:

P_F es la presión del punto final al cual se va a bombear (psig),

ΔP_V es la pérdida de presión por válvulas (14.2 psi por cada una),

$\Delta P_{I.C.}$ es la pérdida de presión por intercambiadores de calor (5 psi por rehervidor y 10 psi por enfriador),

$\Delta P_{Fric.}$ es la pérdida de presión por accesorios y longitud de tramo recto (7 psi) y

ΔP_E es la pérdida de presión por elevación (psi).

La pérdida de presión por elevación se calcula de la siguiente forma:

$$\Delta P_E = \frac{z \rho}{144}; \frac{Lb}{in^2}$$

Dónde:

z es la altura (ft) y

ρ es la densidad del fluido (Lb/ft³).

Conociendo la potencia necesaria para operar la bomba, vamos al motor comercial inmediato superior. Consideramos que la eficiencia del motor es del 90%, por lo tanto, el consumo de energía eléctrica del motor es el siguiente:

$$\text{Energía eléctrica} = \frac{HP_{MOTOR\ COMERCIAL}}{\eta_{MOTOR}}$$

Si tomamos en cuenta que además de la bomba de operación es necesaria una de relevo, los HP instalados son el doble de los calculados.

Por otro lado, para estimar la potencia de un enfriador de aire es necesario conocer su carga térmica. A partir de ello se considera la siguiente:

MM BTU/h	HP
	MM BTU/h
0 a 10	6.69
10 a 50	5.16
50 a X	3.1

6.6.2.3 Cálculo de NPSH

La cabeza de succión positiva NPSH requerida es un parámetro de la bomba determinado y suministrado por el fabricante el cual, comparado con NPSH disponible, debe ser menor por al menos 2, y preferiblemente 3 ft o más. La NPSH disponible es un parámetro del sistema y se calcula de la siguiente forma:

$$NPSH = S + (P_{Absoluta} - P_{Vapor}) \frac{2.31}{G.E.} - h$$

Dónde:

G.E. es la gravedad específica del fluido,

h son las pérdidas por fricción por longitud de tramo recto, válvulas y accesorios (ft),

P_A es la presión absoluta en el recipiente de donde succiona líquido la bomba (psia),

P_v es la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (psia) y

S es la cabeza estática de succión (ft).

La ecuación para calcular las pérdidas por fricción es la siguiente:

$$h = k \frac{V^2}{2gc}; ft$$

Dónde:

gc es el factor de corrección de la constante gravitacional $\left(32.174 \frac{Lb \ ft}{Lb_f \ s^2}\right)$,

k es el coeficiente de resistencia y

V es la velocidad del fluido (ft/s).

El coeficiente de resistencia total se calcula de la siguiente manera:

$$k_{Total} = k_{Tramo \ Recto} + k_{Accesorios}$$

Para calcular el coeficiente de resistencia por tramo recto se utiliza la siguiente ecuación:

$$k_{Tramo \ Recto} = f \frac{L}{D}$$

Dónde:

f es el factor de fricción (se obtiene de tablas con el diámetro nominal, para tuberías comerciales nuevas de acero) y

L/D es la relación longitud distancia.

El coeficiente de fricción por accesorios está en función de las válvulas y los accesorios y sus respectivas ecuaciones.

Por otro lado, la cabeza estática de succión es la distancia del nivel de líquido del recipiente de succión a la línea central de la bomba. Cuando la línea central de la bomba está por encima del nivel de líquido, S es (-); si la línea central de la bomba está por debajo del nivel de líquido, S es (+).

7. ANÁLISIS DE RESULTADOS

A continuación se presenta la comparación técnica del diseño original y el diseño obtenido del caso de mejora, en cuanto a la especificación de productos, el tamaño de los equipos y el consumo de servicios auxiliares.

7.1 Especificación de productos

7.1.1 Butanos

La composición de isobutano del caso de mejora es de 17.434% mol, que comparada con la requerida de 17.43% mol, es ligeramente mayor, lo cual es favorable ya que se trata de un producto valioso. Sin embargo, el butano con un porcentaje mol de 75.864 es menor al requerido de 75.995% mol. Esto se debe a la composición de isopentano y pentano, de 1.263% mol y 4.642% mol respectivamente, que es mucho mayor al diseño original, de 0.2% mol para isopentano y 0.1% mol para pentano, y también es mayor que el parámetro requerido para pentano de 0.005% mol. Tanto el isopentano y el pentano son componentes que no se pueden remover de producto y por lo tanto van asociados a la carga. Aun así, la composición de butano del diseño propuesto es mayor a la del diseño original de 75.7% mol.

Composición	Unidades	Diseño Original	Requerido	Diseño Propuesto
C ₁	% mol		0.000	0.000
C ₂	% mol		0.000	0.000
C ₃	% mol	0.4	1.0máx.	0.797
i-C ₄	% mol	23.6	17.430	17.434
n-C ₄	% mol	75.7	75.995	75.864
i-C ₅	% mol	0.2	5.878	1.263
n-C ₅	% mol	0.1	0.005	4.642
Total		100	100	100

7.1.2 Propano.

En el diseño propuesto, el porcentaje mol de propano de 96.57 es ligeramente menor al requerido de 96.675% mol y al indicado en el diseño original de 99.3% mol. Sin embargo, el contenido de butanos en este producto es muy bajo, lo cual quiere decir que se sacrifica una pequeña parte de propano a cambio de obtener un producto valioso como lo es el butano.

Composición	Unidades	Diseño Original	Requerido	Diseño Propuesto
C ₁	% mol		0.000	0.000
C ₂	% mol	0.3	1.772	2.862
C ₃	%mol	99.3	96.675	96.570
i-C ₄	%mol	0.3	2.0máx.	0.370
n-C ₄	%mol	0.1	0.445	0.198
i-C ₅	%mol		0.000	0.000
n-C ₅	% mol		000	0.000
Total		100	100	100

7.1.3 Gas Combustible de fraccionamiento a red general.

Las composiciones de metano (la del diseño original, la requerida y la del caso de mejora) en los productos butano y propano son de cero, lo cual quiere decir que todo el gas metano que entra va contenido en el gas combustible. Esto explica que la composición de metano de 8.257% mol en el diseño propuesto sea mayor a la requerida de 6.736% mol, pues al tener una menor cantidad de propano, la composición de metano y etano aumenta y el gas combustible tiene una mejor especificación. Esto quiere decir que la remoción de propano como producto valioso es buena y por lo tanto la propuesta representa un mejor diseño. Por otro lado, la pérdida de butanos del diseño original al caso de mejora (de 1% mol a 2.744% mol en isobutano y de 3% mol a 5.365% mol en butano) se debe a que son gases que saturan el gas rico en metano y etano.

Composición	Unidades	Diseño Original	Requerido	Diseño Propuesto
C ₁	%mol	5.2	6.736	8.257
C ₂	% mol	39.9	36.212	40.534
C ₃	% mol	49.4	56.983	43.077
i-C ₄	%mol	1.0	0.055	2.744
n-C ₄	%mol	3.0	0.014	5.365
i-C ₅	% mol		0.0	0.006
n-C ₅	% mol		0.0	0.017
Total		100	100	100

7.2 Características del equipo

7.2.1 Torres

La torre despropanizadora del diseño propuesto tiene un diámetro de 1372 mm y una altura de 23769 mm, cuenta 29 platos, opera a una presión de 14 Kg/cm² man. y a una temperatura en la parte superior de 42°C y de 96°C en la parte inferior. Mientras que la columna de la planta existente tiene dos diámetros, de 1372 mm y 1829 mm, su altura es de 25299mm y tiene 37 platos; opera a una presión de 23.9 Kg/cm² man. y temperaturas de 60°C en el domo y 125°C en los fondos. Al hacer la comparación de la torre del diseño original con la del caso de mejora, podemos observar que la propuesta ofrece un mejor diseño ya que cuenta con menores dimensiones y número de platos, y las variables de operación son mucho menores.

Por otro lado, la columna desetanizadora DA-605 del diseño original tiene un diámetro de 570 mm y una altura de 16000 mm, mientras que la torre de la propuesta de mejora tiene dos diámetros, de 457 mm y 914 mm, y una altura de 23314 mm. Pero además de las dimensiones, existe otra gran diferencia, y es que la columna del diseño original es una torre empacada, en cambio la columna de la propuesta de mejora es una torre de platos. Para poder equipararlas consideramos que cada dos pies de columna empacada son una etapa teórica y que la eficiencia global de los platos es del 70%, con lo cual obtenemos que la altura de la torre empacada equivalga a 37 platos. A pesar de contar con menores dimensiones que la propuesta, el número de etapas de la columna empacada es mayor y su presión de operación, de 28 Kg/cm² man., es mucho más grande que la de la torre de platos, de 22.0 Kg/cm² man. Esto es de gran importancia, ya que las variables de operación de la torre (presión y temperatura) influyen en el consumo de servicios auxiliares y en las variables de operación de otros equipos; lo cual observaremos con más detenimiento en los siguientes puntos.

	PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
<u>SERVICIO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
TORRE DESPROPANIZADORA	DA-604	1372-1829 mm D.I. 25299 mm T-T 37 platos P=23.9 Kg/cm ² man. Tsup.= 60 °C Tinf.= 125°C	DA-602	1372 mm D.I. 23769 mm T-T 29 platos P=14.0 Kg/cm² man. Tsup.= 42°C Tinf.=96°C
TORRE DESETANIZADORA	DA-605	570 mm D.I. 16000 mm T-T 37 platos P= 28 Kg/cm ² man. Tsup.= 57°C Tinf.= 74°C	DA-601	457-914 mm D.I. 23314 mm T-T 23 platos P= 22.0 Kg/cm ² man. Tsup.= 65°C Tinf.= 105°C

7.2.2 Intercambiadores de Calor

El consumo de vapor de calentamiento y agua de enfriamiento es directamente influido por la carga térmica de los intercambiadores de calor, ya que entre más grande sea la carga térmica, el consumo de servicios auxiliares será mayor.

7.2.2.1 Calentadores

La suma de las cargas térmicas de los equipos de calentamiento de la planta existente es de 2.712 MM Kcal/h, mientras que la suma de cargas térmicas para el diseño propuesto es de 2.595 MM Kcal/h. Esto podría significar que el consumo de servicios auxiliares de la propuesta de mejora sea menor que el del diseño original, lo cual sería algo favorable. Sin embargo los calentadores de carga de ambos diseños son equipos que aprovechan el calor de la corriente de fondos para calentar la corriente de carga a la torre, a la vez que la corriente de fondos se enfría en dicho proceso, por lo cual estos equipos no requieren servicios auxiliares. Si tomamos en cuenta esto, la suma de las cargas térmicas de los equipos de calentamiento del diseño original y de la propuesta de mejora son de 2.29 MM Kcal/h y 2.326 MM Kcal/h respectivamente, por lo que en este caso podemos deducir que el consumo de vapor de calentamiento de la propuesta de mejora será ligeramente mayor al del diseño original.

	PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
<u>SERVICIO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARGA TÉRMICA</u> MM Kcal/h x S.D.	<u>CLAVE</u>	<u>CARGA TÉRMICA</u> MM Kcal/h x S.D.
CALENTADOR DE CARGA	EA-605	0.422 X 1.46	EA-601	0.269 X 1.1
REHERVIDOR DE LA DESPROPANIZADORA	EA-607	2.126 X 1.95	EA-605	1.789 X 1.1
REHERVIDOR DE LA DESETANIZADORA	EA-610	0.164	EA-604	0.537 X 1.1
	TOTAL	2.712	TOTAL	2.595

7.2.2.2 Enfriadores

En el diseño original, la suma de las cargas térmicas de los equipos de enfriamiento es de 2.233 MM Kcal/h, ligeramente menor que el diseño propuesto, de 2.2799 MM Kcal/h. Si sólo consideramos los equipos que utilizan agua de enfriamiento para operar, la suma de las cargas térmicas del diseño propuesto es de 1.9629 MM Kcal/h, por lo que se espera que el consumo total de agua de enfriamiento del caso de mejora sea menor que el de la planta existente, lo cual lo convierte en un mejor diseño. Mientras que la influencia de la energía eléctrica necesaria para operar el aerofriador se verá más adelante en el punto 7.3.3.

SERVICIO	PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
	CLAVE	CARGA TÉRMICA MM Kcal/h x S.D.	CLAVE	CARGA TÉRMICA MM Kcal/h x S.D.
CONDENSADOR DE LA DESPROPANIZADORA	EA-606	1.848 X 1.26	EA-603	1.704 X 1.1
ENFRIADOR DE BUTANOS	EA-608 AB	0.241 X 1.1	EA-606	0.099 X 1.1
CONDENSADOR DE LA DESETANIZADORA	ED-601	0.087 X 1.1	EA-602	0.159 X 1.1
ENFRIADOR DE PROPANO	ED-602	0.057 X 1.1	EA-607	0.0009 X 1.1
AEROENFRIADOR DE BUTANOS	EC-601			0.3170 X 1.1
	TOTAL	2.233	TOTAL	2.2799

7.2.3 Recipientes

El tanque acumulador de carga, que cuenta con un diámetro de 1372 mm y una longitud de 4877 mm, así como una presión de 6.8 Kg/cm² man. y una temperatura de 38°C, es el mismo tanto para la propuesta de mejora como para el diseño original.

El tanque acumulador de reflujo de la columna despropanizadora de la planta existente tiene un diámetro de 1829 mm, una longitud de 5486 mm, y opera a una presión de 23.5 Kg/cm² man. y una temperatura de 49°C. Entretanto, el tanque acumulador de reflujo de la torre despropanizadora de la propuesta de mejora tiene un diámetro de 1372 mm, una longitud de 3810 mm, opera a 13.7 Kg/cm² man. y 39°C.

El tanque acumulador de reflujo de la columna desetanizadora del diseño original cuenta con un diámetro de 914 mm, una longitud de 2438 mm, y opera a 27.0 Kg/cm² man. de presión y 48°C de temperatura. Mientras que el tanque acumulador de reflujo de la torre desetanizadora del diseño propuesto tiene 610 mm de diámetro, 2438 mm de longitud, y opera a 21.7 Kg/cm² man. y 45°C.

Es así como notamos que los tanques de reflujo de la propuesta de mejora tienen menores dimensiones que los del diseño original, lo cual podemos atribuir a que las torres despropanizadora y desetanizadora del caso de mejora reflujan menos hidrocarburos, y esto es una ventaja sobre el diseño original, ya que cumplen con la separación solicitada con menos requerimientos.

Las variables de operación de los tanques de reflujo de la propuesta de mejora (P y T) también son más bajas que las del diseño original, ya que se ven influidas por las variables de operación en el domo de las torres, lo que confirma que el caso de mejora tiene un mejor diseño.

	PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
<u>SERVICIO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
ACUMULADOR DE CARGA	FA-608	1372 mm D.I. 4877 mm T-T P=6.8Kg/cm ² man. T=38°C	FA-601	1372 mm D.I. 4877 mm T-T P=6.8 Kg/cm ² man. T=38°C
ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESPROPANIZADORA	FA-609	1829 mm D.I. 5486 mm T-T P=23.5Kg/cm ² man. T= 49°C	FA-603	1372 mm D.I. 3810 mm T-T P=13.7 Kg/cm² man. T= 39°C
ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESTANIZADORA	FA-610	914 mm D.I. 2438 mm T-T P=27.0Kg/cm ² man. T= 48°C	FA-602	610 mm D.I. 2438 mm T-T P=21.7 Kg/cm² man. T= 45°C

7.2.4 Bombas

Las presiones diferenciales de las bombas tienen una repercusión directa en el consumo de energía eléctrica. Entre menor sea la presión a vencer, menor será la potencia de la bomba, y por lo tanto los costos de operación serán también menores, que es lo que se pretende alcanzar con la propuesta de mejora.

A pesar de manejar el mismo flujo, la presión diferencial de la bomba de carga del caso de mejora GA-601, de 18.4 Kg/cm², es menor por 1 Kg/cm² a la presión diferencial de la bomba de carga de la planta existente, de 19.5 Kg/cm². Esto se debe a que la presión de operación y la altura de la columna despropanizadora del diseño original son mayores que la presión de operación y la altura de la torre desetanizadora del caso de mejora.

De forma similar sucede con la bomba de reflujo de la despropanizadora del diseño propuesto GA-603, que tiene una presión diferencial de 3.55 Kg/cm² comparada con 7.5 Kg/cm² de la bomba de reflujo de la despropanizadora del diseño original. La presión diferencial de dicha bomba no sólo se ve influida por la presión de operación y la altura de la torre, que son menores a las del diseño original, sino que además maneja un flujo más bajo, de ahí que disminuya poco más del 50%.

Incluso la bomba de reflujo de la columna desetanizadora del caso de mejora GA-602 tiene una menor presión diferencial, de 2.9 Kg/cm² comparada con 3.9 Kg/cm², debido a la presión de operación de las columnas, a pesar de manejar un flujo de 4.6 m³/h comparada con el flujo de 3.3 m³/h de la bomba de reflujo de la desetanizadora del caso original, y de que la columna del diseño original tiene una altura menor a la del diseño propuesto.

Todo ello nos lleva a concluir que el consumo de energía eléctrica de la propuesta de mejora será mucho menor al del diseño original, y por lo tanto se cumple con el objetivo de plantear un diseño mejor.

	PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
<u>SERVICIO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
BOMBA DE CARGA	GA-609 R/N	24.9 x 1.1 m ³ /h, ΔP= 19.5 Kg/cm ²	GA-601/R	24.9x 1.1 m³/h, ΔP= 18.5 Kg/cm²
BOMBA DE REFLUJO DE DESPROPANIZADORA	GA-610/R	62.4 x 1.1 m ³ /h, ΔP= 7.5 Kg/cm ²	GA-603/R	49.13 x 1.1 m³/h, ΔP= 4.7 Kg/cm²
BOMBA DE REFLUJO DE DESETANIZADORA	GA-611/R	3.3 x 3.43 m ³ /h, ΔP= 3.9 Kg/cm ²	GA-602/R	4.6 x 1.1 m³/h, ΔP= 2.9 Kg/cm²

7.3 Servicios Auxiliares

7.3.1 Vapor de baja presión

Tal como se había previsto en el punto 7.2.2.1, el consumo de vapor de calentamiento de la propuesta de mejora, de 4362 Kg/h, es casi 2% mayor al del diseño original, de 4283 Kg/h.

La causa de ello se puede atribuir a que el vapor de calentamiento que utiliza el rehervidor de la torre desetanizadora de la propuesta de mejora, de 1009 Kg/h es tres veces más grande que el que se utiliza para el rehervidor de la desetanizadora de la planta existente, de 307 Kg/h.

De forma general, a pesar de que el consumo total de vapor de calentamiento de diseño propuesto no es un resultado muy alentador, la diferencia es muy pequeña, y comparada con los beneficios a obtener, su importancia se ve desestimada.

		PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
		CONSUMO (kg/h)			
<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
EA-604	Rehervidor de la Despropanizadora	3976	4374	3353	3688
EA-605	Rehervidor de la Desetanizadora	307	338	1009	1110
Total:		4283	4712	4362	4798

7.3.2 Agua de enfriamiento

El consumo total de agua de enfriamiento del diseño propuesto, de 196.41 Kg/h, es menor en un 13% al consumo de la planta existente, de 226.3 Kg/h, lo cual implica menores costos de operación en la propuesta de mejora y por lo tanto un mejor diseño.

Una razón de que esto ocurra es que el flujo de propano que entra al condensador de la despropanizadora del caso de mejora es menor al de la planta existente. Otra razón es que el cambio de temperatura en el enfriador de propanos del diseño original (de 74°C a 39°C) es mucho más grande que en el enfriador de propanos del caso de mejora (40°C a 39°C). Y finalmente, otra de las razones es que el enfriamiento de butanos se ve respaldado por un aerofriador, lo cual disminuye en gran medida el consumo de agua de enfriamiento.

		PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
		<u>CONSUMO (kg/h)</u>			
<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
EA-602	Condensador de la Desetanizadora	8.8	9.7	15.98	17.55
EA-603	Condensador de la Despropanizadora	186.0	204.6	170.38	187.42
EA-606	Enfriador de Butanos	24.3	26.7	9.99	10.99
EA-607	Enfriador de Propanos	7.2	7.9	0.09	0.10
Total:		226.3	248.9	196.41	216.05

7.3.3 Energía eléctrica

Así como se mencionó en el punto 7.2.4, la potencia de las bombas se ve influida por la presión de operación de las columnas así como por sus respectivas alturas, entre otros factores. Esto se ve evidenciado en que los 25.7 HP para operar las bombas son 33% más bajos que los 38.5 del diseño original. Y aún adicionando los 8.4 HP del aerofriador, para así obtener 34.1 HP totales en operación del diseño propuesto, son hasta un 11% más bajos que los de la planta existente, lo cual representa otra aportación del caso de mejora al reducir el consumo de energía eléctrica.

		PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
		POTENCIA (HP)			
CLAVE	SERVICIO	OPERACIÓN	INSTALADOS	OPERACIÓN	INSTALADOS
GA-609 R/N GA-601	Bomba de Carga	18.9	50	16.8	44.44
GA-611 R/N GA-602	Bomba de Reflujo de la Desetanzadora	0.5	4	0.5	2.22
GA-610 R/N GA-603	Bomba de Reflujo de la Despropanizadora	19.1	30	8.4	22.22
EC-601	Aerofriador	---	---	8.4	22.22
Total:		38.5	84	34.1	91.1

CONCLUSIONES

Después de haber planteado una propuesta de mejora al diseño de la sección de fraccionamiento de la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos “U-600” de la Refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa” de Cadereyta N.L, de hacer una evaluación técnica de dicha planta y de haber realizado el análisis técnico correspondiente, se puede observar que el diseño propuesto cumple con los requerimientos solicitados de calidad, rendimiento y capacidad de producción, lo cual se puede apreciar en las especificaciones de los productos finales.

Y no sólo eso, sino que además es una mejor opción técnica y energética con respecto al diseño original, pues ofrece equipos más pequeños y con mejores costos de operación, ya que en la mayoría de los casos, estos equipos consumen menos servicios auxiliares para el funcionamiento de la planta.

Tabla comparativa de dimensiones de torres

PLANTA EXISTENTE			PROPUESTA	
<u>SERVICIO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
TORRE DESPROPANIZADORA	DA-604	1372-1829 mm D.I. 25299 mm T-T	DA-602	1372 mm D.I. 23769 mm T-T
TORRE DESETANIZADORA	DA-605	570 mm D.I. 16000 mm T-T	DA-601	457-914 mm D.I. 23314 mm T-T

Tabla comparativa de dimensiones de recipientes

PLANTA EXISTENTE			PROPUESTA	
<u>SERVICIO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>CLAVE</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
ACUMULADOR DE CARGA	FA-608	1372 mm D.I. 4877 mm T-T	FA-601	1372 mm D.I. 4877 mm T-T
ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESPROPANIZADORA	FA-609	1829 mm D.I. 5486 mm T-T	FA-603	1372 mm D.I. 3810 mm T-T
ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA DESTANIZADORA	FA-610	914 mm D.I. 2438 mm T-T	FA-602	610 mm D.I. 2438 mm T-T

Tabla comparativa de consumo de vapor de baja presión

PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
<u>CONSUMO (kg/h)</u>			
<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
4283	4712	4362	4798

Tabla comparativa de consumo de agua de enfriamiento

PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
<u>CONSUMO (kg/h)</u>			
<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
226.3	248.9	196.41	216.05

Tabla comparativa de consumo de energía eléctrica

PLANTA EXISTENTE		PROPUESTA	
<u>POTENCIA (HP)</u>			
<u>OPERACIÓN</u>	<u>INSTALADOS</u>	<u>OPERACIÓN</u>	<u>INSTALADOS</u>
38.5	84	34.1	91.1

BIBLIOGRAFÍA

1. Barrow M.H., Rase H.F. (1984). *Ingeniería de Proyecto para Plantas de Proceso*. México: Compañía Editorial Continental.
2. Gary J.H., Handwerk G.E. (2001). *Petroleum Refining: Technology and Economics* (4ª ed.). E.U.A.: Marcel Dekker.
3. Henley E.J., Seader J.D. (2000). *Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química*. México: Editorial Reverté.
4. Iglesias O.A., Paniagua C.N. (2010). *Elementos de Diseño Óptimo: Estructuración de Trenes de Columnas de Destilación*. Argentina: Universidad Nacional de La Plata. Recuperado el 5 de septiembre de 2012 de <http://www.ing.unlp.edu.ar/catedras/index.php>
5. Ludwig E. E. (1999). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* (3a ed.). E.U.A.: Gulf Professional Publishing.
6. Modi A.K., Westerberg A.W. (1992). Distillation Column Sequencing Using Marginal Price. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 31, 839-848.
7. Momoh S.O., Porter K.E. (1991). Finding the optimum sequence of distillation columns — an equation to replace the “rules of thumb” (heuristics). *The Chemical Engineering Journal*, 46, 97–108.
8. Perry R.H. (1994). *Manual del Ingeniero Químico* (6ª ed.). México: Mc Graw-Hill.
9. Svrcek W.Y., Monnery W.O. (1993). Design Two-Phase Separators Within the Right Limits. *Chemical Engineering Progress*, 53-60.
10. Thompson R. W., King C. J. (1972). Systematic Synthesis of Separation Schemes. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 18, 941-948.
11. Treybal E. R. (1980). *Operaciones de Transferencia de Masa* (2ª ed.). México: Mc Graw-Hill.