

UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

"ANALISIS TECNICO-ECONOMICO PARA LA
OPTIMIZACION DE LA SECCION DE
ESTABILIZACION DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE DIESEL EN
TULA, HGO."

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE :
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
DOMINGO ARTURO PEÑA GONZALEZ

MEXICO, D.F.

1996

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

31
2y



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
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

JEFATURA DE LA CARRERA DE
INGENIERIA QUIMICA

OF/IQ/JU/082/007/96

C. DOMINGO ARTURO PEÑA GONZALEZ
P R E S E N T E.

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

PRESIDENTE: ING. RAUL RAMON MORA HERNANDEZ
VOCAL: ING. GERARDO LEMUS MORALES
SECRETARIO: ING. MIGUEL ANGEL VARELA CEDILLO
SUPLENTE: ING. MARTHA FLORES BECERRIL
SUPLENTE: ING. JOSE ANTONIO ZAMORA PLATA

A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

México, D.F., 6 de mayo de 1996


ING. JOSE BENJAMIN RANGEL GRANADOS
JEFE DE LA CARRERA

<Irm



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

DIRECTOR DE LA FACULTAD DE
ESTUDIOS SUPERIORES *ZARAGOZA*
P R E S E N T E.

Distinguido señor Director:

Con respecto a la Tesis Profesional preparada por el alumno:

DOMINGO ARTURO PEÑA GONZALEZ.

denominada: ANALISIS TECNICO-ECONOMICO PARA LA OPTIMIZACION
DE LA SECCION DE ESTABILIZACION DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE DIESEL EN TULA, HGO.

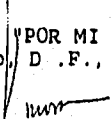
me permito comunicarle que después de haberla revisado, he decidido otorgarle mi VOTO DE ACEPTACION, en vista de que reúne los requisitos establecidos por la Legislación Universitaria.

Del mismo modo, me doy por enterado de haber sido incluido en el jurado del examen profesional que sustentará el mencionado alumno.

Aprovecho la ocasión para reiterarle a usted las seguridades de mi atenta y distinguida consideración.

A T E N T A M E N T E

México, D.F., 11 de Junio de 1996


ING. RAUL RAMON MORA HERNANDEZ.
PRESIDENTE



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

DIRECTOR DE LA FACULTAD DE
ESTUDIOS SUPERIORES *ZARAGOZA*
P R E S E N T E.

Distinguido señor Director:

Con respecto a la Tesis Profesional preparada por el alumno:

DOMINGO ARTURO PEÑA GONZALEZ.

denominada: ANALISIS TECNICO-ECONOMICO PARA LA OPTIMIZACION
DE LA SECCION DE ESTABILIZACION DE LA PLANTA

HIDRODESULFURADORA DE DIESEL EN TULA, HGO.

me permito comunicarle que después de haberla revisado, he
decidido otorgarle mi VOTO DE ACEPTACION, en vista de que
reune los requisitos establecidos por la Legislación
Universitaria.

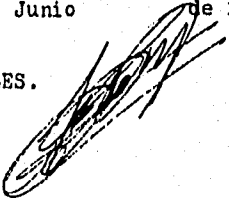
Del mismo modo, me doy por enterado de haber sido incluido
en el jurado del examen profesional que sustentará el
mencionado alumno.

Aprovecho la ocasión para reiterarle a usted las seguridades
de mi atenta y distinguida consideración.

A T E N T A M E N T E

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D.F., 11 de Junio de 1996

ING. GERARDO LEMUS MORALES.
VOCAL





UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

DIRECTOR DE LA FACULTAD DE
ESTUDIOS SUPERIORES *ZARAGOZA*
P R E S E N T E.

Distinguido señor Director:

Con respecto a la Tesis Profesional preparada por el alumno:

DOMINGO ARTURO PEÑA GONZALEZ.

denominada: ANALISIS TECNICO-ECONOMICO PARA LA OPTIMIZACION
DE LA SECCION DE ESTABILIZACION DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE DIESEL EN TULA, HGO.

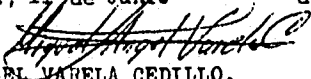
me permito comunicarle que después de haberla revisado, he decidido otorgarle mi VOTO DE ACEPTACION, en vista de que reúne los requisitos establecidos por la Legislación Universitaria.

Del mismo modo, me doy por enterado de haber sido incluido en el jurado del examen profesional que sustentará el mencionado alumno.

Aprovecho la ocasión para reiterarle a usted las seguridades de mi atenta y distinguida consideración.

A T E N T A M E N T E

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D .F., 11 de Junio de 19 96


ING. MIGUEL ANGEL VARELA CEDILLO.
SECRETARIO



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

DIRECTOR DE LA FACULTAD DE
ESTUDIOS SUPERIORES *ZARAGOZA*
P R E S E N T E.

Distinguido señor Director:

Con respecto a la Tesis Profesional preparada por el alumno:

DOMINGO ARTURO PEÑA GONZALEZ.

denominada: ANALISIS TECNICO-ECONOMICO PARA LA OPTIMIZACION
DE LA SECCION DE ESTABILIZACION DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE DIESEL EN TULA, HGO.

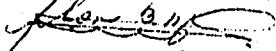
me permito comunicarle que después de haberla revisado, he decidido otorgarle mi VOTO DE ACEPTACION, en vista de que reúne los requisitos establecidos por la Legislación Universitaria.

Del mismo modo, me doy por enterado de haber sido incluido en el jurado del examen profesional que sustentará el mencionado alumno.

Aprovecho la ocasión para reiterarle a usted las seguridades de mi atenta y distinguida consideración.

A T E N T A M E N T E

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D.F., 11 de Junio de 1996


ING. MARTHA FLORES BECERRIL.

SUPLENTE



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

DIRECTOR DE LA FACULTAD DE
ESTUDIOS SUPERIORES *ZARAGOZA*
P R E S E N T E.

Distinguido señor Director:

Con respecto a la Tesis Profesional preparada por el alumno:

DOMINGO ARTURO PEÑA GONZALEZ.

denominada ANALISIS TECNICO-ECONOMICO PARA LA OPTIMIZACION
DE LA SECCION DE ESTABILIZACION DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE DIESEL EN TULA, HGO.


me permito comunicarle que después de haberla revisado, he
decidido otorgarle mi VOTO DE ACEPTACION, en vista de que
reune los requisitos establecidos por la Legislación
Universitaria.

Del mismo modo, me doy por enterado de haber sido incluido
en el jurado del examen profesional que sustentará el
mencionado alumno.

Aprovecho la ocasión para reiterarle a usted las seguridades
de mi atenta y distinguida consideración.

A T E N T A M E N T E

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D. F., 11 de Junio de 1996


ING. JOSE ANTONIO ZAMORA PLATA.
SUPLENTE

AGRADECIMIENTOS.

A Dios : Por permitirme concluir un logro más en la vida, y darme la paciencia y constancia para llevarlo a cabo.

A mis Padres: Por creer en mí, apoyarme y alentarme para terminar este trabajo.

A mis Amigos más cercanos: Por su apoyo y su ayuda incondicional para complementar este trabajo. Y por su estímulo para seguir adelante.

Al Depto. de Diseño de Proceso (I.M.P.) : Por su valiosa colaboración para el desarrollo de este trabajo.

En general: A todas aquellas personas que me dieron ánimo y entusiasmo para seguir adelante y concluir con una meta más.

A todos, gracias sinceramente.

D. Arturo Peña González.

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO PARA LA OPTIMIZACIÓN
DE LA SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE DIESEL EN TULA, HGO.**

ÍNDICE.

"RESUMEN."

"INTRODUCCIÓN."

CAPITULO 1 "GENERALIDADES."

1.1 Finalidad del Proceso de Hidrodesulfuración.

1.2 Variables de Operación y Control de Proceso.

CAPITULO 2 "DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL."

2.1 Sección de Reacción.

2.2 Sección de Estabilización.

CAPITULO 3 "ESQUEMA DE PROCESO PROPUESTO."

3.1 Descripción del Proceso.

3.1.1 Sección de Estabilización.

3.2 Balance de Materia y Energía.

3.3 Diseño y Especificación de Equipo de Proceso.

**CAPITULO 4 "EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DEL ESQUEMA DE
PROCESO PROPUESTO."**

4.1 Evaluación Técnica.

4.2 Evaluación de Servicios Auxiliares.

4.3 Evaluación de costos.

4.3.1 Costo de Equipo.

4.3.2 Costo de Servicios Auxiliares.

4.4 Economía del Proyecto.

"CONCLUSIONES."

APÉNDICE

BIBLIOGRAFÍA

RESUMEN.

En el presente trabajo se muestra un análisis técnico-económico para optimizar la sección de estabilización de una planta hidrosulfuradora de diesel. El cual consiste en la eliminación de la Torre Agotadora DA-802, el Acumulador FA-805 y el Condensador EA-803 AB principalmente; así como el consumo de Vapor de Agotamiento que se da en dicha Torre.

Todo esto para obtener un mejor rendimiento del proceso y reducir costos de operación.

El análisis técnico muestra que sí se puede eliminar los equipos mencionados, aunque se tenga que instalar equipo nuevo, modificar equipo ya existente y variar condiciones de operación, para que el caso propuesto opere satisfactoriamente sin los equipos antes mencionados.

Por otro lado el análisis económico muestra que es bastante rentable llevar a cabo este proyecto, aunque se tenga que hacer una fuerte inversión, ya que se tiene una rentabilidad del 64.47% y un periodo de recuperación del capital invertido de un año y ocho meses.

Por todo esto se llega a la conclusión de que el proyecto se puede llevar a cabo.

INTRODUCCIÓN.

INTRODUCCIÓN.

Generalmente durante la refinación del petróleo y sus derivados, este se somete a procesos de endulzamiento, fraccionamiento, hidrodesulfuración etc.

En el petróleo y sus fracciones, el azufre se encuentra presente en forma de muy variados compuestos.

El proceso de hidrodesulfuración es uno de los más importantes y de mayor uso dentro de esta industria, ya que se aplica principalmente para la eliminación de compuestos de azufre.

El azufre orgánico representa seguramente el componente menos deseable, debido al incremento en la dificultad y en el costo del proceso, a la corrosión que produce en los equipos y a la baja calidad de los productos obtenidos.

Estos productos son generalmente combustibles como: Turbosinas, Naftas, Mezclas de Gasóleos, Gas Natural, Residuos y Diesel; que al ser quemados ocasionan problemas muy severos de contaminación ambiental con óxidos de azufre. Este problema es crítico en la actualidad ya que en estos tiempos el medio ambiente esta muy contaminado, y principalmente por esto se requiere la eliminación del azufre y sus compuestos del petróleo y sus fracciones.

El proceso conocido como hidrodesulfuración catalítica, en la industria de la refinación del petróleo, permite eliminar el azufre y sus compuestos por medio de reacciones químicas, con la ayuda de un catalizador, dando origen a compuestos saturados y ácido sulfhídrico que se desprende.

En el presente trabajo se presenta un análisis técnico-económico para el proceso de hidrodesulfuración de Diesel; pensando en una posible optimización, basado en los datos y condiciones de operación de la Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios en Tula, Hgo. Con una capacidad de procesamiento de 25000 BPD.

La tarea principal consistió en realizar un análisis en la sección de estabilización; para verificar si eliminando la Torre Agotadora y el servicio de vapor de agotamiento principalmente se puede lograr una mejora económica y/o tecnológica del proceso. El análisis puede aplicarse a cualquier planta Hidrodesulfuradora de destilados intermedios.

Es importante señalar que surgió la necesidad de cambiar algunos equipos, que no podían operar bajo las condiciones del caso propuesto, por unidades nuevas. Esta inversión fue evaluada junto con los requerimientos de servicios auxiliares y diferencia en la cantidad de producto entre ambos casos, para estimar la rentabilidad y el tiempo de recuperación de la inversión para el caso propuesto y poder decidir si es conveniente llevar a cabo el proyecto.

CAPÍTULO 1.

GENERALIDADES.

1.1 FINALIDAD DEL PROCESO DE HIDRODESULFURACIÓN.

El proceso de hidrodesulfuración se practica extensivamente en la refinación comercial del petróleo con el objeto de eliminar compuestos de azufre, cloro, nitrógeno, y algunos compuestos metálicos, así como la saturación de olefinas de cortes obtenidos de la destilación del petróleo crudo; como pueden ser gasolinas combustibles, turbosinas, lubricantes y LPG.

La hidrodesulfuración es uno de los procesos petroleros más versátiles, con gran flexibilidad de operación con respecto a cargas de alimentación, así como de productos; las cargas de alimentación van desde nafta ligera hasta residuos, y existe una amplia gama de productos que se pueden obtener con este procedimiento. Esta flexibilidad de operación se puede atribuir al desarrollo de familias específicas de catalizadores y al diseño de esquemas de proceso que les permite operar eficientemente.

El proceso de hidrodesulfuración se lleva a cabo con el propósito de aumentar la calidad de los productos a tratar (hidrocarburos), haciéndolos reaccionar con hidrógeno en presencia de un catalizador; esto produce la remoción de compuestos de azufre, compuestos olefínicos y la saturación de anillos aromáticos. Este tratamiento se aplica a gasolinas, naftas, querosina, diesel, turbosina, etc. El proceso tiene además la importancia de que al remover el azufre de productos que se queman se reduce y controla la contaminación por SO.

La base de los catalizadores, para este tratamiento generalmente es molibdato de aluminio y níquel, o cobalto y combinaciones de tungsteno, níquel y aluminio; en

ambos casos son preparados en forma de óxidos y posteriormente presulfurados para darles la actividad apropiada.

La operación se lleva a cabo sobre un lecho fijo de catalizador dentro de un reactor adiabático. Las condiciones de proceso están generalmente dentro de los rangos siguientes: temperatura, 300-400 °C; presión, 30-40 atm; LHSV, 1-5 Hr⁻¹ y hasta 10 moles de hidrógeno circulado por cada mol de hidrocarburo, dependiendo del rango en punto de ebullición de la carga y las condiciones de operación, la carga al reactor podrá estar en fase vapor, mezcla líquido vapor o fase líquida, dependiendo del TBP (True Boiling Point) y API (Gravedad API) de la misma.

Para un tratamiento severo en la hidrodesulfuración se utiliza la recirculación de hidrógeno, cuando no es necesario un tratamiento severo y exista disponibilidad de hidrógeno se puede optar por el sistema de un solo paso de suministro de hidrógeno.

1.2 VARIABLES DE OPERACIÓN Y CONTROL DE PROCESO.

1.2.1 SECCIÓN DE REACCIÓN.

El buen funcionamiento de la planta dependerá básicamente de una selección adecuada de las condiciones de operación en el reactor. Las variables de operación más importantes del reactor son: temperatura, presión, relación de recirculación H₂/HC, consumo de hidrógeno por barril de carga, y relación de espacio velocidad en el reactor. A continuación se describe la importancia de cada una de estas variables, así como sus rangos de operación más frecuentes.

Temperatura.- La importancia de la temperatura se da en las reacciones que tienen lugar, en las cuales se efectúa la descomposición de los compuestos contaminantes, como son los compuestos que contienen azufre, oxígeno, nitrógeno; y la saturación de las olefinas.

Las reacciones que tienen lugar en los procesos de hidrodesulfuración son generalmente exotérmicas. Sin embargo, únicamente la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos de nitrógeno liberan una gran cantidad de calor.

Todas las reacciones que se dan en el proceso consumen hidrógeno y éste está en función de la concentración de los compuestos olefinicos y de azufre en la carga de alimentación.

La temperatura a la que se procesa la carga en el reactor afecta especialmente el desarrollo de las reacciones. Sin embargo, el efecto es ligeramente diferente para cada reacción, por ejemplo, algunos compuestos de azufre se descomponen a temperaturas del orden de 260°C

El grado y la rapidez de la hidrodesulfuración se incrementa marcadamente cuando aumenta la temperatura; así por ejemplo, a 343°C la velocidad de reacción es sumamente rápida, manteniéndose este incremento hasta la temperatura de 371°C, por encima de la cual tiende a estabilizarse.

La saturación de olefinas se comporta de manera semejante a la reacción de hidrodesulfuración con respecto a la temperatura, con la excepción de que el incremento de la velocidad de reacción se mantiene a mayores temperaturas; y a

427°C se obtienen aparentes condiciones de equilibrio en las cuales se limita el grado de saturación.

La descomposición de compuestos de nitrógeno y oxígeno requieren temperaturas un poco mayores a las correspondientes a la desulfuración y saturación de olefinas.

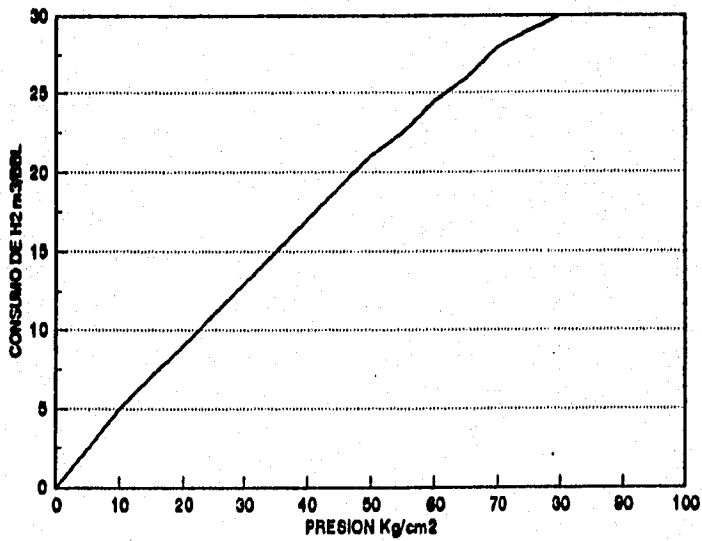
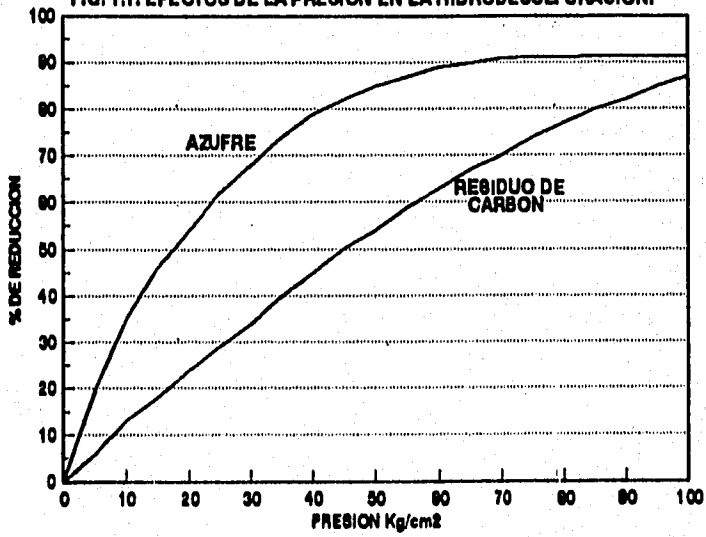
Las reacciones que remueven los metales dependen de la temperatura en menor grado. Abajo de 316°C la remoción de los metales es completa.

La temperatura se fija en base a las reacciones involucradas y rendimientos deseados, y debe estar dentro de un rango de 326°C a 475°C, dependiendo de la carga a tratar. Se recomienda que la temperatura de salida no exceda los 400°C para evitar el hidrocracking y el consecuente depósito de carbón en el catalizador.

Presión.- Cuando se varía la presión en el reactor, y las demás variables permanecen constantes, el rendimiento de la reacción tiene cambios significativos. Las variaciones normales en la presión o flujo de hidrógeno en el reactor no ocasiona cambios notables en el rendimiento. Generalmente se obtienen mayores rendimientos si se eleva la presión en el reactor sin exceder el punto de rocío de la carga vaporizada.

En la figura 1.1 se muestran los efectos de la presión en la desulfuración, reducción de carbón residual y consumo de hidrógeno en la hidrogenación de gasóleos pesados.

FIG. 1.1. EFECTOS DE LA PRESION EN LA HIDRODESULFURACION.



Flujo.- Normalmente el flujo que se controla es el de hidrógeno, que se consume en el proceso por las reacciones de hidrodesulfuración, así como tener el control en el manejo del compresor dentro de los límites de su capacidad.

Consumo de Hidrógeno.- El consumo de hidrógeno depende del tipo de carga, del contenido de azufre que contenga, de que se efectúe o no un mayor número de reacciones laterales y de las especificaciones deseadas para el producto; sin embargo a medida que la carga es más pesada aumenta el consumo de hidrógeno. Aunque las condiciones de operación y el valor de la relación hidrógeno/hidrocarburos serán finalmente determinados por el tipo de catalizador, tipo de carga y composición de la misma.

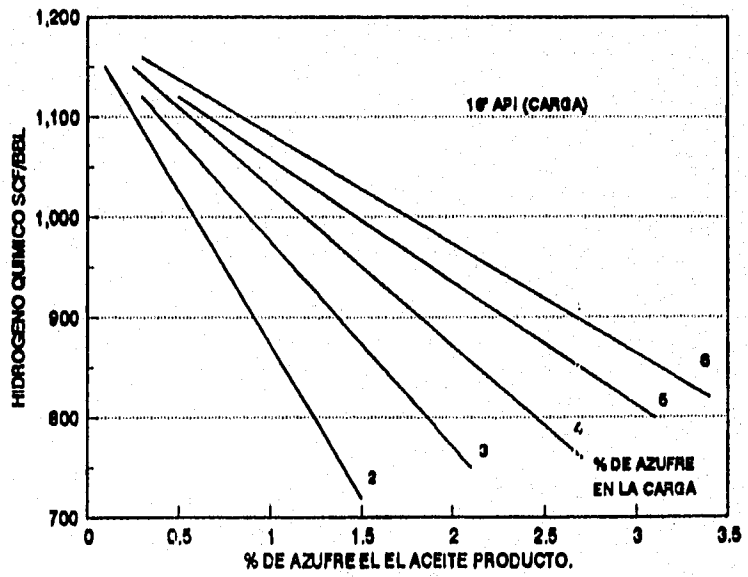
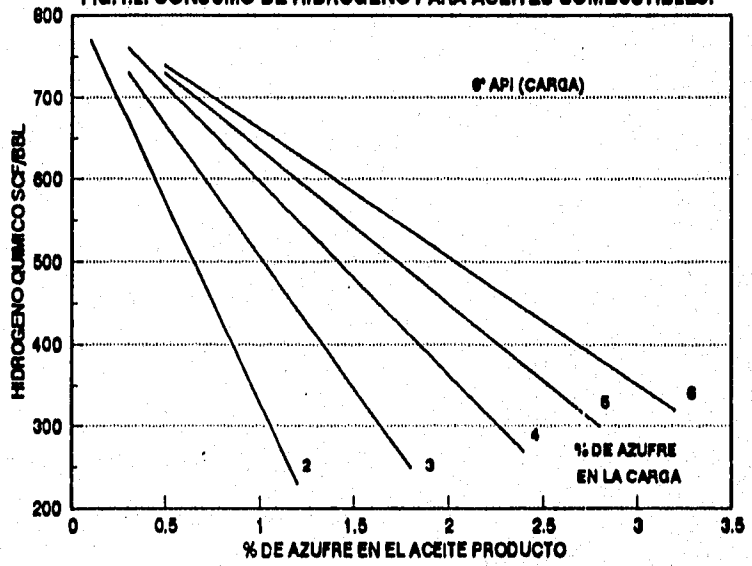
La figura 1.2 muestra el consumo de hidrógeno con respecto al % de azufre en los aceites combustibles, cuando se presentan diferentes cargas con un API determinado y a diferentes concentraciones de azufre.

Relación Espacio Velocidad.- El término LHSV (Liquid Hourly Space Velocity) indica los pies cúbicos de carga por hora por cada pie cúbico del catalizador en el reactor y es un índice de la severidad de operación:

$$\text{LHSV} = \frac{\text{pies cúbicos de carga/Hr}}{\text{pies cúbicos de catalizador}}$$

Mientras más pequeña sea la relación, mayor será la severidad, y mientras menor sea el espacio velocidad el grado de reacción se incrementará. El valor que se ha concentrado para una buena hidrodesulfuración se encuentra dentro del rango de 2.5 a 6 Hr⁻¹, dependiendo del tipo de carga.

FIG.1.2. CONSUMO DE HIDROGENO PARA ACEITES COMBUSTIBLES.



Catalizador.- La composición y estructura del catalizador tiene gran importancia en el proceso de hidrodesulfuración. Los catalizadores de níquel y platino, que son muy activos para reacciones de hidrogenación, son fácilmente envenenados por los compuestos de azufre, lo que hace que baje su rendimiento para las reacciones combinadas de hidrodesulfuración; por lo que se requiere el uso de un catalizador resistente al proceso dual hidrogenación-desulfuración. Los catalizadores que cumplen aceptablemente con estas características son:

- Sulfuro de W-Mo-Ni
- Sulfuro de Ni-W
- Sulfuro de W
- Sulfuro de Ni-Mo
- Óxido de Co-Mo
- Disulfuro de Mo

Los catalizadores de Co-Mo sobre alúmina son los de mayor uso comercial. También se emplea el de Ni-Mo en una relación de 0.25, 0.67:1 y un contenido de metal de 5% peso.

Comúnmente si se quiere solamente hidrodesulfurar se recomienda catalizadores a base de Cobalto-Molibdeno; y si además se desea desnitrogenar se recomienda catalizadores a base de Níquel-Molibdeno.

La vida de los catalizadores depende del tipo de carga que se procesa. En la tabla 1.1 se presentan las vidas típicas para los catalizadores de hidrodesulfuración según las cargas empleadas, y en la tabla 1.2 se dan las características de un catalizador de hidrodesulfuración.

TABLA 1.1. VIDAS TÍPICAS DE CATALIZADORES.

CARGA	BARRILES POR LIBRA DE CATALIZADOR
NAFTA	500-1000
DESTILADOS INTERMEDIOS	400-600
LUBRICANTES	300-400
GASÓLEOS PESADOS DE VACÍO	< 100

TABLA 1.2. PROPIEDADES DE UN CATALIZADOR DE HIDRODESULFURACIÓN.

ÁREA ESPECÍFICA m ² /g	200
VOLUMEN DE PORO TOTAL cc/g	0.9
VOLUMEN EFECTIVO DE PORO cc/g	0.6
DIÁMETRO DE PORO PROMEDIO °A	110
DENSIDAD APARENTE (ABD) g/cc	----
SUELTA	0.617
COMPACTA	0.652
RESISTENCIA A LA FRACTURA Kg	4.5
METALES %peso	----
MOLIBDENO	9.30
NÍQUEL	3.45
COBALTO	0.08

El catalizador utilizado para hidrodeshulfuración deberá cumplir con una doble función:

- El crackeo de hidrocarburos de alto peso molecular
- La hidrogenación de compuestos insaturados formados durante el proceso de crackeo o ya existentes en la alimentación.

También la porosidad es un parámetro de gran importancia para evaluar los catalizadores. Si la velocidad intrínseca de la reacción es alta comparada con la difusión de los reactivos hacia los sitios "activos" internos del catalizador, entonces éste no se está utilizando efectivamente. En tales casos la velocidad de reacción así como la selectividad serán ambas función del tamaño de la partícula.

Cuando se procesan cargas de hidrocarburos pesados se deben utilizar catalizadores con poros de mayor diámetro y volumen. Aumentando la porosidad del catalizador se pueden aligerar los problemas por difusión.

Desactivación del catalizador por depósitos de carbón.- La formación de carbón durante el hidrocracking depende de la temperatura, presión, espacio velocidad y volumen de carga. La acumulación de carbón sobre la superficie del catalizador es rápida en un principio; pero disminuye una vez que se deposita una cantidad de equilibrio, como se muestra en la figura 1.3.

El depósito de carbón varía con las condiciones de proceso, conforme se va acumulando carbón sobre la superficie del catalizador la conversión disminuye, como se indica en la figura 1.4.

El depósito de carbón sobre el catalizador aumenta con la temperatura pero disminuye con la presión del hidrógeno. Ver figuras 1.5 y 1.6.

FIG. 1.3. EFECTO DE LA ALIMENTACION EN LA DEPOSICION DE CARBON

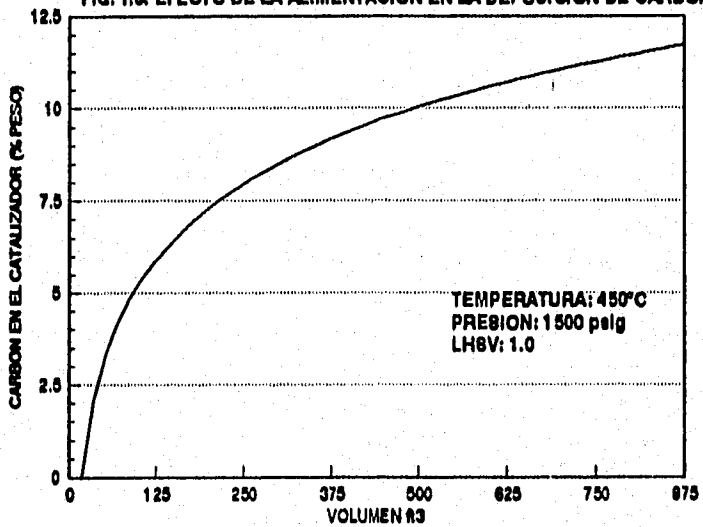


FIG. 1.4. EFECTO DEL CATALIZADOR EN LA CONVERSION

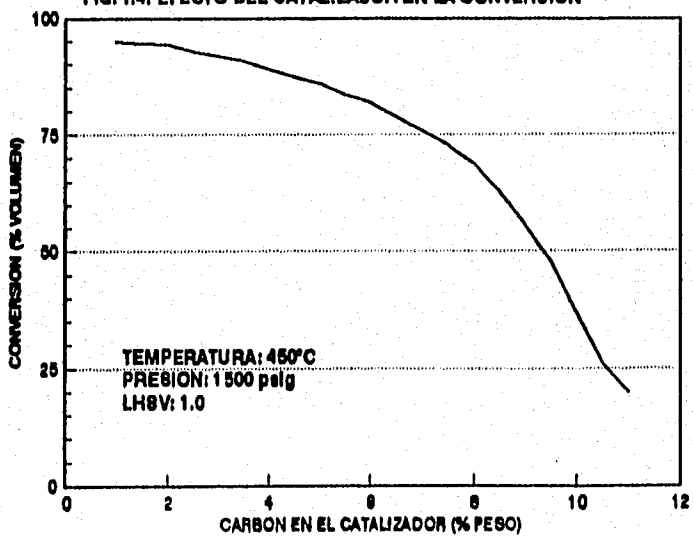


FIG. 1.5. EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LA DEPOSICION DE CARBON

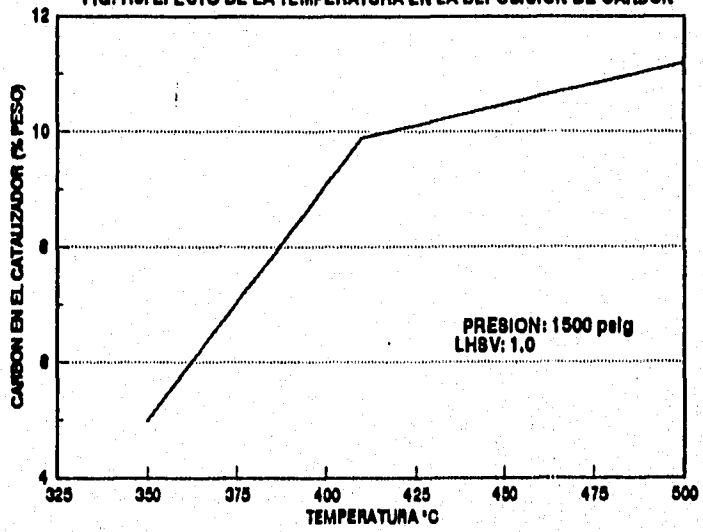
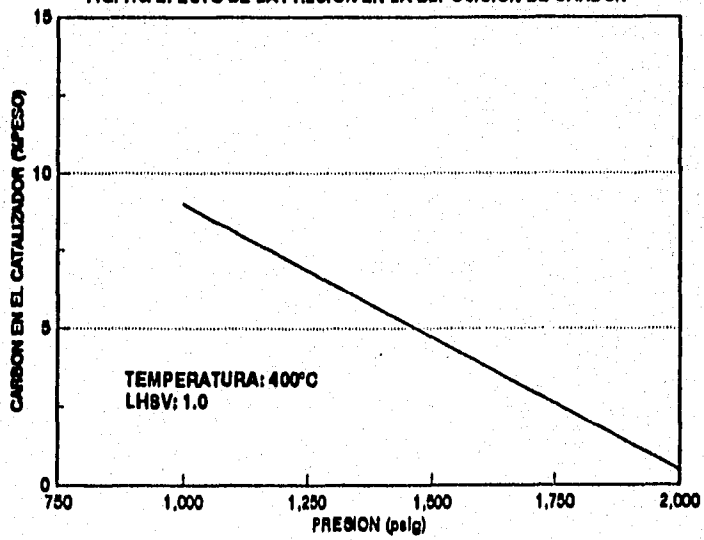


FIG. 1.6. EFECTO DE LA PRESION EN LA DEPOSICION DE CARBON



Los datos de conversión obtenidos sobre el catalizador con un depósito de carbón en equilibrio, se indican en las figuras 1.7 y 1.8.

Los datos se evalúan con una ecuación de reacción de primer orden.

$$\ln \frac{(1)}{(1-x)} = \frac{k}{LHSV}$$

Donde: x= fracción peso (conversión).

k= Cte. de velocidad de reacción de 1^{er} orden.

Las gráficas de esta ecuación se muestran en las figuras 1.9 y 1.10, las cuales indican que el orden de la reacción es 1 con respecto a la concentración a presión constante.

1.2.2 SECCIÓN DE AGOTAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO.

La finalidad de esta sección es efectuar la separación de los componentes ligeros de los pesados, lo cual se logra mediante torres agotadoras y fraccionadoras.

Las condiciones de operación de las torres se ven influenciadas por el tipo de carga manejada en el proceso. En el caso de torres agotadoras, si la carga de alimentación llega a la torre con muchos ligeros, estos se pueden eliminar con vapor de agotamiento inyectado en la torre.

Las variables típicas a controlar y condiciones de operación en esta sección son:

Presión.- Está fijada en la operación de la torre agotadora de acuerdo a la cantidad de ligeros que se quieran arrastrar con el vapor de agotamiento y es controlada con un desfogue en el tanque acumulador de la torre.

En las torres fraccionadoras la presión se fija según el grado de fraccionamiento deseado y a la calidad de la carga alimentada. Normalmente se establece dentro de un rango de 1 a 2 Kg/cm².

Temperatura.- La temperatura de las torres que intervienen en el proceso, dentro de la sección de estabilización, se fija de acuerdo a las necesidades de servicio de la torre y de los requerimientos de fraccionamiento (producto obtenido), generalmente dentro de un rango de 93 a 121°C. Así por ejemplo, en la torre de Agotamiento se requiere eliminar ácido sulfhídrico, C1, y C2 por el domo de la torre. Mientras que en la torre Fraccionadora se requiere eliminar C3 y C4 por el domo y obtener Diesel producto en el fondo de la torre.

FIG. 1.7. EFECTO DEL ESPACIO VELOCIDAD EN LA CONVERSION

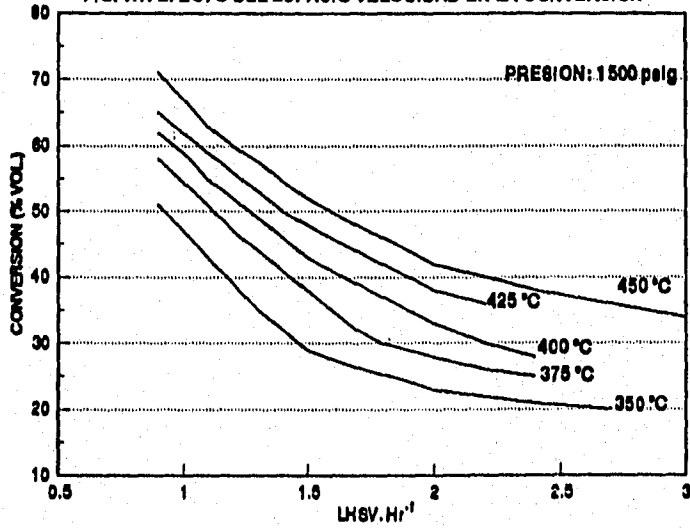


FIG. 1.8. EFECTO DE LA PRESION EN LA CONVERSION

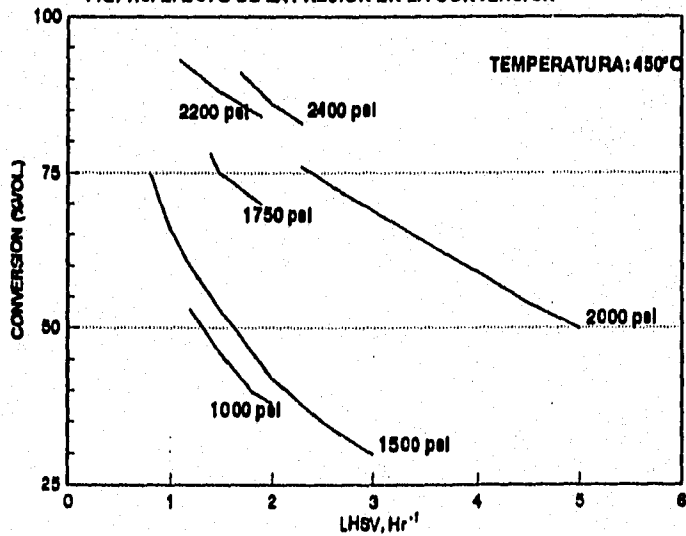


FIG. 1.9. ECUACION DE CINETICA DE REACCION EN HIDRODESULFURACION

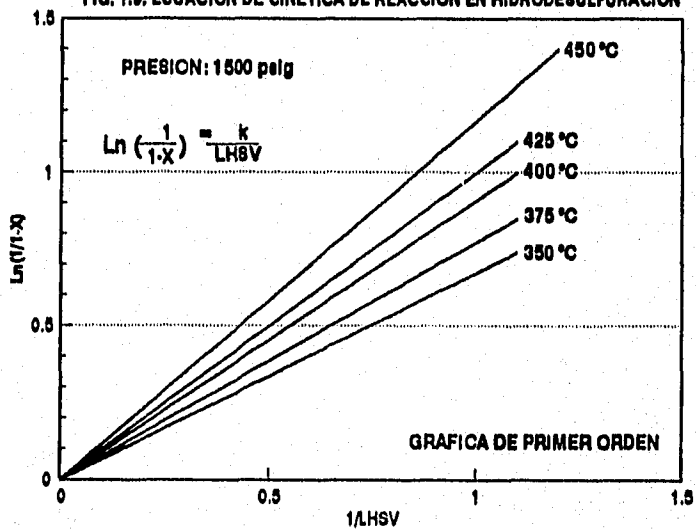
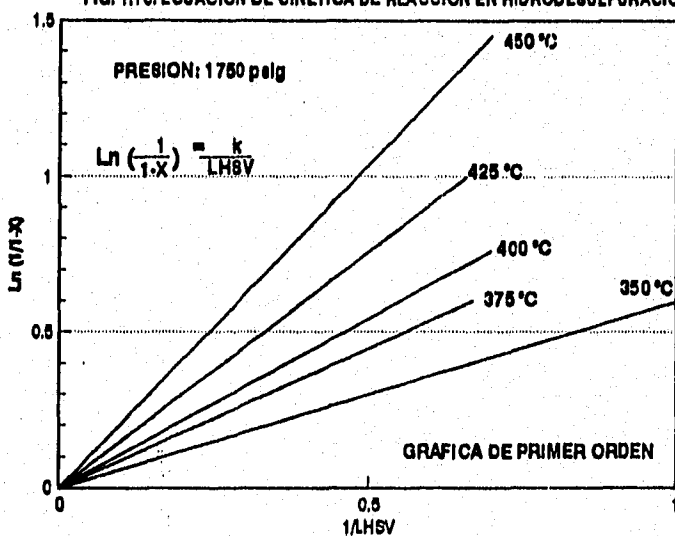


FIG. 1.10. ECUACION DE CINETICA DE REACCION EN HIDRODESULFURACION



CAPÍTULO 2.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL.

En general el proceso de hidrodesulfuración consiste en la hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre y olefinas que están presentes en la alimentación, para lo cual se utiliza una corriente rica en hidrógeno.

Para la facilidad en la descripción del proceso de hidrodesulfuración se divide en dos secciones principales:

a) Sección de reacción

b) Sección de estabilización

2.1 SECCIÓN DE REACCIÓN.

La corriente de alimentación Diesel, procedente de L.B., se recibe en el Tanque de Carga FA-801, pasando previamente por el Filtro de Carga FG-801/R. Con la Bomba de Alimentación al Reactor GA-801/R se envía la corriente hacia los Precalentadores de Carga al Reactor EA-801 A-H, mezclando previamente con hidrógeno de las corrientes provenientes del Compresor de Recirculación GB-801, y de hidrógeno de reposición de la planta reformadora.

En dichos equipos se precalienta la carga hasta 359°C al intercambiar calor con el efluente del Reactor de Hidrodesulfuración DC-801. Esta mezcla a esas condiciones se hace pasar por el Calentador de Carga al Reactor BA-801, con el objeto de alcanzar la temperatura que se requiere para que se efectúe la reacción en el Reactor catalítico de lecho fijo DC-801. La temperatura que se requiere es de 403°C.

La mezcla parcialmente vaporizada entra al reactor con la finalidad de que se efectúen las reacciones correspondientes de hidrogenación. La presión a la cual opera el reactor es de 57.9 Kg/cm². La reacción es exotérmica y la elevación de la temperatura es de 13°C.

El efluente del reactor se enfría parcialmente al intercambiar calor con la carga en el Precalentador de Carga al Reactor EA-801 A-H. A la corriente que sale del Precalentador se le inyecta una corriente intermitente de agua de lavado (4.2 LV/BBL), con el propósito de eliminar las incrustaciones de sales de amonio que pudieran depositarse en el Enfriador del Efluente del Reactor EA-801 A-B. En dicho equipo la corriente se enfría hasta una temperatura de 49°C para pasar al Tanque Separador de Alta Presión FA-804, en el cual se efectúa la separación de la fase gaseosa de la fase líquida que se formó en la condensación.

Los gases se envían al Tanque de Succión del Compresor FA-802 con el objeto de eliminar las partículas de líquido que pudieran haber sido arrastradas en la corriente. Posteriormente esta corriente formada por hidrógeno al 60% se recircula por medio del Compresor GB-801 y se une con el hidrógeno de reposición proveniente de la planta Reformadora; mezclándose con la corriente de alimentación en la proporción necesaria para mantener la relación de recirculación requerida, 56.7 m³ H₂ por barril. El excedente de los gases se envía a planta de tratamiento de gases como corriente de gas amargo.

El agua de lavado que se le inyectó a la carga se elimina en la planta del Tanque Separador de Alta Presión FA-804 y el líquido formado de hidrocarburos se envía como alimentación a la sección de estabilización. En la figura 2.1 se muestra un diagrama típico de la sección de reacción de una planta Hidrodesulfuradora.

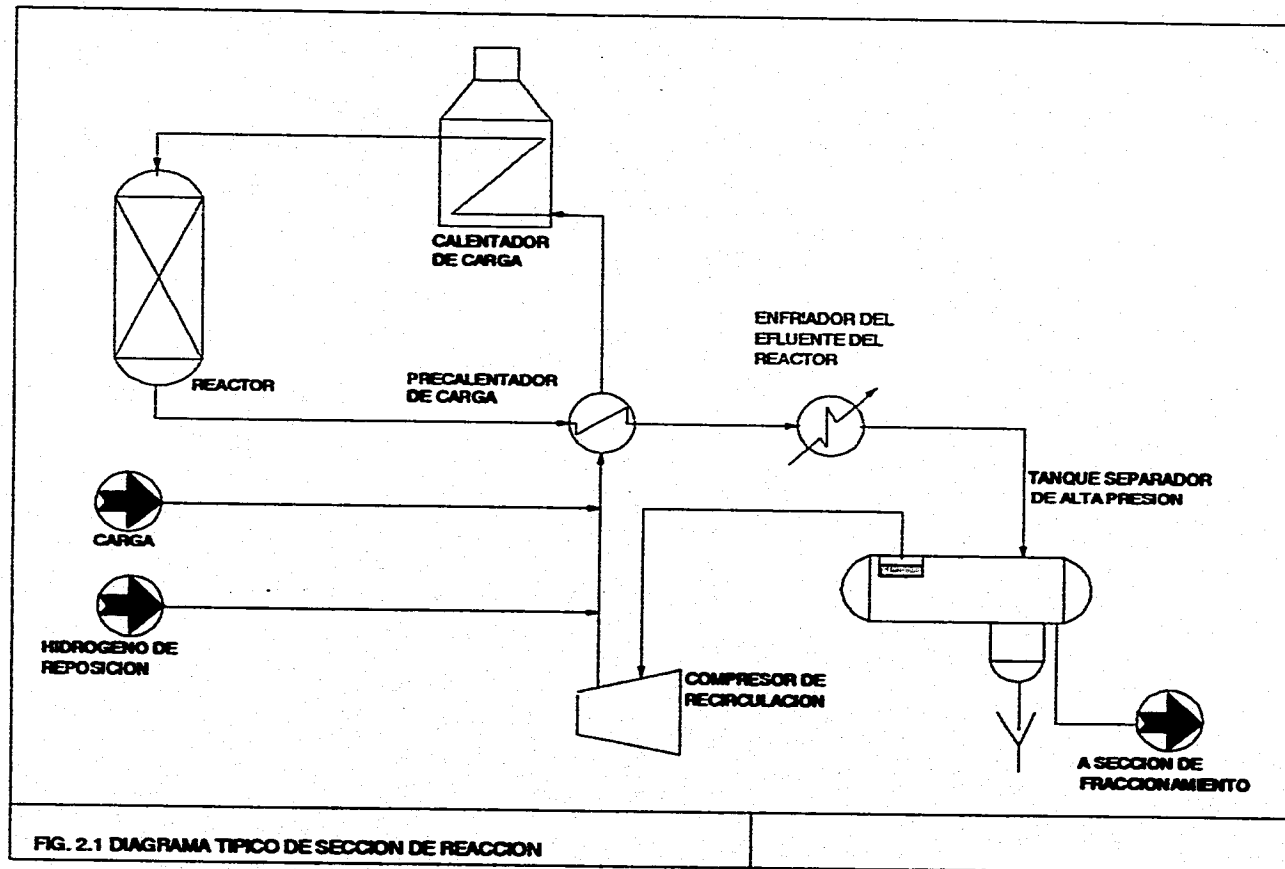


FIG. 2.1 DIAGRAMA TIPICO DE SECCION DE REACCION

2.2 SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN.

Esta sección del proceso tiene como finalidad eliminar los gases incondensables y los hidrocarburos ligeros mediante el uso de vapor de agotamiento y, mediante un fraccionamiento adicional obtener Diesel Nacional, así como una corriente de gasolina amarga.

La corriente líquida proveniente del Tanque Separador de Alta Presión FA-804 a 49°C, se precalienta al intercambiar calor con los fondos de la Torre Fraccionadora en el Precalentador de Carga a la Torre Agotadora EA-806 A-D, hasta aproximadamente 164°C; una vez que se ha precalentado, la corriente se envía como carga a la Torre Agotadora DA-802.

Las condiciones de operación en los domos de la Torre Agotadora son de 6.5 Kg/cm² man. y 163°C. Esta torre tiene como finalidad separar los gases incondensables, ácido sulfhídrico principalmente, e hidrocarburos ligeros de los hidrocarburos pesados mediante agotamiento con vapor de media presión (17.6 Kg/cm² y 310°C).

Una vez que se efectuó la separación, los hidrocarburos ligeros, gases incondensables y vapor de agua salen por el domo y se condensan parcialmente al pasar através del Condensador de la Torre Agotadora EA-803 A-B. Previamente a esta condensación parcial, se inyecta una corriente de inhibidor de corrosión para proteger a los equipos de los compuestos de azufre en presencia de vapor de agua.

La separación se realiza en el Acumulador de la Torre Agotadora FA-805. La fase gaseosa formada por gas amargo, previamente enfriado por el Enfriador de Gas Amargo EA-808 hasta 38°C, se envía a la planta de tratamiento de gases.

El condensado separado en el Acumulador de la Torre Agotadora FA-805, está constituido por agua e hidrocarburos; el agua se elimina por la pierna del acumulador y los hidrocarburos se unen a la corriente que sale de los fondos de la Torre Agotadora, y se envía como alimentación al plato No.11 de la Torre Fraccionadora DA-801.

La carga se precalienta con la corriente de fondos de la Torre Fraccionadora en el Precalentador de Carga a Fraccionadora EA-804 A-F. La Torre Fraccionadora tiene como condiciones de operación en domos 2.1 Kg/cm² man. y 122°C.

En dicha torre se efectúa la separación de los hidrocarburos ligeros de los más pesados que saldrán como producto. La corriente de ligeros lleva C3, C4 y ppm de azufre, por lo tanto para proteger los equipos se le inyecta una corriente de inhibidor de corrosión. Los ligeros y gases amargos que salen por el domo de la torre pasan a través del Condensador de la Torre Fraccionadora EA-805 A-B.

El condensado y el gas se separan en el Acumulador de la Torre Fraccionadora FA-806. La corriente gaseosa, constituida por gas amargo principalmente, se envía a desfogue debido a su relativa baja presión (1.4 Kg/cm²). El condensado contiene agua que se elimina en la pierna del acumulador y la corriente líquida se divide en dos; una parte se recircula a la torre y otra parte se envía a la planta Hidrodesulfuradora de naftas. Las dos corrientes se bombean mediante la Bomba de Recirculación de la Torre Fraccionadora GA-802/R.

Los fondos de la Torre Fraccionadora DA-801, se dividen en dos corrientes; una se recircula a la torre pasando antes por el Calentador de la Torre Fraccionadora BA-802, para que se le suministre el calor necesario para la operación de la torre; la otra corriente se enfría al intercambiar calor con los fondos de la Torre Agotadora en el Precalentador de carga a la Torre Fraccionadora EA-804 A-F. Ambas corrientes se envían con la Bomba de Fondos de Fraccionadora BA-803/R.

Esa misma corriente también intercambia calor con el efluente del Tanque Separador de Alta Presión FA-804, en el Precalentador de Carga a la Torre Agotadora EA-806 A-D y finalmente por el Enfriador de Fondos de Fraccionadora EA-807 A-D. Por último se envía a L.B. como producto Diesel Nacional.

En la figura 2.2 se representa el diagrama típico de proceso de hidrodesulfuración de destilados intermedios.

Las figuras 2.3 y 2.4 representan el diagrama del proceso descrito.

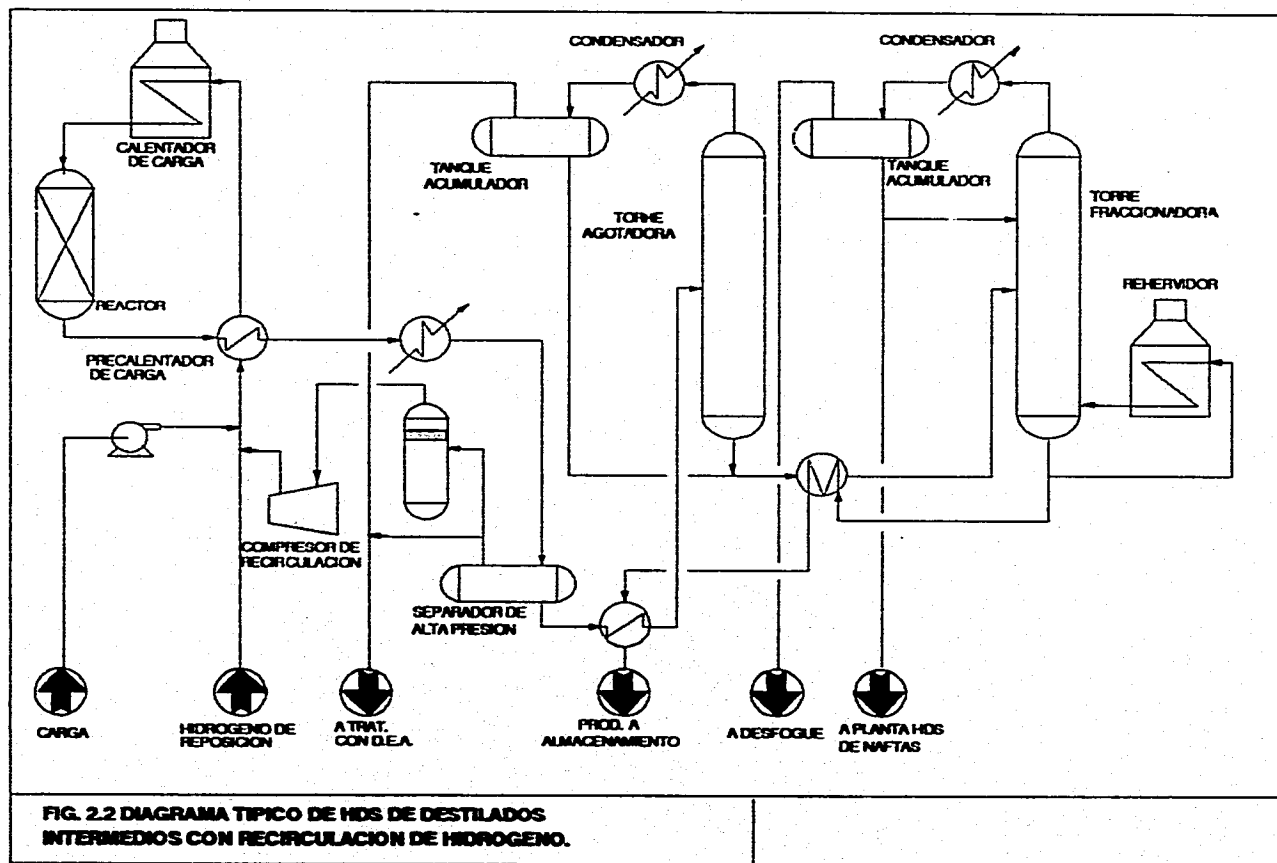


FIG. 2.2 DIAGRAMA TÍPICO DE HDS DE DESTILADOS INTERMEDIOS CON RECIRCULACION DE HIDROGENO.

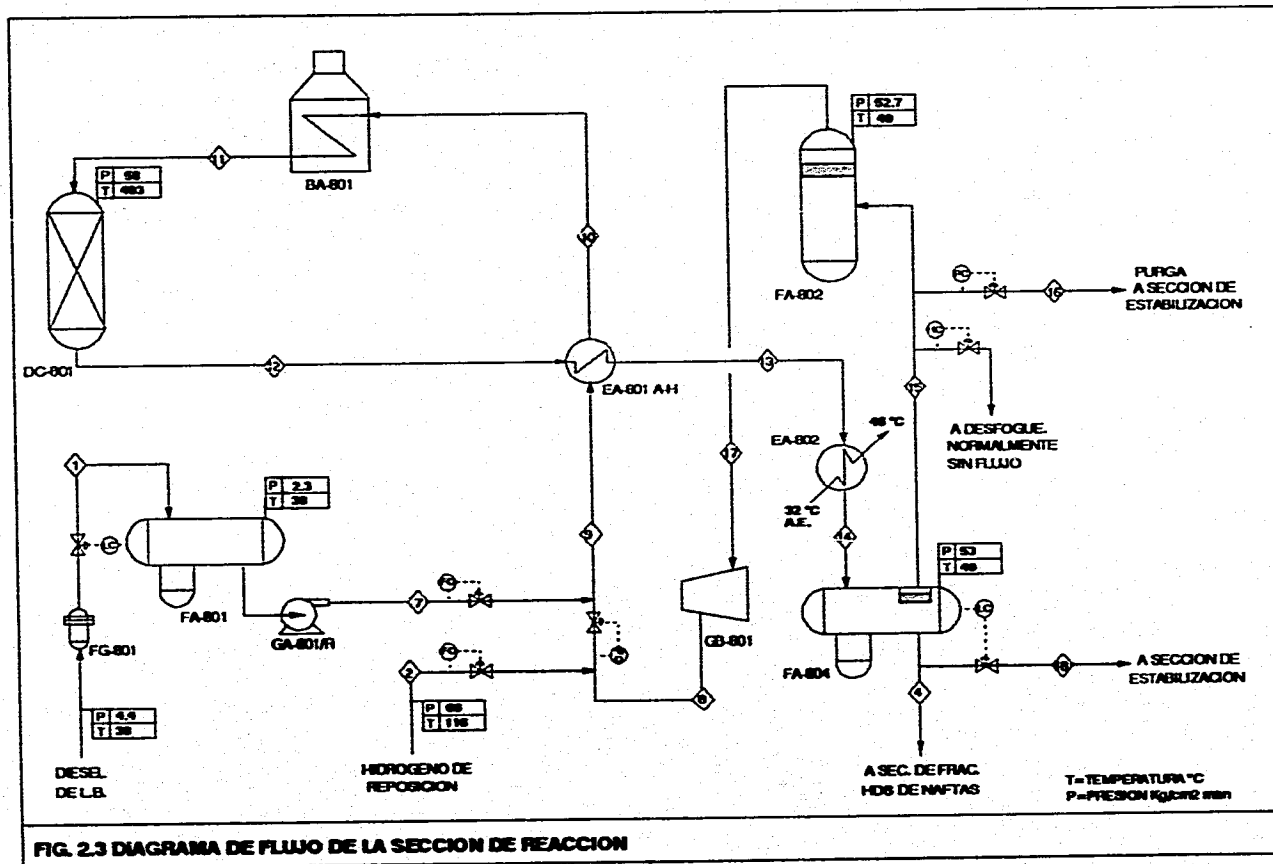


FIG. 2.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE REACCION

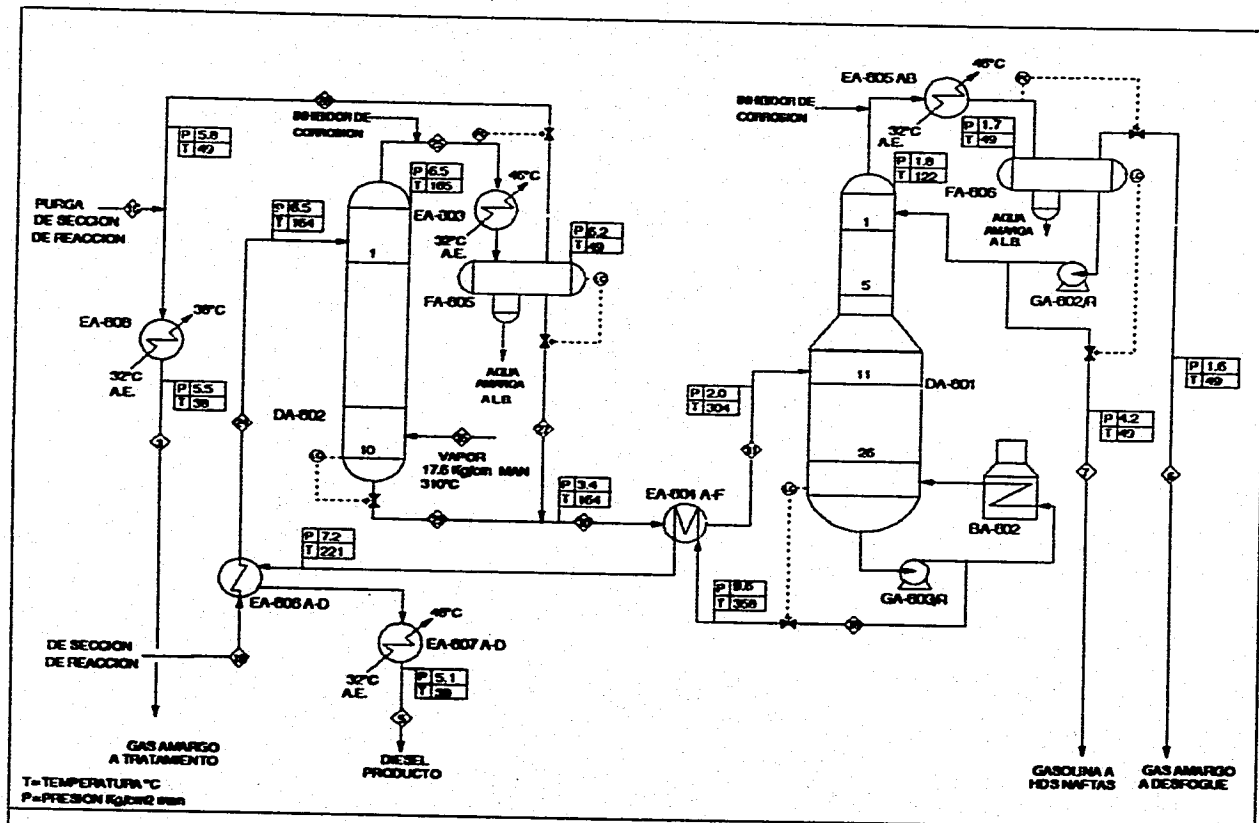


FIG. 2.4 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE ESTABILIZACION

LISTA DE EQUIPO PRINCIPAL DE PROCESO DEL CASO REAL.

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
BA-801	CALENTADOR DE CARGA AL REACTOR	9.25*1.16 MMKcal/H
BA-802	CALENTADOR DE TORRE FRACCIONADORA	8.72*1.21 MMKcal/H
DA-801	TORRE FRACCIONADORA	1524,3200-21946 mm T-T
DA-802	TORRE AGOTADORA	2438.4-10660 mm T-T
DC-801	REACTOR DE HIDRODESULFURACIÓN	3048-10363.2 mm T-T
EA-801 A-H	PRECALENTADOR DE CARGA AL REACTOR	36.99*1.15 MMKcal/H
EA-802 A-B	ENFRIADOR DE EFLUENTE AL REACTOR	11.29*1.15 MMKcal/H
EA-803 A-B	CONDENSADOR DE TORRE AGOTADORA	3.407*1.2 MMKcal/H
EA-804 A-F	PRECALENTADOR DE CARGA A TORRE FRACCIONADORA	12.98 MMKcal/H
EA-805 A-B	CONDENSADOR DE TORRE FRACCIONADORA	1.34*1.79 MMKcal/H
EA-806 A-D	PRECALENTADOR DE CARGA A TORRE AGOTADORA	9.20 MMKcal/H
EA-807 A-D	ENFRIADOR DE FONDOS DE TORRE FRACCIONADORA	5.92 MMKcal/H
EA-808	ENFRIADOR DE GAS AMARGO	0.0323 MMKcal/H
FA-801	TANQUE DE CARGA	2743-8534 mm T-T
FA-802	TANQUE DE SUCCIÓN AL COMPRESOR	1067-3200 mm T-T
FA-804	TANQUE SEPARADOR DE ALTA PRESIÓN	1829-7315 mm T-T
FA-805	ACUMULADOR DE TORRE AGOTADORA	1219-3200 mm T-T
FA-806	ACUMULADOR DE TORRE FRACCIONADORA	1524-3810 mm T-T
FG-801	FILTRO DE CARGA	610-1524 mm T-T
GA-801 R/T	BOMBA DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR	3391 LPM, DP=71.6Kg/cm ²
GA-802 R/T	BOMBA DE DOMOS DE TORRE FRACCIONADORA	625 LPM, DP=3.9 Kg/cm ²
GA-803 R/T	BOMBA DE FONDOS DE TORRE FRACCIONADORA	10076 LPM, DP=9 Kg/cm ²
GB-801	COMPRESOR DE RECIRCULACIÓN	972 BHP

CAPÍTULO 3.

ESQUEMA DE PROCESO PROPUESTO.

3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

En el proceso propuesto no se realiza ningún cambio en la sección de reacción y, por lo tanto, todos los equipos de esta sección se mantienen operando bajo las mismas condiciones. Así mismo la capacidad de procesamiento permanece igual que en el proceso real, es decir, 25000 BPD.

3.1.1 SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN.

En esta sección es donde se realizaron los cambios dentro del proceso; eliminando la torre agotadora y equipo periférico como es el acumulador de la torre y condensador, así como el vapor de agotamiento.

En esta sección, la corriente que proviene del Separador de Alta Presión FA-804, de la sección de reacción, a 49°C se precalienta con los fondos de la Torre Fraccionadora, hasta 270°C, intercambiando calor en el Precalentador de Carga a la Torre Fraccionadora EA-804 A-F.

Después de precalentarse pasa como carga a la Torre Fraccionadora DA-801, en donde se tiene una temperatura de 200°C en domos y presión de 1.07 Kg/cm². El objetivo de la torre es separar los gases incondensables e hidrocarburos ligeros de los hidrocarburos pesados.

Al efectuar la separación los hidrocarburos ligeros y gases salen por el domo y pasan por el Condensador Parcial de Torre Fraccionadora EA-805 A-B, hasta una temperatura de 46°C, en donde los hidrocarburos ligeros se condensan.

El efluente del condensador pasa al Acumulador de la Torre Fraccionadora FA-806, en donde se separan los gases incondensables y el condensado.

La corriente gaseosa pasa por un tanque separador para atrapar trazas de condensado que pueda llevar la corriente, después se comprime en el Compresor de Gas Amargo GB-802, hasta 5.8 Kg/cm², por último se enfría en el Enfriador de Gas Amargo EA-808 y se envía a planta de tratamiento de gas amargo.

La fase líquida obtenida del separador FA-806, se divide en dos corrientes, una se recircula a la Torre Fraccionadora para mantener el equilibrio líquido vapor y la otra se envía como gasolina a planta Hidrodesulfuradora de naftas; las dos se envían con la Bomba de Recirculación a la Torre Fraccionadora GA-802/RT.

Los fondos de la Torre Fraccionadora que contienen a los hidrocarburos pesados, se dividen en dos corrientes que son bombeadas por la Bomba de Fondos de la torre GA-803/RT; una se hace pasar por el Rehervidor BA-802 y se recircula a la torre y la otra se enfría en el Precaentador de Carga a la Torre Fraccionadora, intercambiando calor con el efluente del Separador de Alta Presión.

Por último termina de enfriarse en el Enfriador de Fondos de Fraccionadora EA-807-AD y se envía a L.B como producto Diesel Nacional. Las figuras 3.1.1 y 3.1.2 representan el diagrama del proceso propuesto.

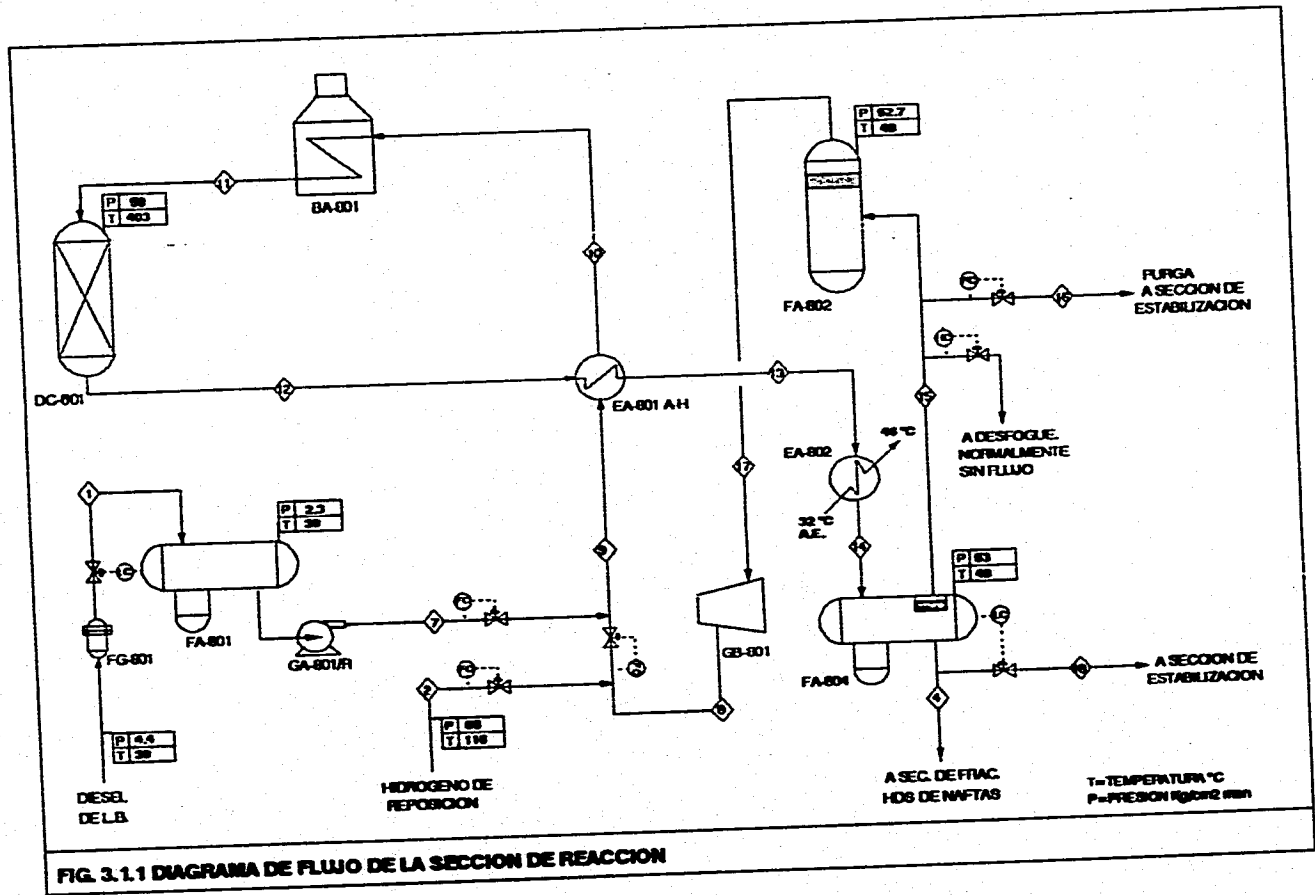
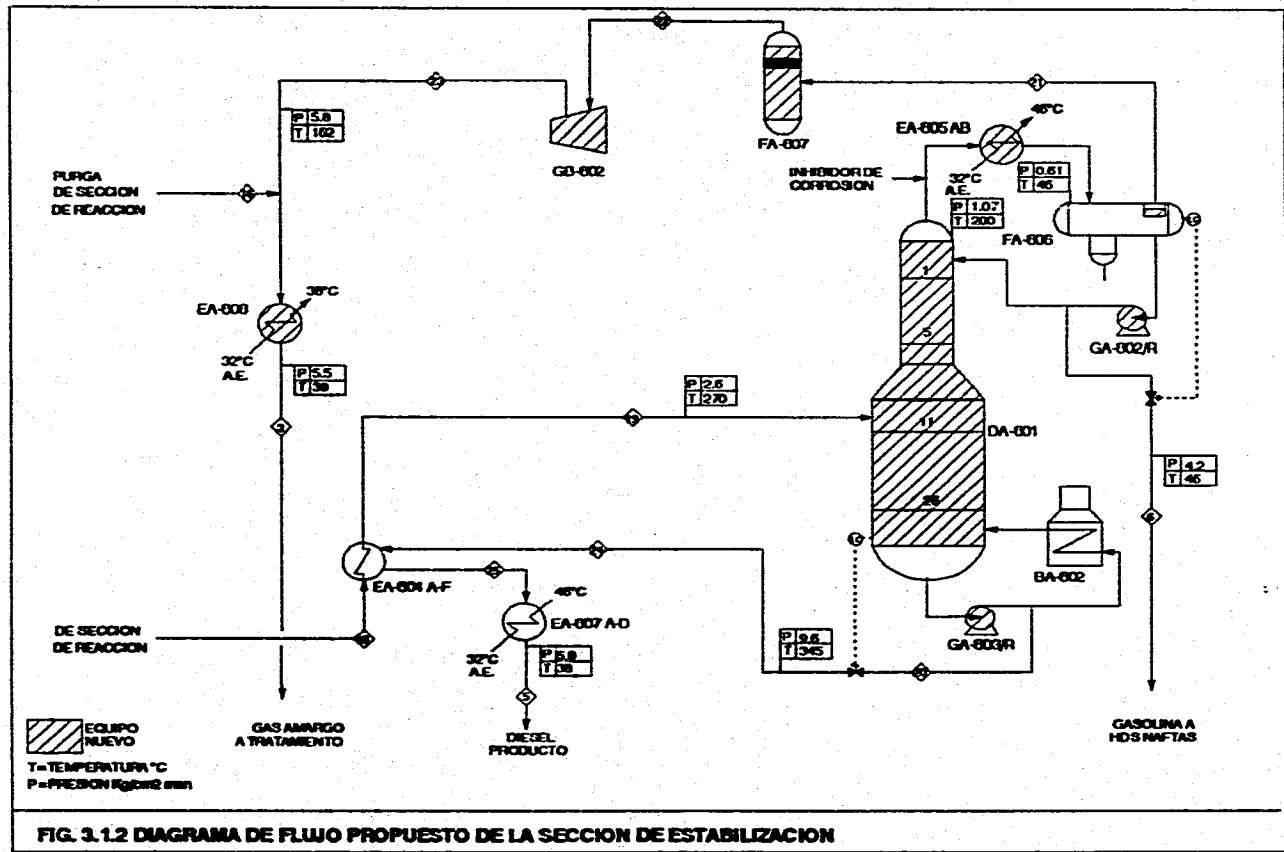


FIG. 3.1.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SECCION DE REACCION



LISTA DE EQUIPO PRINCIPAL DE PROCESO DEL ESQUEMA PROPUESTO.

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
BA-801	CALENTADOR DE CARGA AL REACTOR	9.25*1.16 MMKcal/H
BA-802	CALENTADOR DE TORRE FRACCIONADORA	6.72*1.21 MMKcal/H
DA-801	TORRE FRACCIONADORA	1676, 3200-22657 mm T-T
DC-801	REACTOR DE HIDRODESULFURACIÓN	3048-10363.2 mm T-T
EA-801 A-H	PRECALENTADOR DE CARGA AL REACTOR	36.99*1.15 MMKcal/H
EA-802 A-B	ENFRIADOR DE EFLUENTE AL REACTOR	11.29*1.15 MMKcal/H
EA-804 A-F	PRECALENTADOR DE CARGA A TORRE FRACCIONADORA	20 MMKcal/H
EA-805 A-B	CONDENSADOR DE TORRE FRACCIONADORA	2.7977 MMKcal/H
EA-807 A-D	ENFRIADOR DE FONDOS DE TORRE FRACCIONADORA	6.137 MMKcal/H
EA-808	ENFRIADOR DE GAS AMARGO	0.391 MMKcal/H
FA-801	TANQUE DE CARGA	2743-8534 mm T-T
FA-802	TANQUE DE SUCCIÓN AL COMPRESOR	1067-3200 mm T-T
FA-804	TANQUE SEPARADOR DE ALTA PRESIÓN	1829-7315 mm T-T
FA-808	ACUMULADOR DE TORRE FRACCIONADORA	1524-3810 mm T-T
FA-807	TANQUE DE SUCCIÓN AL COMPRESOR DE GAS AMARGO	1067-2438 mm T-T
FG-801	FILTRO DE CARGA	610-1524 mm T-T
GA-801 R/T	BOMBA DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR	3391 LPM, DP=71.6 Kg/cm ²
GA-802 R/T	BOMBA DE FONDOS DE TORRE FRACCIONADORA	333.5 LPM, DP=5.5 Kg/cm ²
GA-803 R/T	BOMBA DE FONDOS DE TORRE FRACCIONADORA	22498 LPM, DP=10 Kg/cm ²
GB-801	COMPRESOR DE RECIRCULACIÓN	972 BHP
GB-802	COMPRESOR DE GAS AMARGO	562 BHP

3.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.

A continuación se presenta el balance de materia y energía del caso propuesto. El cual se realizó con la ayuda del simulador de procesos PRO/II, para hacer los cálculos más rápidos; además de poder analizar los resultados obtenidos al ir modificando las variables de operación (P y T), así como la composición de las corrientes, hasta que los resultados fueron congruentes y satisfactorios para el caso propuesto.

```

=====

```

STREAM ID		22	23	24	25
NAME					
PHASE		VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID
FLUID RATES, KG-MOL/HR					
1	HYDROGEN	23.0277	23.0277	1.4449E-14	1.4448E-14
2	HYSULFID	76.1349	76.1349	1.6357E-14	1.6356E-14
3	METHANE	29.5304	29.5304	2.5495E-14	2.5493E-14
4	ETHANE	30.8586	30.8586	2.0804E-15	2.0802E-15
5	PROPANE	21.4295	21.4295	6.6813E-14	6.6809E-14
6	BUTANE	5.5341	5.5341	8.2231E-13	8.2226E-13
7	IBUTANE	4.7213	4.7213	2.7901E-13	2.7899E-13
8	PENTANE	3.9480	3.9480	2.2238E-11	2.2237E-11
9	IPENTANE	7.5531	7.5531	2.2598E-11	2.2597E-11
10	CTE068	4.1962	4.1962	1.1027E-09	1.1027E-09
11	CTE137	1.6254	1.6254	4.0407E-06	4.0406E-06
12	CTE241	0.0183	0.0183	16.1224	16.1231
13	CTE260	6.8199E-04	6.8199E-04	24.5121	24.5123
14	CTE275	3.8027E-05	3.8027E-05	24.4679	24.4680
15	CTE293	1.1730E-05	1.1730E-05	204.8639	204.8640
16	CTE306	5.6803E-07	5.6803E-07	139.1814	139.1814
17	CTE319	4.0587E-08	4.0587E-08	121.4406	121.4406
18	CTE336	3.5211E-10	3.5211E-10	35.4114	35.4114
TOTAL RATE, KG-MOL/HR		208.5783	208.5783	565.9997	566.0008
TEMPERATURE, C		45.7152	161.8436	345.3546	127.7711
PRESSURE, KG/CM2		1.1400	6.8300	10.6600	8.2600
ENTHALPY, M*KCAL/HR		0.7405	1.0754	25.4542	6.2939
MOLECULAR WEIGHT		33.4072	33.4072	243.4815	243.4814
MOLE FRAC VAPOR		1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
MOLE FRAC LIQUID		0.0000	0.0000	1.0000	1.0000

```

=====

```

STREAM ID	6	7	8	9
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	VAPOR	MIXED
FLUID RATES, KG-MOL/HR				
1 HYDROGEN	1.3900E-03	0.0000	1608.0565	2172.9431
2 HYSULFID	0.2484	0.0000	195.9332	195.9406
3 METHANE	0.0138	0.0000	416.3604	455.6930
4 ETHANE	0.0735	0.0000	118.0181	151.1996
5 PROPANE	0.1646	0.0000	29.2340	49.5809
6 BUTANE	0.1369	0.0000	2.5500	8.0150
7 IBUTANE	0.0817	0.0000	2.8850	7.4850
8 PENTANE	0.2950	0.0000	0.6700	4.9530
9 IPENTANE	0.4359	0.0000	1.6230	3.9880
10 CTE068	0.9538	0.0000	0.2840	0.2940
11 CTE137	5.0617	0.0000	0.0260	0.0390
12 CTE241	5.9346	20.6910	0.0000	20.6940
13 CTE260	0.5674	25.0820	0.0000	25.0829
14 CTE275	0.0683	24.5390	0.0000	24.5399
15 CTE293	0.0511	204.9164	0.0000	204.9195
16 CTE306	5.0395E-03	139.1902	0.0000	139.1907
17 CTE319	7.0521E-04	133.4852	0.0000	133.4857
18 CTE336	1.5695E-05	38.9261	0.0000	38.9259
TOTAL RATE, KG-MOL/HR	14.0940	586.8300	275.6401	3636.9700
TEMPERATURE, C	46.4695	38.0000	73.0000	54.0000
PRESSURE, KG/CM2	5.2600	73.5000	64.0000	63.5000
ENTHALPY, M*KCAL/HR	0.0100	0.4350	0.3151	0.9926
MOLECULAR WEIGHT	145.2404	243.5958	8.6768	46.6401
MOLE FRAC VAPOR	0.0000	0.0000	1.0000	0.7933
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000	0.0000	0.2067

STREAM ID	10	11	12	13
NAME				
PHASE	MIXED	MIXED	VAPOR	MIXED
FLUID RATES, KG-MOL/HR				
1 HYDROGEN	2172.9431	2172.9431	1906.3723	1906.3723
2 HYSULFID	195.9406	195.9406	280.4868	280.4868
3 METHANE	455.6930	455.6930	463.2416	463.2416
4 ETHANE	151.1996	151.1996	153.8779	153.8779
5 PROPANE	49.5809	49.5809	52.0340	52.0340
6 BUTANE	8.0150	8.0150	8.3380	8.3380
7 IBUTANE	7.4850	7.4850	7.8080	7.8080
8 PENTANE	4.9530	4.9530	4.9530	4.9530
9 IPENTANE	3.9880	3.9880	9.6680	9.6680
10 CTE068	0.2940	0.2940	5.4590	5.4590
11 CTE137	0.0390	0.0390	6.7200	6.7200
12 CTE241	20.6940	20.6940	22.0820	22.0820
13 CTE260	25.0829	25.0829	25.0830	25.0830
14 CTE275	24.5399	24.5399	24.5400	24.5400
15 CTE293	204.9195	204.9195	204.9198	204.9198
16 CTE306	139.1907	139.1907	139.1909	139.1909
17 CTE319	133.4857	133.4857	121.4419	121.4419
18 CTE336	38.9259	38.9259	35.4140	35.4140
TOTAL RATE, KG-MOL/HR	3636.9700	3636.9700	3471.6299	3471.6299
TEMPERATURE, C	360.0000	403.0000	416.0000	167.0000
PRESSURE, KG/CM2	61.5000	58.0000	56.0000	54.0000
ENTHALPY, M*KCAL/HR	38.8691	47.2408	48.9473	13.0602
MOLECULAR WEIGHT	46.6401	46.6401	49.0009	49.0009
MOLE FRAC VAPOR	0.8844	0.9877	1.0000	0.8053
MOLE FRAC LIQUID	D.1156	0.0123	0.0000	D.1947

STREAM ID	NAME	14	15	16	17
	PHASE	MIXED	MIXED	VAPOR	MIXED
FLUID RATES, KG-MOL/HR					
1	HYDROGEN	1906.3723	1883.3427	75.3330	1808.0157
2	HYSULFID	280.4868	204.1046	8.1640	195.9413
3	METHANE	463.2416	433.6950	17.3470	416.3487
4	ETHANE	153.8779	122.9437	4.9180	118.0262
5	PROPANE	52.0340	30.4429	1.2180	29.2250
6	BUTANE	8.3380	2.6650	0.1070	2.5580
7	IBUTANE	7.8080	3.0030	0.1200	2.8830
8	PENTANE	4.9530	0.7110	0.0290	0.6820
9	IPENTANE	9.6680	1.6830	0.0670	1.6160
10	CTE068	5.4590	0.3070	0.0120	0.2940
11	CTE137	6.7200	0.0400	2.0000E-03	0.0390
12	CTE241	22.0820	3.0000E-03	0.0000	3.0000E-03
13	CTE260	25.0830	2.0000E-03	0.0000	1.0000E-03
14	CTE275	24.5400	1.0000E-03	0.0000	1.0000E-03
15	CTE293	204.9198	4.0000E-03	0.0000	4.0000E-03
16	CTE306	139.1909	1.0000E-03	0.0000	1.0000E-03
17	CTE319	121.4419	1.0000E-03	0.0000	1.0000E-03
18	CTE336	35.4140	0.0000	0.0000	0.0000
TOTAL RATE, KG-MOL/HR		3471.6299	2682.9500	107.3170	2575.6401
TEMPERATURE, C		49.0000	49.0000	47.1100	49.0000
PRESSURE, KG/CM2		53.0000	53.0000	7.0550	53.0000
ENTHALPY, M*KCAL/HR		1.0596	-0.1805	-4.9059E-03	-0.1733
MOLECULAR WEIGHT		49.0009	8.6790	8.6786	8.6789
MOLE FRAC VAPOR		0.7770	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC LIQUID		0.2230	2.5570E-06	0.0000	2.5320E-06

```

=====

```

STREAM ID	NAME	18	19	20	21
	PHASE	CARGA TORRE MIXED	MIXED	LIQUID	VAPOR
FLUID RATES, KG-MOL/HR					
1	HYDROGEN	23.0292	23.0292	1.4449E-14	23.0277
2	HYSULFID	76.3837	76.3837	1.6357E-14	76.1349
3	METHANE	29.5443	29.5443	2.5495E-14	29.5304
4	ETHANE	30.9323	30.9323	2.0804E-15	30.8586
5	PROPANE	21.5942	21.5942	6.6813E-14	21.4295
6	BUTANE	5.6711	5.6711	8.2231E-13	5.5341
7	IBUTANE	4.8030	4.8030	2.7901E-13	4.7213
8	PENTANE	4.2430	4.2430	2.2238E-11	3.9480
9	IPENTANE	7.9891	7.9891	2.2598E-11	7.5531
10	CTE068	5.1500	5.1500	1.1027E-09	4.1962
11	CTE137	6.6871	6.6871	4.0407E-06	1.6254
12	CTE241	22.0752	22.0752	16.1224	0.0183
13	CTE260	25.0802	25.0802	24.5121	6.8199E-04
14	CTE275	24.5362	24.5362	24.4679	3.8027E-05
15	CTE293	204.9148	204.9148	204.8639	1.1730E-05
16	CTE306	139.1862	139.1862	139.1814	5.6803E-07
17	CTE319	121.4411	121.4411	121.4406	4.0587E-08
18	CTE336	35.4113	35.4113	35.4114	3.5211E-10
TOTAL RATE, KG-MOL/HR		788.6720	788.6720	565.9997	208.5783
TEMPERATURE, C		49.0000	270.0000	345.3716	46.1681
PRESSURE, KG/CM2		5.0000	3.6000	12.6000	1.6400
ENTHALPY, M*KCAL/HR		1.2682	20.4285	25.4543	0.7405
MOLECULAR WEIGHT		186.1677	186.1677	243.4815	33.4072
MOLE FRAC VAPOR		0.1562	0.3099	0.0000	1.0000
MOLE FRAC LIQUID		0.8438	0.6901	1.0000	0.0000

```

=====

```

STREAM ID	1	2	3	5
NAME				
PHASE	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID
FLUID RATES, KG-MOL/HR				
1 HYDROGEN	0.0000	364.9669	98.3607	1.4448E-14
2 HYSULFID	0.0000	0.0000	84.2989	1.6356E-14
3 METHANE	0.0000	39.3450	46.8774	2.5493E-14
4 ETHANE	0.0000	33.1764	35.7766	2.0802E-15
5 PROPANE	0.0000	20.3171	22.6475	6.6809E-14
6 BUTANE	0.0000	5.4576	5.6411	8.2226E-13
7 IBUTANE	0.0000	4.6035	4.8413	2.7899E-13
8 PENTANE	0.0000	4.2714	3.9770	2.2237E-11
9 IPENTANE	0.0000	2.3722	7.6201	2.2597E-11
10 CTE068	0.0000	0.0000	4.2082	1.1027E-09
11 CTE137	0.0000	0.0000	1.6274	4.0406E-06
12 CTE241	20.6910	0.0000	0.0183	16.1231
13 CTE260	25.0820	0.0000	6.8199E-04	24.5123
14 CTE275	24.5390	0.0000	3.8027E-05	24.4680
15 CTE293	204.9164	0.0000	1.1730E-05	204.8640
16 CTE306	139.1902	0.0000	5.6803E-07	139.1814
17 CTE319	133.4852	0.0000	4.0587E-08	121.4406
18 CTE336	38.9261	0.0000	3.5211E-10	35.4114
TOTAL RATE, KG-MOL/HR	586.8300	474.5100	315.8953	566.0008
TEMPERATURE, C				
	38.0000	116.0000	38.0000	38.0000
PRESSURE, KG/CM2				
	2.3000	66.0000	6.5600	6.8600
ENTHALPY, M*KCAL/HR				
	0.1449	0.2675	0.6798	0.1572
MOLECULAR WEIGHT				
	243.5958	9.1139	25.0063	243.4814
MOLE FRAC VAPOR				
	0.0000	1.0000	0.9932	0.0000
MOLE FRAC LIQUID				
	1.0000	0.0000	6.7639E-03	1.0000

STREAM ID	1	2	3	5
NAME				
PHASE	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	586.830	474.510	315.895	566.001
K*KG/HR	142.949	4.325	7.899	137.811
STD LIQ RATE, BBL/HR	1038.328	119.374	107.830	1001.092
TEMPERATURE, C	38.000	116.000	38.000	38.000
PRESSURE, KG/CM2	2.300	66.000	6.560	6.860
MOLECULAR WEIGHT	243.596	9.114	25.006	243.481
ENTHALPY, M*KCAL/HR	0.145	0.267	0.680	0.157
KCAL/KG	1.014	61.847	86.052	1.141
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	0.0000	6.7639E-03	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4083	4.1424	1.2952	0.4084
PRES (KAYS RULE)	0.1288	3.1904	0.1382	0.3840
ACENTRIC FACTOR	0.6215	-0.1475	2.6934E-03	0.6213
WATSON K (UOPK)	11.673	21.742	14.179	11.673
STD LIQ DENSITY, KG/BBL	137.673	36.228	73.258	137.661
SPECIFIC GRAVITY	0.8668	0.2281	0.4612	0.8667
API GRAVITY	31.746	488.864	175.286	31.760
----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	N/A	474.510	313.759	N/A
K*KG/HR	N/A	4.325	7.699	N/A
K*M3/HR	N/A	0.241	1.234	N/A
NORM VAP RATE(1), K*M3/HR	N/A	10.636	7.033	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	0.315	0.847	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	9.114	24.539	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG	N/A	61.847	88.164	N/A
CP, KCAL/KG-C	N/A	1.053	0.451	N/A
DENSITY, KG/K*M3	N/A	17920.955	6238.915	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	1.0173	0.9781	N/A
TH COND, KCAL/HR-M-C	N/A	0.07297	0.02773	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	0.01415	0.01176	N/A
----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	586.830	N/A	2.137	566.001
K*KG/HR	142.949	N/A	0.200	137.811
BBL/HR	1055.119	N/A	1.817	1016.402
GAL/MIN	738.581	N/A	1.272	711.479
STD LIQ RATE, BBL/HR	1038.328	N/A	1.768	1001.092
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8668	N/A	0.7121	0.8667
MOLECULAR WEIGHT	243.596	N/A	93.563	243.481
ENTHALPY, KCAL/KG	1.014	N/A	4.728	1.141
CP, KCAL/KG-C	0.452	N/A	0.520	0.452
DENSITY, KG/8BBL	135.482	N/A	110.032	135.587
Z (FROM DENSITY)	D.0249	N/A	0.0336	0.0742
SURFACE TENSION, DYNE/CM	30.6019	N/A	18.3785	30.6001
THERMAL COND, KCAL/HR-M-C	0.09278	N/A	0.10536	0.09307
VISCOSITY, CP	3.45519	N/A	0.29550	3.47591

(1) NORMAL VAPOR VOLUME 22.414 M3/KG-MOLE (0 C AND 1 ATM)

```

-----
STREAM ID          6          7          8          9
NAME
PHASE             LIQUID     LIQUID     VAPOR      MIXED
-----
---- TOTAL STREAM ----
RATE, KG-MOL/HR   14.094    586.830    2575.640   3636.970
  K*KG/HR         2.047    142.949    22.348     169.628
STD LIQ RATE, BBL/HR 16.264   1038.328   605.299    1763.042
TEMPERATURE, C    46.469    38.000     73.000     54.000
PRESSURE, KG/CM2  5.260     73.500     64.000     63.500
MOLECULAR WEIGHT  145.240   243.596    8.677      46.640
ENTHALPY, M*KCAL/HR 1.003E-02 0.435      0.315      0.993
  KCAL/KG         4.900     3.043     14.099     5.852
MOLE FRACTION LIQUID 1.0000    1.0000     0.0000     0.2067
REDUCED TEMP (KAYS RULE) 0.5137    0.4083     3.3901     1.5764
  PRES (KAYS RULE) 0.1924    4.1144     2.3932     2.5896
ACENTRIC FACTOR   0.4396    0.6215    -0.1383    -0.0169
WATSON K (UOPK)   11.840    11.673     20.559     13.101
STD LIQ DENSITY, KG/BBL 125.860   137.673    36.921     96.214
  SPECIFIC GRAVITY 0.7924    0.8668     0.2325     0.6058
  API GRAVITY     47.067    31.746     477.215    102.090

----- VAPOR -----
RATE, KG-MOL/HR   N/A       N/A       2575.640   2885.059
  K*KG/HR         N/A       N/A       22.348     21.539
  K*M3/HR         N/A       N/A       1.193      1.277
NORM VAP RATE(1), K*M3/HR N/A       N/A       57.730     64.666
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) N/A       N/A       0.300      0.258
MOLECULAR WEIGHT  N/A       N/A       8.677      7.466
ENTHALPY, KCAL/KG N/A       N/A       14.099     -28.042
CP, KCAL/KG-C    N/A       N/A       0.953      1.076
DENSITY, KG/K*M3 N/A       N/A       18726.066  16864.418
Z (FROM DENSITY) N/A       N/A       1.0105     1.0135
TH COND, KCAL/HR-M-C N/A       N/A       0.06447    0.06623
VISCOSITY, CP    N/A       N/A       0.01338    0.01247

----- LIQUID -----
RATE, KG-MOL/HR   14.094    586.830    N/A        751.911
  K*KG/HR         2.047    142.949    N/A        148.090
  BBL/HR          16.724   1044.368   N/A        1130.278
  GAL/MIN        11.707   731.055    N/A        791.192
STD LIQ RATE, BBL/HR 16.264   1038.328   N/A        1103.865
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 0.7924    0.8668     N/A        0.8446
MOLECULAR WEIGHT  145.240   243.596    N/A        196.951
ENTHALPY, KCAL/KG 4.900     3.043      N/A        10.782
CP, KCAL/KG-C    0.489     0.451      N/A        0.471
DENSITY, KG/BBL  122.401   136.877    N/A        131.021
Z (FROM DENSITY) 0.0366    0.7883     N/A        0.5471
SURFACE TENSION, DYNE/CM 23.8278   30.6019    N/A        25.0732
THERMAL COND, KCAL/HR-M-C 0.09889   0.09577    N/A        0.09145
VISCOSITY, CP    0.60651   3.85538    N/A        0.86236

```

(1) NORMAL VAPOR VOLUME 22.414 M3/KG-MOLE (0 C AND 1 ATM)

STREAM ID	10	11	12	13
NAME				
PHASE	MIXEO	MIXED	VAPOR	MIXED
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	3636.970	3636.970	3471.630	3471.630
K*KG/HR	169.628	169.628	170.113	170.113
STD LIQ RATE, BBL/HR	1763.042	1763.042	1730.534	1730.534
TEMPERATURE, C	360.000	403.000	416.000	167.000
PRESSURE, KG/CM2	61.500	58.000	56.000	54.000
MOLECULAR WEIGHT	46.640	46.640	49.001	49.001
ENTHALPY, M*KCAL/HR	38.869	47.241	48.947	13.060
KCAL/KG	229.143	278.496	287.735	76.774
MOLE FRACTION LIQUID	0.1156	0.0123	0.0000	0.1947
REOUCEO TEMP (KAYS RULE)	3.0510	3.2582	3.0715	1.9617
PRES (KAYS RULE)	2.5081	2.3653	2.0601	1.9865
ACENTRIC FACTOR	-0.0169	-0.0169	7.6913E-04	7.6913E-04
WATSON K (UOPK)	13.101	13.101	12.959	12.959
STO LIQ OENSITY, KG/BBL	96.214	96.214	98.301	98.301
SPECIFIC GRAVITY	0.6058	0.6058	0.6189	0.6189
API GRAVITY	102.090	102.090	97.130	97.130
----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	3216.399	3592.248	3471.630	2795.667
K*KG/HR	83.013	160.512	170.113	28.112
K*M3/HR	2.861	3.563	3.615	1.958
NORM VAP RATE(1), K*M3/HR	72.092	80.517	77.813	62.662
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	0.891	1.543	1.692	0.347
MOLECULAR WEIGHT	25.809	44.683	49.001	10.056
ENTHALPY, KCAL/KG	261.293	281.143	287.735	113.671
CP, KCAL/KG-C	0.806	0.774	0.763	0.896
DENSITY, KG/K*M3	29017.127	45050.570	47055.813	14359.962
Z (FROM OENSITY)	1.0190	1.0035	0.9980	1.0133
TH CONO, KCAL/HR-M-C	0.13956	0.15748	0.15112	0.07794
VISCOSITY, CP	0.02210	0.02236	0.02228	0.01597
----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	420.571	44.722	N/A	675.962
K*KG/HR	86.615	9.117	N/A	142.000
BBL/HR	962.828	107.738	N/A	1183.519
GAL/MIN	673.977	75.416	N/A	828.460
STD LIQ RATE, BBL/HR	640.950	67.523	N/A	1048.776
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8508	0.8501	N/A	0.8525
MOLECULAR WEIGHT	205.947	203.856	N/A	210.070
ENTHALPY, KCAL/KG	198.330	231.894	N/A	69.469
CP, KCAL/KG-C	0.751	0.793	N/A	0.578
OENSITY, KG/BBL	89.960	84.620	N/A	119.981
Z (FROM DENSITY)	0.4170	0.3875	N/A	0.4028
SURFACE TENSION, DYNE/CM	1.1136	5.5029E-05	N/A	16.6689
THERMAL CONO, KCAL/HR-M-C	0.04892	0.04519	N/A	0.07617
VISCOSITY, CP	0.05876	0.02771	N/A	0.35120

(1) NORMAL VAPOR VOLUME 22.414 M3/KG-MOLE (0 C ANO 1 ATM)

```

  -----
  STREAM ID          14          15          16          17
  NAME
  PHASE              MIXED      MIXED      VAPOR      MIXED

  ----- TOTAL STREAM -----
  RATE, KG-MOL/HR   3471.630   2682.950   107.317   2575.640
  K*KG/HR           170.113   23.285    0.931     22.354
  STD LIQ RATE, BBL/HR 1730.534   630.556   25.222    605.335
  TEMPERATURE, C    49.000    49.000    47.110    49.000
  PRESSURE, KG/CM2  53.000    53.000    7.055     53.000
  MOLECULAR WEIGHT   49.001     8.679     8.679     8.679
  ENTHALPY, M*KCAL/HR 1.060     -0.181   -4.906E-03 -0.173
  KCAL/KG           6.229     -7.752    -5.267    -7.753
  MOLE FRACTION LIQUID 0.2230    2.5570E-06 0.0000    2.5320E-06
  REDUCED TEMP (KAYS RULE) 1.4358    3.1547    3.1362    3.1547
  PRES (KAYS RULE)   1.9497    1.9818    0.2638    1.9818
  ACENTRIC FACTOR   7.6913E-04 -0.1382   -0.1382   -0.1382
  WATSON K (UOPK)   12.959    20.557    20.557    20.557
  STD LIQ DENSITY, KG/BBL 98.301    36.928    36.927    36.928
  SPECIFIC GRAVITY  0.6189    0.2325    0.2325    0.2325
  API GRAVITY       97.130    477.102   477.123   477.104

  ----- VAPOR -----
  RATE, KG-MOL/HR   2697.555   2682.943   107.317   2575.634
  K*KG/HR           23.476    23.284    0.931     22.353
  K*M3/HR           1.396     1.388     0.413     1.333
  NORM VAP RATE(1), K*M3/HR 60.463    60.135    2.405     57.730
  SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) 0.300     0.300     0.300     0.300
  MOLECULAR WEIGHT   8.703     8.679     8.679     8.678
  ENTHALPY, KCAL/KG -7.294    -7.753    -5.267    -7.754
  CP, KCAL/KG-C     0.936     0.938     0.906     0.938
  DENSITY, KG/K*M3  16818.834 16770.309 2254.823 16770.221
  Z (FROM DENSITY)  1.0040    1.0042    1.0000    1.0042
  TH COND, KCAL/HR-M-C 0.05926   0.05935   0.05654   0.05935
  VISCOSITY, CP     0.01269   0.01267   0.01226   0.01267

  ----- LIQUID -----
  RATE, KG-MOL/HR   774.075    6.860E-03   N/A       6.521E-03
  K*KG/HR           146.638    1.258E-03   N/A       1.202E-03
  BBL/HR            1120.861    9.675E-03   N/A       9.238E-03
  GAL/MIN           784.600    6.772E-03   N/A       6.467E-03
  STD LIQ RATE, BBL/HR 1096.636   9.463E-03   N/A       9.036E-03
  SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 0.8419     0.8370     N/A       0.8378
  MOLECULAR WEIGHT   189.436    183.372     N/A       184.371
  ENTHALPY, KCAL/KG 8.394      8.267       N/A       8.290
  CP, KCAL/KG-C     0.467     0.469       N/A       0.469
  DENSITY, KG/BBL   130.826    130.027     N/A       130.154
  Z (FROM DENSITY)  0.4467     0.4351     N/A       0.4370
  SURFACE TENSION, DYNE/CM 25.0587    24.7878     N/A       24.8342
  THERMAL COND, KCAL/HR-M-C 0.09185    0.09252     N/A       0.09242
  VISCOSITY, CP     0.80373    0.75900     N/A       0.76649
  
```

(1) NORMAL VAPOR VOLUME 22.414 M3/KG-HOLE (0 C AND 1 ATM)

STREAM ID	18	19	20	21
NAME	CARGA TORRE	MIXED	LIQUID	VAPOR
PHASE	MIXED	MIXED	LIQUID	VAPOR
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	788.672	788.672	566.000	208.578
K*KG/HR	146.825	146.825	137.810	6.968
STD LIQ RATE, BBL/HR	1099.961	1099.961	1001.090	82.608
TEMPERATURE, C	49.000	270.000	345.372	46.168
PRESSURE, KG/CM2	5.000	3.600	12.600	1.640
MOLECULAR WEIGHT	186.168	186.168	243.481	33.407
ENTHALPY, M*KCAL/HR	1.268	20.428	25.454	0.741
KCAL/KG	8.637	139.135	184.705	106.277
MOLE FRACTION LIQUID	0.8438	0.6901	1.0000	0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.5032	0.8483	0.8118	1.0258
PRES (KAYS RULE)	0.1743	0.1255	0.7052	0.0282
ACENTRIC FACTOR	0.4737	0.4737	0.6213	0.0752
WATSON K (UOPK)	11.754	11.754	11.673	13.326
STD LIQ DENSITY, KG/BBL	133.482	133.482	137.661	84.351
SPECIFIC GRAVITY	0.8404	0.8404	0.8667	0.5311
API GRAVITY	36.871	36.871	31.760	134.942
----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	123.156	244.377	N/A	208.578
K*KG/HR	3.076	16.952	N/A	6.968
K*M3/HR	0.662	3.076	N/A	3.409
NORM VAP RATE(1), K*M3/HR	2.760	5.477	N/A	4.675
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	0.862	2.395	N/A	1.153
MOLECULAR WEIGHT	24.975	69.370	N/A	33.407
ENTHALPY, KCAL/KG	100.073	195.319	N/A	106.277
CP, KCAL/KG-C	0.409	0.566	N/A	0.387
DENSITY, KG/K*M3	4644.493	5510.690	N/A	2043.854
Z (FROM DENSITY)	0.9844	0.9841	N/A	0.9901
TH COND, KCAL/HR-M-C	0.02766	0.05369	N/A	0.02271
VISCOSITY, CP	0.01216	0.01503	N/A	0.01095
----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	665.516	544.295	566.000	N/A
K*KG/HR	143.749	129.873	137.810	N/A
BBL/HR	1085.677	1185.194	1375.788	N/A
GAL/MIN	759.972	829.633	963.049	N/A
STD LIQ RATE, BBL/HR	1058.421	945.564	1001.090	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.8551	0.8648	0.8667	N/A
MOLECULAR WEIGHT	215.997	238.608	243.481	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG	6.681	131.801	184.705	N/A
CP, KCAL/KG-C	0.465	0.671	0.739	N/A
DENSITY, KG/BBL	132.405	109.580	100.168	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.0475	0.0271	0.0929	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	27.7336	12.3420	7.7112	N/A
THERMAL COND, KCAL/HR-M-C	0.09105	0.06324	0.05414	N/A
VISCOSITY, CP	1.42955	0.25183	0.15442	N/A

(1) NORMAL VAPOR VOLUME 22.414 M3/KG-MOLE (0 C AND 1 ATM)

STREAM ID	22	23	24	25
NAME				
PHASE	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	208.578	208.578	566.000	566.001
K*KG/HR	6.968	6.968	137.810	137.811
STD LIQ RATE, BBL/HR	82.608	82.608	1001.090	1001.092
TEMPERATURE, C	45.715	161.844	345.355	127.771
PRESSURE, KG/CM2	1.140	6.830	10.660	8.260
MOLECULAR WEIGHT	33.407	33.407	243.481	243.481
ENTHALPY, M*KCAL/HR	0.741	1.075	25.454	6.294
KCAL/KG	106.277	154.329	184.705	45.671
MOLE FRACTION LIQUID	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	1.0243	1.3974	0.8118	0.5262
PRES (KAYS RULE)	0.0196	0.1175	0.5967	0.4623
ACENTRIC FACTOR	0.0752	0.0752	0.6213	0.6213
WATSON K (UOPK)	13.326	13.326	11.673	11.673
STD LIQ DENSITY, KG/BBL	84.351	84.351	137.661	137.661
SPECIFIC GRAVITY	0.5311	0.5311	0.8667	0.8667
API GRAVITY	134.942	134.942	31.760	31.760
----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	208.578	208.578	N/A	N/A
K*KG/HR	6.968	6.968	N/A	N/A
K*M3/HR	4.912	1.110	N/A	N/A
NORM VAP RATE(1), K*M3/HR	4.675	4.675	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	1.153	1.153	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	33.407	33.407	N/A	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG	106.277	154.329	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-C	0.386	0.466	N/A	N/A
DENSITY, KG/K*M3	1418.464	6277.236	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	0.9931	0.9856	N/A	N/A
TH COND, KCAL/HR-M-C	0.02262	0.03813	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	0.01092	0.01463	N/A	N/A
----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	N/A	N/A	566.000	566.001
K*KG/HR	N/A	N/A	137.810	137.811
BBL/HR	N/A	N/A	1379.306	1085.887
GAL/HIN	N/A	N/A	965.511	760.118
STD LIQ RATE, BBL/HR	N/A	N/A	1001.090	1001.092
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	N/A	N/A	0.8667	0.8667
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	243.481	243.481
ENTHALPY, KCAL/KG	N/A	N/A	184.705	45.671
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A	0.740	0.539
DENSITY, KG/BBL	N/A	N/A	99.913	126.911
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A	0.0788	0.0741
SURFACE TENSION, DYNE/CM	N/A	N/A	7.7123	23.4234
THERMAL COND, KCAL/HR-M-C	N/A	N/A	0.05394	0.08271
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	0.15411	0.90914

(1) NORMAL VAPOR VOLUME 22.414 M3/KG-MOLE (0 C AND 1 ATM)

3.3 DISEÑO Y ESPECIFICACIÓN DE EQUIPO DE PROCESO.

El equipo que se muestra enseguida es el que deberá diseñarse y/o especificarse para que el proceso propuesto opere satisfactoriamente con los cambios realizados.

-Torre Fraccionadora DA-801.

A continuación se presenta el dimensionamiento de la Torre Fraccionadora DA-801, basado en los flujos y propiedades obtenidos del balance de materia y energía del proceso propuesto.

Los platos utilizados son de tipo válvula y los diámetros de diseño obtenidos de la simulación para las dos secciones de la torre son:

$$D_{\text{superior}} = 1685.4 \text{ mm}$$

$$D_{\text{inferior}} = 3194.8 \text{ mm}$$

Estos resultados se deben de llevar a valores comerciales; en este caso el valor comercial por abajo del de diseño; en la sección inferior de la torre presenta problemas en el porcentaje de inundación por lo que se tomó el valor inmediato superior al de diseño. Los valores comerciales son:

$$D_{\text{superior}} = 1676 \text{ mm}$$

$$D_{\text{inferior}} = 3200 \text{ mm}$$

La torre cuenta con 26 platos reales. Los platos del 1 al 10 son de un solo paso mientras que del 11 al 26 son de dos pasos.

Para la determinación de la altura de la torre se determinó el volumen del fondo de la torre, mediante tiempos de residencia, y se sumaron todos los valores involucrados como se muestra en seguida:

$$\text{Vol. prod.} = (3.69 \text{ m}^3/\text{min})(3 \text{ min}) = 11.07 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. refluj} = (4.214 \text{ m}^3/\text{min})(7.5 \text{ min}) = 31.6 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. total} = 11.067 + 31.6 = 42.67 \text{ m}^3$$

Para la longitud del fondo:

$$L = 4(42.67) / ((3.1416)(3.2)^2) = 5.306 \text{ m.}$$

Las dimensiones de la torre son por lo tanto:

$$D_{\text{superior}} = 1676 \text{ mm}$$

$$D_{\text{inferior}} = 3200 \text{ mm}$$

$$\text{Altura T-T} = 22857 \text{ mm}$$

$$\text{No. de platos} = 26$$

Espaciamiento entre platos:

$$1 \text{ a } 10 = 457 \text{ mm}$$

$$11 \text{ a } 16 = 457 \text{ mm}$$

$$16 \text{ al } 20 = 610 \text{ mm}$$

$$20 \text{ al } 26 = 762 \text{ mm}$$

Ver figura 3.2.

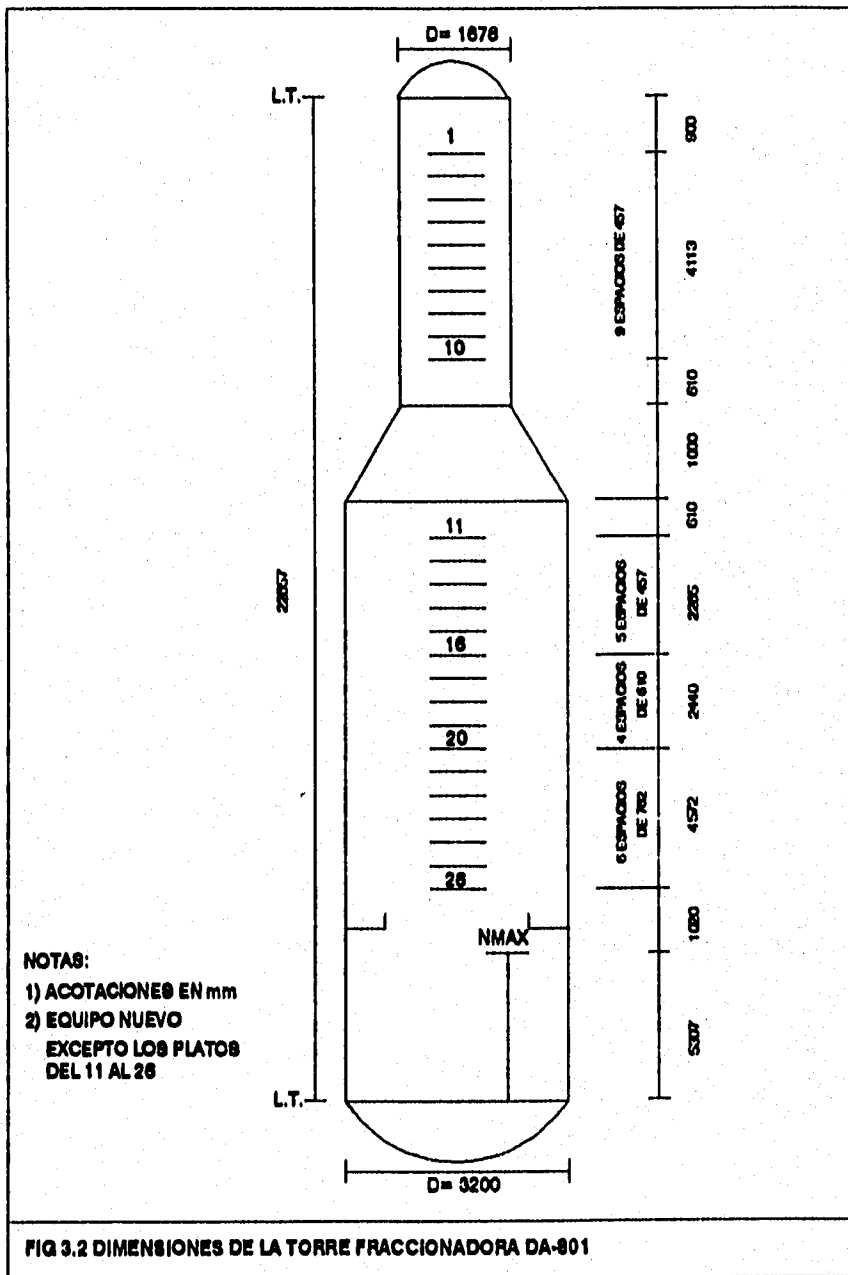


FIG 3.2 DIMENSIONES DE LA TORRE FRACCIONADORA DA-801

-Acumulador de Torre Fraccionadora FA-806.

En el caso de éste recipiente acumulador no se dimensionó uno nuevo, sino que realizando un análisis del tanque actual se llegó a la conclusión de que puede operar en el proceso propuesto únicamente adicionando una malla separadora. Este análisis está basado en las velocidades de arrastre y de asentamiento de las fases vapor y líquida. Se tienen 4 casos que son los siguientes:

- Caso 1.- Con nivel máximo = 1067 mm, sin malla separadora.
- Caso 2.- Con nivel máximo = 1067 mm, con malla separadora.
- Caso 3.- Con nivel máximo = 760 mm, sin malla separadora.
- Caso 4.- Con nivel máximo = 760 mm, con malla separadora.

En los primeros tres casos la velocidad de arrastre es mayor que la velocidad de asentamiento; esto ocasiona que las partículas de líquido que pudieran quedar en la fase gaseosa no alcancen a caer en la fase líquida, sean arrastradas por la fase gaseosa, y provoquen problemas para operar el compresor de gas amargo. En el caso 4 se tienen los siguientes resultados:

$$\text{Área parcial} = 0.909 \text{ m}^2$$

$$Q_v = 4675 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$K = 6.401 \text{ m}/\text{min}$$

$$\text{Vel. arrastre actual} = 4675 \text{ m}^3/\text{hr} / 0.909 \text{ m}^2 = 5143.0143 \text{ m}/\text{hr} = 85.717 \text{ m}/\text{min}$$

$$V_a = K \cdot ((\rho_L - \rho_V) / \rho_L)^{1/2}$$

$$V_a = 6.401 \cdot ((7711.226 - 2.044) / 2.044)^{1/2} = 124.172 \text{ m}/\text{min}$$

$$V_d = 124.172 \cdot (0.75) = 93.129 \text{ m}/\text{min}$$

Vd mayor a Vel. arrastre actual.

Se puede observar que en este caso cuatro, la velocidad de diseño es mayor a la velocidad de arrastre, por lo que las partículas de líquido suspendidas en el vapor alcanzan a depositarse en la fase líquida; asegurando que no sean arrastradas por la fase gaseosa por lo que el equipo puede operar en el proceso propuesto.

El área de malla que se necesita es el siguiente:

$$\text{Área de malla} = (60 \cdot 4675 \text{ m}^3/\text{Hr}) / (93.129 \text{ m}/\text{min}) = 0.8367 \text{ m}^2$$

Para la fase líquida se realizó un análisis para verificar que realmente puede operar en el proceso propuesto.

Si el nivel máximo es 760 mm y el diámetro es 1524 mm entonces el % de área vapor es aproximadamente el 50% por lo que para el líquido es 50%, entonces:

$$Q_L = 0.3335 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$\text{Tiempo de residencia} = 7 \text{ min}$$

$$\text{Vol. liq} = 0.3335 \cdot 7 = 2.3345 \text{ m}^3$$

Como el volumen del líquido es aproximadamente 50% entonces:

$$\text{Vol. total} = 6.95 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. liq} = 6.95 \cdot 0.5 = 3.48 \text{ m}^3$$

El volumen real del recipiente es de 6.95 m^3 , por lo que el recipiente puede acumular el volumen calculado y operar satisfactoriamente si se le adiciona una malla separadora que tenga un área de 0.8367 m^2 . Las dimensiones de este recipiente son:

$$D = 1524 \text{ mm}$$

$$T-T = 3810 \text{ mm}$$

$$\text{Área de malla} = 0.8367 \text{ m}^2$$

$$N_{\text{max}} = 760 \text{ mm}$$

En la figura 3.3 se puede observar las dimensiones finales de este equipo.

-Tanque de Succión al Compresor FA-807.

Debido a los cambios del proceso propuesto se requiere de un recipiente que asegure que no existan partículas de líquido en la corriente de vapor que puedan dañar al compresor. El procedimiento para dimensionar este equipo es el siguiente:

$$V_a = K \cdot ((\rho_L - \rho_V) / \rho_L)^{1/2}$$

$$Q_V = 4675 \text{ m}^3/\text{Hr}$$

$$K = 6.401 \text{ m/min}$$

$$\rho_V = 2.044 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_L = 771.226 \text{ Kg/m}^3$$

Calculando la velocidad máxima permisible.

$$V_{mp} = 6.401 \cdot ((771.226 - 2.044) / 2.044)^{1/2} = 124.1715 \text{ m/min}$$

$$V_D = 0.75 \cdot 124.1715 = 93.1286 \text{ m/min}$$

$$\text{Área de malla} = (77.916 \text{ m}^3/\text{min}) / 93.1286 = 0.8367 \text{ m}^2$$

Como es un recipiente en posición vertical el área de la malla es igual al área transversal del recipiente. Por lo que con este dato se puede calcular el diámetro del recipiente.

$$D = ((4 \cdot 0.8367) / 3.1416)^{1/2} = 1.0321 \text{ m}$$

El valor comercial próximo es de 1.067 m

Para evaluar la altura de este equipo se tomaron criterios de diseño ya establecidos ya que la mayor parte del volumen estará ocupado por vapor. Las dimensiones finales del recipiente son:

$$D = 1067 \text{ mm}$$

$$T-T = 2438 \text{ mm}$$

$$\text{Área de malla} = 0.8942 \text{ m}^2$$

$$N_{\text{max}} = 457 \text{ mm}$$

En la figura 3.4 se presentan las dimensiones finales de este recipiente.

-Bomba de Domos de Torre Fraccionadora GA-802.

Este equipo también debe de ser nuevo ya que el actual no cumple con las especificaciones necesarias para operar en el proceso propuesto.

Las características de la bomba son:

$$\text{Cap.} = 333.5 \text{ LPM. (88.11 gpm)}$$

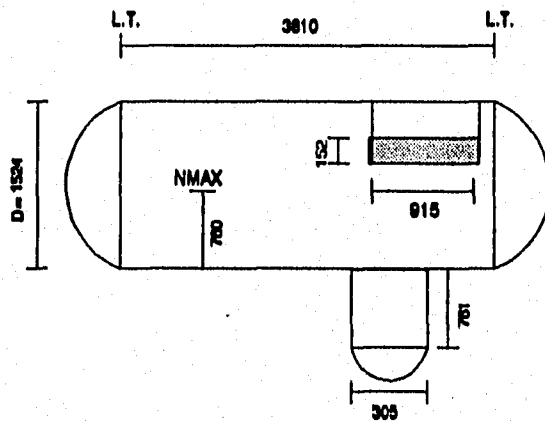
$$\text{DP} = 5.5 \text{ Kg/cm}^2. (78.23 \text{ psi})$$

$$e_f B = 0.56$$

$$e_f M = 0.85$$

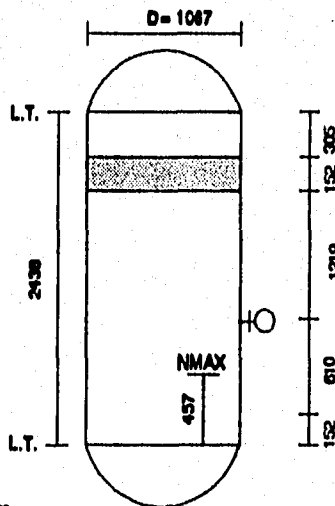
Calculando la potencia requerida.

$$B_{hp} = (88.11 \cdot 78.23) / (1715 \cdot 0.56 \cdot 0.85) = 8.44$$



- NOTAS:
 1) ACOTACIONES EN mm
 2) ESTE EQUIPO ES EXISTENTE
 3) MALLA SEPARADORA NUEVA

FIG 3.3 DIMENSIONES DE ACUMULADOR DE TORRE FRACCIONADORA FA-806



- NOTAS:
 1) ACOTACIONES EN mm
 2) TODO EL RECIPIENTE ES NUEVO

FIG 3.4 DIMENSIONES DE TANQUE DE SUCCION AL COMPRESOR FA-807

-Bomba de Fondos de Torre Fraccionadora GA-803.

Al igual que el equipo anterior éste debe ser nuevo por que el existente no cumple con las especificaciones requeridas en el proceso propuesto. Las características de la bomba son:

$$\text{Cap} = 22498 \text{ LPM. (5944 gpm)}$$

$$\text{DP} = 10 \text{ Kg/cm}^2. (142.2 \text{ psi})$$

$$\text{efB} = 0.85$$

$$\text{efM} = 0.90$$

Calculando la potencia requerida.

$$\text{Bhp} = (5944 \cdot 142.2) / (1715 \cdot 0.85 \cdot 0.90) = 644.24$$

-Compresor de Gas Amargo GB-802.

Este equipo debe de ser totalmente nuevo ya que en el proceso propuesto éste debe de comprimir el gas amargo y enviarlo con suficiente presión a tratamiento.

Las características son:

$$\text{Cap} = 81.876 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$\text{DP} = 81 \text{ psi}$$

$$\text{efC} = 0.80$$

$$\text{efM} = 0.93$$

$$\text{Pot.} = 417.768 \text{ Hp}$$

Calculando la potencia requerida.

$$\text{Bhp} = 417.768 / (0.8 \cdot 0.93) = 562$$

-Pre calentador de Carga a Torre Fraccionadora EA-804.

Para este tipo de equipos se analizó primero si podían operar en el proceso propuesto, tomando en consideración el área de transferencia y las condiciones de diseño.

Para el EA-804 los resultados del análisis son los siguientes:

$$T_1 = 345 \text{ }^\circ\text{C (efluente)}$$

$$T_2 = 127 \text{ }^\circ\text{C (efluente)}$$

$$t_1 = 49 \text{ }^\circ\text{C (carga)}$$

$$t_2 = 270 \text{ }^\circ\text{C (carga)}$$

$$\text{LMTD} = 76.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q = 19.16 \text{ MMKcal/Hr}$$

$$U = 513.5 \text{ Kcal/(Hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C)}$$

$$Q = U \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

$$A = Q / (U \cdot \text{LMTD}) = 487.75 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{actual}} = 504.44 \text{ m}^2$$

$$T_{\text{DC}} = 3115.5 \text{ }^\circ\text{C (carga)}$$

$$T_{\text{DT}} = 371 \text{ }^\circ\text{C (efluente)}$$

Por lo tanto este equipo puede operar en el caso propuesto ya que el área de transferencia necesaria es menor que el área actual y las temperaturas de operación son menores que las de diseño.

-Condensador de Torre Fraccionadora EA-805.

$$T_1 = 200 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 46.2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 46 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{LMTD} = 58.65 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q = 2.798 \text{ MMKcal/Hr}$$

$$U = 365.1 \text{ Kcal/(Hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C)}$$

$$Q = U \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

$$A = Q / (\text{LMTD} \cdot U) = 130.65 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{actual}} = 250.83 \text{ m}^2$$

$$T_{\text{DC}} = 135 \text{ }^\circ\text{C (domos)}$$

$$T_{\text{DT}} = 65 \text{ }^\circ\text{C (A.E.)}$$

Este equipo necesita un área de transferencia menor que la existente, pero las temperaturas de operación son mayores que las temperaturas de diseño y por lo tanto no puede operar bajo las condiciones del proceso propuesto, por lo que se requiere un equipo nuevo.

-Enfriador de Fondos de Torre Fraccionadora EA-807.

$$T_1 = 127 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 38 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 46 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{LMTD} = 28.8 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Q = 6.137 \text{ MMKcal/Hr}$$

$$U = 279.4 \text{ Kcal/(Hr m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C)}$$

$$Q = U \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

$$A = Q / (U \cdot \text{LMTD}) = 775.16 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{actual}} = 920.45 \text{ m}^2$$

$$T_{\text{DC}} = 149 \text{ }^{\circ}\text{C (fondos)}$$

$$T_{\text{DT}} = 65 \text{ }^{\circ}\text{C (A.E.)}$$

Este equipo también necesita un área de transferencia menor a la actual y las temperaturas de operación son menores a las temperaturas de diseño, por lo que este equipo puede operar bajo las condiciones del proceso propuesto.

-Enfriador de Gas Amargo EA-808.

$$T_1 = 136.9 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 38 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_1 = 32 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 38 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{LMTD} = 33.15 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Q = 0.391 \text{ MMKcal/Hr}$$

$$U = 357.9 \text{ Kcal/(Hr m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C)}$$

$$Q = U \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

$$A = Q / (U \cdot \text{LMTD}) = 33 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{actual}} = 15.97 \text{ m}^2$$

$T_{DC} = 65 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (gas amargo)

$T_{DT} = 65 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (A.E.)

En este equipo el área de transferencia requerida es menor que el área actual y las temperaturas de diseño son menores a las de operación, por lo que se necesita un equipo nuevo para operar bajo las condiciones del proceso propuesto.

CAPÍTULO 4.

EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DEL ESQUEMA DE PROCESO PROPUESTO.

4.1 EVALUACIÓN TÉCNICA.

Evaluando el rendimiento del producto para ambos casos, se puede apreciar que mientras en el proceso actual se producen un total de 24151 bpd de producto diesel; con un rendimiento del 96.6% con respecto a la carga, en el caso propuesto se producen 24393 bpd del mismo producto con un rendimiento del 97.6%.

Por lo que la diferencia en el rendimiento de ambos casos es mínima y la eficiencia de los dos casos es equivalente. Esto se aprecia mejor en la tabla 4.1.1.

TABLA 4.1.1 COMPARACION DE RENDIMIENTOS.

	CASO ACTUAL	CASO PROPUESTO	DIFERENCIA
CARGA	25000 BPD	25000 BPD	0.0 BPD
PRODUCTO DIESEL	24151 BPD	24393 BPD	242 BPD
RENDIMIENTO	96.6%	97.6%	1.0%

TABLA 4.1.2 CARACTERISTICAS DE EQUIPO.

EQUIPO	CASO ACTUAL	CASO PROPUESTO
TORRE AGOTADORA DA-802	D= 2438 mm TT=10668 mm P _D =9.14 Kg/cm ² T _D =316 °C	
TORRE FRACCIONADORA DA-801	D _{sup} =1524 mm D _{inf} =3200 mm TT=21946 mm P _D =4.6 Kg/cm ² T _D =371 °C	D _{sup} =1676 mm D _{inf} =3200 mm TT=22860 mm P _D =3.57 Kg/cm ² T _D =360 °C
ACUMULADOR DE TORRE AGOTADORA FA-805	D=1219 mm TT=3200 mm P _D =8.44 Kg/cm ² T _D =191 °C	
ACUMULADOR DE TORRE FRACCIONADORA FA-806	D=1524 mm TT=3810 mm P _D =4.2 Kg/cm ² T _D =191 °C MALLA=-----	D=1524 mm TT=3813 mm P _D =4.2 Kg/cm ² T _D =191 °C MALLA=0.8367 m ²
TANQUE DE SUCCION AL COMPRESOR FA-807		D=1067 mm TT=2438 mm P _D =4.2 Kg/cm ² T _D =191 °C MALLA=0.8367 m ²

TABLA 4.1.2 CARACTERISTICAS DE EQUIPO (CONT.)

EQUIPO	CASO ACTUAL	CASO PROPUESTO
CONDENSADOR DE TORRE AGOTADORA FA-803 A-B	Q _D =4.0884 MMKcal/Hr DP=0.3 Kg/cm ² AREA=257.98 m ²	
PRECALENTADOR DE TORRE FRACCIONADORA EA-804 A-F	Q _D =12.98 MMKcal/Hr DP=2.4 Kg/cm ² AREA=504.44 m ²	Q=19.16 MMKcal/Hr DP=2.4 Kg/cm ² AREA=487.75 m ²
CONDENSADOR DE TORRE FRACCIONADORA EA-805 A-B	Q=2.3986 MMKcal/Hr DP=0.27 Kg/cm ² AREA=250.83 m ²	Q=2.7977 MMKcal/Hr DP=0.27 Kg/cm ² AREA=130.65 m ²
PRECALENTADOR DE TORRE AGOTADORA EA-806 A-D	Q _D =9.2 MMKcal/Hr DP=0.7 Kg/cm ² AREA=785.74 m ²	
ENFRIADOR DE FONDOS DE TORRE FRACCIONADORA EA-807 A-D	Q _D =5.92 MMKcal/Hr DP=1.4 Kg/cm ² AREA=920.45 m ²	Q=6.137 MMKcal/Hr DP=1.4 Kg/cm ² AREA=775.16 m ²
ENFRIADOR DE GAS AMARGO EA-808	Q _D =0.0323 MMKcal/Hr DP=0.3 Kg/cm ² AREA=15.97 m ²	Q=0.391 MMKcal/Hr DP=0.3 Kg/cm ² AREA=33.0 m ²

TABLA 4.1.2 CARACTERISTICAS DE EQUIPO (CONT.)

EQUIPO	CASO ACTUAL	CASO PROPUESTO
REHERVIDOR DE TORRE FRACCIONADORA BA-802	$Q_D=10.46 \text{ MMKcal/Hr}$	$Q=8.5 \text{ MMKcal/Hr}$
BOMBA DE RECIRCULACION GA-802	$CAP=625 \text{ LPM}$ $DP=3.9 \text{ Kg/cm}^2$	$CAP=333.5 \text{ LPM}$ $DP=5.5 \text{ Kg/cm}^2$
BOMBA DE FONDOS DE FRACCIONADORA GA 803	$CAP=10016 \text{ LPM}$ $DP=9.0 \text{ Kg/cm}^2$	$CAP=22498 \text{ LPM}$ $DP=10.0 \text{ Kg/cm}^2$
COMPRESOR DE GAS AMARGO GB-802		$Cap=81.876 \text{ m}^3/\text{min}$ $DP=5.7 \text{ Kg/cm}^2$ $Pot=562 \text{ Bhp}$

4.2 EVALUACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES.

Los servicios auxiliares son de mucha importancia en cualquier proceso y por lo tanto deben de tomarse en cuenta en la economía de éste.

Por lo consiguiente se realizó una comparación de los servicios auxiliares requeridos en ambos casos tomando como base los equipos críticos involucrados (únicamente en la sección de estabilización).

TABLA 4.2.1 CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.

EQUIPO	CASO ACTUAL	CASO PROPUESTO	DIFERENCIA
EA-803	294368.4	-----	-294368.4
EA-805	174182.4	199836.0	25653.6
EA-807	426384.0	438332.0	11948.0
EA-808	5942.0	65117.0	59175.0
TOTAL (Kg/Hr)	900877.0	703285.0	-197592.0

TABLA 4.2.2 CONSUMO DE ENERGÍA ELÉCTRICA.

EQUIPO	CASO ACTUAL	CASO PROPUESTO	DIFERENCIA
GA-802	11	6.5	-4.5
GA-803	298	480.0	182
GB-802	-----	419.0	419
TOTAL (KW)	309	905.6	596.6

El consumo de vapor de media presión sólo se necesita en el caso actual, en la torre agotadora, ya que se utiliza como vapor de agotamiento; en el caso propuesto no se utiliza este servicio por lo que la cantidad de vapor que se deja de consumir es de 7083 Kg/Hr.

TABLA 4.2.3 CONSUMO DE VAPOR DE MEDIA PRESIÓN.

EQUIPO	CASO ACTUAL	CASO PROPUESTO	DIFERENCIA
DA-802	7083	0.0	-7083
TOTAL Kg/Hr	7083	0.0	-7083

4.3 EVALUACIÓN DE COSTOS.

A continuación se presentan los costos de los equipos adicionales y nuevos que son necesarios para que el proceso opere bajo las condiciones del caso propuesto.

Es importante indicar que los costos se evaluaron en dólares, por ser la moneda más comercial, además de ser más estable que el peso mexicano.

4.3.1 COSTOS DE EQUIPO.

En la siguiente tabla se muestran los costos de los equipos nuevos que se necesitan para que la planta pueda operar bajo las condiciones del caso propuesto.

TABLA 4.3.1 COSTOS DE EQUIPO.

EQUIPO	COSTO BASE	COSTO INDIRECTO (DLS)	COSTO TOTAL (DLS)
DA-801 *	194,660.0	561,376.0	756,033.0
FA-807 **	11,315.0	28,056.0	39,371.0
GA-802	4,229.0	11,581.0	15,810.0
GA-803	126,883.0	268,570.0	395,453.0
GB-802	422,944.0	835,223.0	1,258,167.0
EA-805	71,477.0	88,727.0	160,204.0
EA-808	23,262.0	43,490.0	66,752.0
TOTAL	854,770.0	1,837,020.0	2,691,790.0

* 10 platos incluidos.

** malla incluida.

El costo total de estos equipos incluye el costo base, el costo de material auxiliar, el costo de instalación en campo, costo de mano de obra, que son necesarios involucrar para obtener un valor más apegado al real.

Estos valores fueron estimados por el método de Guthrie principalmente, el cual consiste en calcular mediante algunas gráficas el costo base del equipo (E), mas el costo de material auxiliar (m). Esta suma nos da el costo directo de material ($E+m = M$). El costo directo de material mas el costo de mano de obra (L) nos da el costo directo del equipo. A este valor se le tiene que agregar los costos indirectos, mas un porcentaje llamado de contingencia que nos dará el costo total del equipo ya instalado. Todos estos valores se obtienen mediante gráficas y factores que se presentan en un artículo de la revista Chemical Engineering ¹. Este método tiene un error del 10 al 15 %.

Los valores obtenidos se actualizaron mediante la estimación de índices de precios.

El valor que se utilizó para el índice de precios, para la actualización, es de 1004.4 obtenido de la revista Chemical Engineering y corresponde al inicio de 1995.

4.3.2 COSTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.

Los costos unitarios de los servicios que se mencionan a continuación fueron obtenidos de uno de los proyectos de hidrosulfuración del Departamento de Diseño de Proceso del I.M.P.

Guthrie, Grace and Co. Capital Cost Estimating. Chemical Engineering, Marzo 24 de 1969. ¹

Agua de enfriamiento: El consumo de agua de enfriamiento en el caso propuesto es de -22% aproximadamente que en el caso actual, lo que equivale a un ahorro de 197592 Kg/Hr de este servicio que no se utiliza y equivale a 199.6 m³/Hr.

El costo unitario de agua de enfriamiento es de 0.083 Dls/m³ , por lo que el costo de agua de enfriamiento que se ahorra en este caso es el siguiente:

$$199.6 \text{ m}^3/\text{Hr} * 0.083 \text{ Dls/m}^3 = 16.6 \text{ Dls/Hr}$$

$$\text{El costo por día es: } 16.6 \text{ Dls/Hr} * 24 = 397.6 \text{ Dls/día}$$

$$\text{El costo por año es: } 397.6 \text{ Dls/día} * 330 = 131208 \text{ Dls/Año}$$

Vapor de media presión: El consumo de este servicio en el proceso actual, para la torre agotadora, es de 7083 Kg/Hr y en el caso propuesto no se requiere, por lo que se ahorra el costo de producción del vapor de agotamiento. El costo unitario del vapor de media presión es de 9.33 Dls/Ton, y el costo total ahorrado es el siguiente:

$$7083 \text{ Kg/Hr} = 7.083 \text{ Ton/Hr} * 9.33 \text{ Dls/Ton} = 66.08 \text{ Dls/Hr}$$

$$\text{El costo por día es: } 66.08 \text{ Dls/Hr} * 24 = 1586.03 \text{ Dls/Día}$$

$$\text{El costo por año es: } 1586.03 \text{ Dls/Día} * 330 = 523390 \text{ Dls/Año}$$

Energía eléctrica: El consumo de electricidad en el caso actual es de 309 Kw mientras que en el proceso propuesto aumenta en un 193% dando un valor de 906 Kw. En este servicio no existe ahorro en el consumo, sino que se tiene que pagar más de energía eléctrica. La cantidad que aumenta es de 597 Kw y su costo unitario es de 0.058 Dls/Kw-Hr por lo que la cantidad que se paga adicional es la siguiente:

$$597 \text{ Kw} * 0.058 \text{ Dls/Kw-Hr} = 34.63 \text{ Dls/Hr}$$

$$\text{El costo por día es: } 34.63 \text{ Dls/Hr} * 24 = 831.0 \text{ Dls/Día}$$

$$\text{El costo por año es: } 831 \text{ Dls/Día} * 330 = 274230 \text{ Dls/Año}$$

El ahorro total en costos de servicios auxiliares en un año se muestra en la tabla siguiente:

4.3.2. AHORRO DE SERVICIOS AUXILIARES.

SERVICIO	DLS/AÑO
AGUA DE ENFRIAMIENTO	131,208.0
VAPOR MEDIA PRESIÓN	523,390.0
ENERGÍA ELÉCTRICA	-274,230.0
TOTAL	380,368.0

4.4 ECONOMÍA DEL PROYECTO.

Para el análisis económico se consideró la diferencia de producto total entre ambos casos, que es de 242 BBL/ Día; y no la producción total que se obtendría. Pensando en que todos los gastos totales de operación se realicen con la producción normal que se había estado teniendo. Evaluando esta cantidad por el precio unitario (obtenido igual que los costos de servicios), que es de 23 Dls/BBL, tenemos lo siguiente:

$$242 \text{ BBL/Día} * 23 \text{ Dls/BBL} = 5566 \text{ Dls/Día}$$

$$\text{Las ventas en un año son: } 5566 \text{ Dls/Día} * 330 = 1836780 \text{ Dls/Año.}$$

La inversión total para realizar este proyecto es la siguiente:

TABLA 4.4.1 INVERSION TOTAL.

CONCEPTO.	(DLS)	%
ACTIVO FIJO.	854,770.0	28.87
ACTIVO DIFERIDO.	1,837,020.0	62.04
CAPITAL DE TRABAJO.	269,179.0	9.09
INVERSION TOTAL.	2,960,969.0	100.0

TABLA 4.4.2 ACTIVOS FIJOS Y DEPRECIACION ANUAL.

TIPO DE ACTIVO FIJO	COSTO (DLS)	TIEMPO DE VIDA MEDIA	% DE DEPRECIACION	DEPRECIACION ANUAL
EQUIPO				
TORRE F.	194,680.0	10	10	19,468.0
TANQUE	11,315.0	10	10	1,131.5
BOMBA DOMO	4,229.0	10	10	422.9
BOMBA FON.	128,833.0	10	10	12,883.3
COMPRESOR	422,944.0	10	10	42,294.4
CONDENSADOR	71,477.0	10	10	7,147.7
ENFRIADOR	23,262.0	10	10	2,326.2
TOTAL	854,770.0	85,477.0

TABLA 4.4.3 ACTIVOS DIFERIDOS

TIPO DE ACTIVO DIFERIDO	COSTO (DLS)
INSTALACION DE EQUIPO	
TORRE F.	193,103.0
TANQUE	11,224.5
BOMBA DOMO	2,948.0
BOMBA FON.	88,437.5
COMPRESOR	259,688.0
CONDENSADOR	45,030.5
ENFRIADOR	14,655.0
	815,086.5
COSTOS INDIRECTOS	1,221,933.5
TOTAL	1,837,020.0

TABLA 4.4.4 INGRESOS.

AÑOS	PRODUCCION (BBL/AÑO)	PRECIO UNITARIO (DLS)	VENTAS NETAS (DLS)
1	79860.0	23.0	1836780.0
2	79860.0	23.0	1836780.0
3	79860.0	23.0	1836780.0
4	79860.0	23.0	1836780.0
5	79860.0	23.0	1836780.0
6	79860.0	23.0	1836780.0
7	79860.0	23.0	1836780.0
8	79860.0	23.0	1836780.0
9	79860.0	23.0	1836780.0
10	79860.0	23.0	1836780.0

TABLA 4.4.5 FLUJO DE EFECTIVO.

AÑO	0	1	2	3	4	5	10
ENTRADAS	1922257	1922257	1922257	1922257	1922257	1922257
UTILIDAD	1836780	1836780	1836780	1836780	1836780	1836780
DEPRECIA.	85477	85477	85477	85477	85477	85477
SALIDAS	2960969
INVERSION	2960969
FLUJO DE EFECTIVO	(2960969)	1922257	1922257	1922257	1922257	1922257	1922257

TABLA 4.4.6 VALOR PRESENTE NETO.

AÑO	FLUJO DE EFECTIVO	FLUJO DE EFECTIVO DESC.	FLUJO DE EFECTIVO ACUM.
0	(2960969.0)	(2960969.0)	(2960969.0)
1	1922257	1830720.952	(1130248.048)
2	1922257	1743543.764	613295.716
3	1922257	1660517.871	2273813.587
4	1922257	1581445.591	3855259.178
5	1922257	1506138.658	5361397.836
6	1922257	1434417.770	6795815.606
7	1922257	1366112.162	8161927.768
8	1922257	1301059.202	9462986.970
9	1922257	1239104.001	10702090.970
10	1922257	1180099.049	11882190.020

El Valor Presente Neto del proyecto es de \$11,882,190.02 , lo que corresponde a cuatro veces el capital social.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) para este proyecto corresponde al 64.47 % lo que nos dice que es rentable el proyecto.

El periodo de recuperación del capital (inversión) es de 1 año y 8 meses por lo que se puede observar que el proyecto puede llevarse a cabo.

CONCLUSIONES.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

CONCLUSIONES.

Después del análisis realizado en este trabajo se puede concluir, a grandes rasgos, que la realización real del proyecto puede llevarse a cabo; ya que es posible utilizar una sola Torre Estabilizadora en lugar de dos torres como se hace en el caso real, y el proceso propuesto tiene un rendimiento un poco mejor y los costos de operación son menores que en el actual.

Además de acuerdo al análisis económico el proyecto es rentable ya que el periodo de recuperación de la inversión es de 2 años y un mes, lo que significa que el total del capital invertido se recupera en ese tiempo y en adelante se tiene una ganancia mayor que la obtenida en el caso actual. Esto sin mencionar el ahorro que se tendrá en el costo de tratamiento de aguas amargas.

Este análisis puede aplicarse a cualquier planta hidrosulfuradora de diesel, tomando en cuenta que los resultados pueden ser diferentes. Dependiendo de la ubicación de la planta, capacidad de procesamiento, condiciones de operación, etc.

Aunque en este caso el resultado obtenido es satisfactorio y con buena viabilidad para poner en marcha este proyecto, se pueden realizar estudios más profundos y con más detalle en donde se involucren otros puntos que no se hallan tomado en cuenta en este trabajo; y realizar otras mejoras en este proceso. Por ejemplo este trabajo se puede complementar con un estudio para optimizar la sección de reacción.

Se propone en general que se realicen estudios similares para optimizar los procesos de la industria de la refinación del petróleo y petroquímica, ya que la mayoría

de las plantas de proceso de este tipo tienen varios años de estar operando, y algunos podrían optimizarse empleando nueva tecnología, o nuevos métodos de proceso para un mejor aprovechamiento de los recursos.

APÉNDICE.

A.1 LISTADO DE PROGRAMA DE SIMULACIÓN.

Este simulador de procesos presenta grandes ventajas, ya que es fácil de utilizar, además de que los resultados también son fáciles de comprender.

Su confiabilidad es muy grande por que utiliza varios métodos fisicoquímicos como son: Soave-Reidich-Kwong, UNIFAC, UNICUAC, etc. También tiene la versatilidad de trabajar en inidades del sistema inglés o sistema internacional.

Además de que presenta la constante actualización y mejora de sus métodos y la forma de trabajar con él.

^R
PRO/II VERSION 3.32

R - PRO/II IS A REGISTERED MARK OF SIMULATION SCIENCES INC.
(c) COPYRIGHT 1988, UPDATED 1989, 1990, 1991, 1992, AND 1993,
SIMULATION SCIENCES INC.
ALL RIGHTS RESERVED

=====

***** PRO/II Keyword File created by PC Interface *****
***** (WRITE.EXE ver. 00/25/92) *****

TITLE PROJECT=TESIS,PROBLEM=DIESEL, *
USER=ARTURO,DATE=28/11/94
DESC SIMULACION DE LA SECCION DE ESTABILIZACION DEL PROCESO PROPUESTO
DESC PARA PRODUCIR DIESEL.
DIMEN METRIC,TIME=HR,WT=KG,TEMP=C,PRES=KGCM2, *
ENER=KCAL,WORK=KW,LIQV=BBL,VAPV=M3,VISC=CP, *
COND=KCH,SURF=DYNE,XDEN=API,PBAS=1.034
PRINT RATE=M,TBP,STREAM=ALL,INPUT=ALL
DBASE DATA=PC1,IDATA=1,SDATA=TULA
*

COMPONENT DATA

LIBID 1, HYDROGEN/2, HYSULFID/3, METHANE/4, ETHANE/ *
5, PROPANE/6, BUTANE/7, IBUTANE/8, PENTANE/9, IPENTANE
PETROLEUM 10, CTE068, 84.451, ,68.353 / *
11, CTE137, 120.859, ,137.578/ *
12, CTE241, 189.731, ,241.251/ *
13, CTE260, 2D5.659, ,260.368/ *
14, CTE275, 219.174, ,275.684/ *
15, CTE293, 235.241, ,293.030/ *
16, CTE306, 248.413, ,306.680/ *
17, CTE319, 261.062, ,319.410/ *
18, CTE336, 278.929, ,336.949

THERMODYNAMIC DATA

*
METHOD KVALUE(VLE)=SRK, ENTH(V)=SRK, ENTH(L)=SRK, *
ENTR(V)=SRK, ENTR(L)=SRK, DENS(V)=SRK, *
DENS(L)=API, COND(V)=PETR, COND(L)=PETR, *
SURF=PETR, VISC(V)=PETR, VISC(L)=PETR, *
SET=SET01
*

STREAM DATA

PROP STREAM=1, TEMP=38, PRES=2.3, PHASE=L, RATE(M)=586.83, *
COMP(M)=1,0.0/2,0.0/3,0.0/4,0.0/ *
5,0.0/6,0.0/7,0.0/8,0.0/ *
9,0.0/10,0.0/11,0.0/12,20.691/ *
13,25.082/14,24.539/15,204.916/16,139.19/ *
17,133.485/18,38.926,NORMALIZE
PROP STREAM=2, TEMP=116, PRES=66, PHASE=V, RATE(M)=474.51, *
COMP(M)=1,364.93/2,0.0/3,39.341/4,33.173/ *
5,20.315/6,5.457/7,4.603/8,4.271/ *
9,2.372/10,0.0/11,0.0/12,0.0/ *
13,0.0/14,0.0/15,0.0/16,0.0/ *
17,0.0/18,0.0,NORMALIZE
PROP STREAM=7, TEMP=38, PRES=73.5, PHASE=L, RATE(M)=586.83, *
COMP(M)=1,0.0/2,0.0/3,0.0/4,0.0/ *
5,0.0/6,0.0/7,0.0/8,0.0/ *
9,0.0/10,0.0/11,0.0/12,20.691/ *

=====

13,25.082/14,24.539/15,204.916/16,139.190/ *
17,133.485/18,38.926,NORMALIZE
PROP STREAM=8,TEMP=73,PRES=64,PHASE=V,RATE(M)=2575.64, *
COMP(M)=1,1808.055/2,195.933/3,416.360/4,118.018/ *
5,29.234/6,2.550/7,2.885/8,0.670/ *
9,1.623/10,0.284/11,0.026/12,0.0/ *
13,0.0/14,0.0/15,0.0/16,0.0/ *
17,0.0/18,0.0,NORMALIZE
PROP STREAM=9,TEMP=54,PRES=63.5,PHASE=M,RATE(M)=3636.97, *
COMP(M)=1,2172.948/2,195.941/3,455.694/4,151.200/ *
5,49.581/6,8.015/7,7.485/8,4.953/ *
9,3.988/10,0.294/11,0.039/12,20.694/ *
13,25.083/14,24.540/15,204.920/16,139.191/ *
17,133.486/18,38.926,NORMALIZE
PROP STREAM=10,TEMP=360,PRES=61.5,PHASE=M,RATE(M)=3636.97, *
COMP(M)=1,2172.948/2,195.941/3,455.694/4,151.200/ *
5,49.581/6,8.015/7,7.485/8,4.953/ *
9,3.988/10,0.294/11,0.039/12,20.694/ *
13,25.083/14,24.540/15,204.920/16,139.191/ *
17,133.486/18,38.926,NORMALIZE
PROP STREAM=11,TEMP=403,PRES=58,PHASE=M,RATE(M)=3636.97, *
COMP(M)=1,2172.948/2,195.941/3,455.694/4,151.200/ *
5,49.581/6,8.015/7,7.485/8,4.953/ *
9,3.988/10,0.294/11,0.039/12,20.694/ *
13,25.083/14,24.540/15,204.920/16,139.191/ *
17,133.486/18,38.926,NORMALIZE
PROP STREAM=12,TEMP=416,PRES=56,PHASE=V,RATE(M)=3471.63, *
COMP(M)=1,1906.374/2,280.487/3,463.242/4,153.878/ *
5,52.034/6,8.338/7,7.808/8,4.953/ *
9,9.668/10,5.459/11,6.720/12,22.082/ *
13,25.083/14,24.540/15,204.920/16,139.191/ *
17,121.442/18,35.414,NORMALIZE
PROP STREAM=13,TEMP=167,PRES=54,PHASE=M,RATE(M)=3471.63, *
COMP(M)=1,1906.374/2,280.487/3,463.242/4,153.878/ *
5,52.034/6,8.338/7,7.808/8,4.953/ *
9,9.668/10,5.459/11,6.720/12,22.082/ *
13,25.083/14,24.540/15,204.920/16,139.191/ *
17,121.442/18,35.414,NORMALIZE
PROP STREAM=14,TEMP=49,PRES=53,PHASE=M,RATE(M)=3471.63, *
COMP(M)=1,1906.374/2,280.487/3,463.242/4,153.878/ *
5,52.034/6,8.338/7,7.808/8,4.953/ *
9,9.668/10,5.459/11,6.720/12,22.082/ *
13,25.083/14,24.540/15,204.920/16,139.191/ *
17,121.442/18,35.414,NORMALIZE
PROP STREAM=15,TEMP=49,PRES=53,PHASE=V,RATE(M)=2682.95, *
COMP(M)=1,1883.347/2,204.105/3,433.696/4,122.944/ *
5,30.443/6,2.665/7,3.003/8,0.711/ *
9,1.683/10,0.307/11,0.040/12,0.003/ *
13,0.002/14,0.001/15,0.004/16,0.001/ *
17,0.001/18,0.0,NORMALIZE
PROP STREAM=17,TEMP=49,PRES=53,PHASE=V,RATE(M)=2575.64, *
COMP(M)=1,1808.013/2,195.941/3,416.348/4,118.026/ *
5,29.225/6,2.558/7,2.883/8,0.682/ *

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT TESIS
PROBLEM DIESEL

R
PRO/II VERSION 3.32
INPUT
SOURCE LISTING

PAGE 5-3
386/EH
ARTURO
28/11/94

9,1.616/10,0.294/11,0.039/12,0.003/ *
13,0.001/14,0.001/15,0.004/16,0.001/ *
17,0.001/18,0.0,NORMALIZE

PROP STREAM=18,TEMP=49,PRES=5.0,PHASE=L,RATE(M)=788.672, *
COMP(M)=1,23.029/2,76.383/3,29.544/4,30.932/ *
5,21.594/6,5.671/7,4.803/8,4.243/ *
9,7.989/10,5.150/11,6.687/12,22.075/ *
13,25.080/14,24.536/15,204.913/16,139.185/ *
17,121.440/18,35.411,NORMALIZE
PROP STREAM=16,TEMP=47.11,PRES=7.055,PHASE=V,RATE(M)=107.317, *
COMP(M)=1,75.333/2,8.164/3,17.347/4,4.918/ *
5,1.218/6,0.107/7,0.12/8,0.029/ *
9,0.067/10,0.012/11,0.002/ *
NORMALIZE

NAME 18,CARGA TORRE

*
UNIT OPERATIONS
*

HX UID=E804,NAME=PRECALENTADR
HOT FEED=24,L=25,DP=2.4,METH=SET01
COLD FEED=18,M=19,DP=1.4,METH=SET01
OPER CTEMP=270

*
COLUMN UID=D801,NAME=FRACCIONADOR
PARAM TRAY=17,IO=50
FEED 19,7,NOTSEP
PROD OVHD=21,208.572,BTMS=381,566, *
LDRAW=61,1,14.1
COND TYPE=MIKE,PRESS=1.64
DUTY 1,1,/2,17,8.5
PSPEC TOP=2.1,DPCOL=0.5
PRINT PROP=PART,ITER=PART,XYDATA
ESTI MODEL=CONVENTIONAL
TEMP 1,49/2,133.5/3,154.7/ *
4,160.7/5,185.4/6,258.7/ *
7,297.2/8,297.2/9,297.3/ *
10,297.3/11,297.3/12,297.3/ *
13,297.4/14,297.4/15,298.2/ *
16,310.7/17,347.4
SPEC STREAM=381,RATE(M), *
VALUE=566
SPEC STREAM=61,RATE(M),VALUE=14.1
VARY LDRAW=61,DUTY=1
TSIZE SECTION(1)=2,6,VALVE, *
PASSES=1,SF=1.0
TSIZE SECTION(2)=7,9,VALVE, *
PASSES=2,SF=1.0
TSIZE SECTION(3)=10,12,VALVE, *
PASSES=2,SF=1.0

TSIZE SECTION(4)=13,16,VALVE, *
PASSES=2,SF=1.0
TOLER ENTH=0.001
METHOD SET=SET01,17
*
PUMP UID=GAO2,NAME=BOMBA REC.
FEED 61
PROD L=62
OPER PRESS=7.16,EFF=70
METHOD SET=SET01
*
VALVE UID=VAL2,NAME=VCL
FEED 62
PROD L=6
OPER PRES=5.26
METHOD SET=SET01
*
PUMP UID=GAO3,NAME=BOMBA FONDOS
FEED 381
PROD L=20
OPER PRESS=12.6,EFF=70
METHOD SET=SET01
*
VALVE UID=VAL4,NAME=VCL
FEED 20
PROD L=24
OPER PRES=10.66
METHOD SET=SET01
*
HX UID=E807,NAME=ENF.FON.T.FRACC
HOT FEED=25,L=5,DP=1.4,METH=SET01
OPER HTEMP=38
UTIL WATER,TIN=32,TOUT=46
*
VALVE UID=EXP,NAME=COALES.
FEED 21
PROD V=22
OPER DP=0.5
METHOD SET=SET01
*
COMPRESSOR UID=GB02,NAME=COMP2
FEED 22
PROD V=23
OPER PRESS=6.83,EFF(PCT)=80
*
MIXER UID=MIX3,NAME=MEZCLADOR
FEED 16,23
PROD V=521
OPER PRES=6.86
METHOD SET=SET01 \$ SET01
*
HX UID=E808,NAME=ENF.GAS AMARGO
HOT FEED=521,V=3,DP=0.3, *

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT TESIS
PROBLEM DIESEL

R
PRO/II VERSION 3.32
INPUT
SOURCE LISTING

PAGE 8-5
386/EM
ARTURO
28/11/94

=====

METH=SET01
OPER HTEMP=38
UTIL WATER, TIN=32, TOUT=38

A.2 ESPECIFICACIONES DE DIESEL

A.2.1 ESPECIFICACIÓN DE DIESEL DESULFURADO (No 413/91).

PRUEBAS	UNIDADES	MÉTODOS ASTM	ESPECIFICACIONES
DESTILACIÓN (1)		D86-82	
EL 10% A	°C		REPORTAR
EL 90% A	°C		350 MAX.
TEMP. INFLAMACIÓN	°C	D93/85	41 MIN.
TEMP. ESCURIMIENTO	°C	D97/87	(2) MAX.
TEMP. NUBLAMIENTO	°C	D-2500/86	REPORTAR
INDICE DE CETANO	-----	D976-80	45 MIN.
AZUFRE TOTAL	%P	D129-64(78) D2622-87 D1266-87	0.5 MAX.
CORROSIÓN AL Cu,3 Hrs. A 50 °C	-----	D130-88	STD. 2 MAX.
CARBÓN RAMSBOTTOM (EN 10% DE RESIDUO)	%P	D524-88	0.25 MAX.
AGUA Y SEDIMENTO	%V	D1796-83	0.05 MAX.
VISCOSIDAD S.U. A 37.8°C	SEG.	D445/88 D2161-87	42/40
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 40 °C	CST	D445-88	1.9/4.1
CENIZAS	%P	D482-87	1.01 MAX.
COLOR ASTM	-----	D1500-87	2.5 MAX.

Observaciones:

- (1) Las temperaturas de destilación son corregidas a 760 mmHg.
- (2) De Marzo a Octubre 0°C, de Noviembre a Febrero -5°C

A.2.2 ESPECIFICACIÓN DE DIESEL (No.441/91).

PRUEBAS	UNIDADES	MÉTODOS ASTM	ESPECIFICACIONES
DESTILACION (1)		D86-82	
EL 10% A	°C		REPORTAR
EL 90% A	°C		355 MAX.
TEMP. INFLAMACIÓN	°C	D93/85	52 MIN.
TEMP. ESCURRIMIENTO	°C	D97-87	(2) MAX.
TEMP. NUBLAMIENTO	°C	D2500-86	REPORTAR
INDICE DE CETANO	-----	D976-80	40 MIN.
AZUFRE TOTAL	%P	D129-64(78) D1552-88 D2622-87 D1266-87	2.0 MAX.
CORROSIÓN AL Cu, 3 Hrs, A 50 °C	-----	D130-88	STD. 3 MAX.
CARBÓN RAMSBOTTOM (EN 10% DE RESIDUO)	%P	D524-88	0.35 MAX.
AGUA Y SEDIMENTO	%V	D1796-88	0.05 MAX.
~ah? VISCOSIDAD S.U. A 37.8°C	SEG.	D445/88 D211161-87	35/45
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 40°C	CST	D445-81	2.7/5.8
COLOR ASTM	-----	D1500-87	5 MAX.

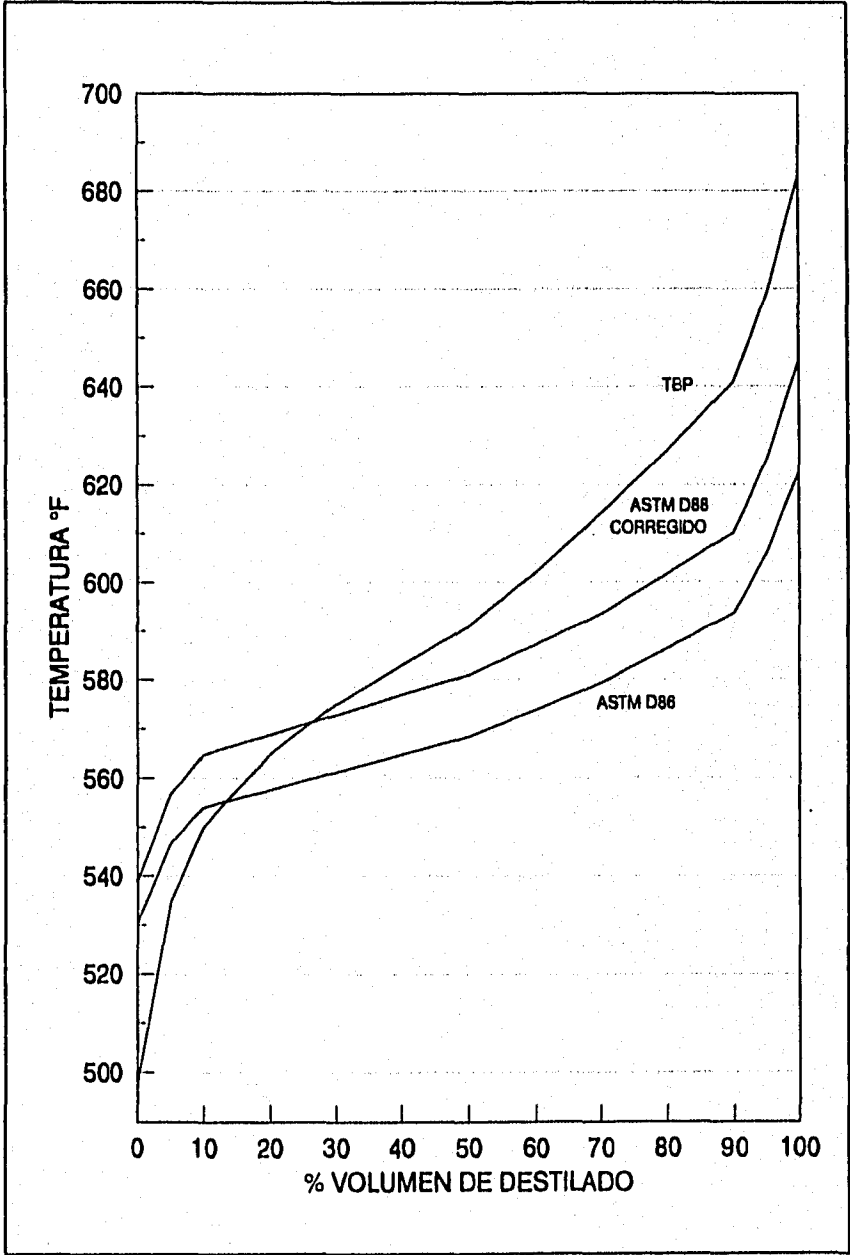
Observaciones:

(1) Las temperaturas de destilación son corregidas a 760 mmHg.

(2) De Marzo a Octubre 0°C, de Noviembre a Febrero -5°C

A.4 CURVAS DE DESTILACIÓN ASTM Y TBP PARA DIESEL.

%	TEMP. ASTM (°F)	CORRECCIÓN	TEMP.ASTM CORREGID A	TEMP.TBP °C
T.I.E.	530.6	8.37	538.97	498.03
5	546.8	9.98	556.78	535.03
10	554.0	10.8	564.80	555.03
20	557.6	11.23	568.83	565.03
30.	561.2	11.68	572.88	575.03
40	564.8	12.15	576.95	583.03
50	568.4	12.63	581.03	591.03
60	573.8	13.40	587.20	602.03
70	579.2	14.21	593.41	614.03
80	586.4	15.37	601.77	627.03
90	593.6	16.62	610.22	641.03
95	606.2	19.07	625.27	659.03
T.F.E.	622.4	22.75	645.15	683.03



**A.5 VOLUMENES PARCIALES EN RECIPIENTES
HORIZONTALES.**

Un recipiente puede ser un elemento geométrico simple, como puede ser: un cilindro, una esfera o un elipsoide. Puede tener también una forma compuesta como por ejemplo de un cilindro con extremos hemisféricos o una combinación de un toroide y una esfera.

Para determinar el volumen, se deba calcular casi siempre por separado cada elemento geométrico. Los cálculos para un recipiente lleno suelen ser sencillos, pero cuando se trata de calcular el volumen parcial todo se complica.

Para calcular el volumen de un cilindro horizontal parcialmente lleno se realiza lo siguiente: Se calcula el ángulo a en grados, se puede utilizar cualquier unidad de longitud, siempre y cuando sean congruentes con H, R y L.

El volumen parcial se calcula con la fórmula siguiente:

$$V = LR^2 \left(\frac{a}{57.30} - \text{sen } a \cos a \right)$$

En donde:

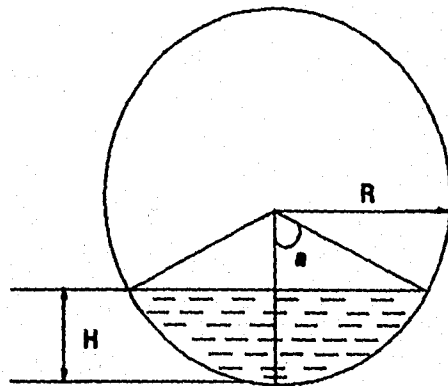
V= volumen

L= longitud

R= radio

H= profundidad del líquido

a = ángulo



- H = PROFUNDIDAD DEL LIQUIDO**
- R = RADIO DEL RECIPIENTE**
- D = DIAMETRO DEL RECIPIENTE**
- L = LONGITUD DEL RECIPIENTE**
- θ = ANGULO INCLUIDO**

ESQUEMA DE VOLUMEN PARCIAL EN TANQUES HORIZONTALES

BIBLIOGRAFÍA.

1.- Instituto Mexicano del Petróleo.

" Manual de Procesos de Plantas Hidrodesulfuradoras "

2.- Instituto Mexicano del Petróleo.

" Manual de Diseño de Proceso Vol. XLII y XLIII

Tecnología de Plantas Hidrodesulfuradoras I y II "

3.- Instituto Mexicano del Petróleo

" Manual de Diseño de Recipientes "

4.- Perry and Chilton

" Chemical Engineers Handbook "

Ed. McGraw Hill. 1978

5.- Kern, Donald.

" Procesos de Transferencia de Calor "

Ed. Continental.

6.- Nelson, W.L.

"Petroleum Refinery Engineering "

Ed. McGraw Hill.

7.- Ludwig, Ernest. E.

" Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants."

Ed. Gulf.Pub. 1984.

8.- Walas, Stanley M.

" Chemical Process Equipment Select and Design."

Ed. Butterworth Publishers. 1988.

9.- Evans, Frank L.

" Equipment Design Handbook: For Refineries and Chemical Plants."

Ed. Book Division. 1974.

10.-Popper, Herbert.

" Modern Cost-Engineering Techniques."

Ed. McGraw Hill. 1970.

11.- Chemical Engineering.

" Modern Cost Engineering."

Ed. McGraw Hill. 1975.

12.- Max, S. Peters.

" Plant Design and Economics for Chemical Engineering "

Ed. McGraw Hill.

13.- Cooper, Stanislaus and Hannerop.

" Hydrotreating Catalyst Diesel Aromatics Saturation "

Hydrocarbon Processing. Junio 1993

14.- Baade, Snyder and Abrardo.

"Generate Hydrogen for Reformulated Gasoline and Clean Diesel
Requeriments."

Hydrocarbon Processing. Enero 1993

15.- Eastwood and Van de Venne.

"Revamp Distillate desulfurizer."

Hydrocarbon Processing. Mayo 1990.

16.- Hall, Matley and Naughton.

"Equipment Cost "

Chemical Engineering. April 5 1982

17.- Guthrie, Grace and Co.

"Capital Cost Estimating "

Chemical Engineering. Marzo 24 1969

18.- Bowman, Jeff and Turton, Richard

" Quick Design and Evaluation: Heat Exchangers."

Chemical Engineering. Julio 1990.

19.- Ulrich, Gael. D.

"How'to Calculate Utility Costs."

Chemical Engineering. Febrero 1992

20.- Plavsic, Branislav.

" Estimate costs of Plants World Wide."

Chemical Engineering. Agosto 1993.

21.- Fabian, Paul and Co.

" Demystifying the Selection of Mist Eliminators part 1."

Chemical Engineering. Noviembre 1993.

22.- Fabian, Paul and Co.

" Demystifying the Selection of Mist Eliminators part 2."

Chemical Engineering. Diciembre 1993.

23.- Hoerner, George M. Jr.

" Nomograph Updates Process Equipment Cost."

Chemical Engineering. Mayo 1976.

24.- Miller, J.S. and Kapella, W.A.

" Installed Cost of a Distillation Column."

Chemical Engineering. Abril 1977.

25.- Pikulik. A and E. Díaz Héctor.

" Cost Estimating for Major Process Equipment."

Chemical Engineering. Octubre 1977.

26.- Hall, Richards.

" Estimating Process Equipment Cost."

Chemical Engineering. Noviembre 1988.

27.- Malo Bahena Guillermo.

"Especificaciones y Análisis de Costos de Equipo de uso más Frecuente en Plantas Industriales."

Tesis: U.N.A.M. Facultad de Química. 1979.

28.- Zamora Pérez Romualdo Enrique.

"Desarrollo de Modelos para Estimación de Costos de Equipo de la Industria Química Nacional."

Tesis: U.N.A.M. E.N.E.P. Zaragoza. 1990.

29.- F.E.S. Zaragoza.

"Estimación de Costos del Equipo Principal de una Planta de Proceso."

9o semestre. 1994 No.3