

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO



**“ EVALUACION PARA LA OPTIMIZACION DE LA
UNIDAD DE REFORMACION CATALITICA
DE LA REFINERIA LA PAMPILLA “**

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE

INGENIERO PETROQUIMICO

Luis Angel Pinto Moreno

Promoción 1993 - 0

LIMA - PERU

1998

EVALUACION PARA LA OPTIMIZACION DE LA UNIDAD DE REFORMACION CATALITICA DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

INDICE GENERAL

i. SUMARIO	1
ii. INTRODUCCION	3
iii. CONTENIDO	
<u>CAPITULO 1:</u> GENERALIDADES	
1.1 Desarrollo histórico	6
1.2 Descripción del flujo del Proceso	10
1.3 Características de la Reformación Catalítica	12
1.3.1 Cargas a Reformación	15
1.3.2 Reacciones Químicas predominantes de la Reformación Catalítica	16
a. Deshidrogenación de Naftenos	16
b. Isomerización de Naftenos	18
c. Isomerización de Parafinas	19
d. Deshidrociclación de Parafinas	20
e. Hidrocraqueo de Parafinas	21
f. Formación de coque	22
1.3.3 El catalizador de Reformación Catalítica	23
1.3.4 Variables del Proceso	31

CAPITULO 2: UNIDAD DE REFORMACION CATALITICA DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

2.1 Descripción de la Unidad	37
2.2 Descripción del flujo del proceso	39
2.3 Descripción de los principales equipos	42
2.4 Especificaciones de diseño	47
2.4.1 Hornos	47
2.4.2 Recipientes (Reactores, Separadores y Columnas)	49
2.4.3 Intercambiadores de calor	57
2.4.4 Bombas y Compresores	57
2.5 Efectos de los parámetros de operación en los rendimientos	60
2.6 El catalizador de Platforming	65

CAPITULO 3: EVALUACION ECONOMICA DE LA OPERACION DE LA UNIDAD UNIFINING-PLATFORMING

3.1 Esquema base de producción de gasolinas en Refinería La Pampilla	70
3.2 Esquema de la producción de gasolinas ejecutado el Proyecto del Corte de Nafta en la Unidad de Destilación Primaria II. La Unidad Unifining-Platforming está fuera de servicio.	78
3.3 Esquema de la producción de gasolinas ejecutado el Proyecto del Corte de Nafta en la Unidad de Destilación Primaria II. La Unidad Unifining-Platforming está en servicio.	84

**CAPITULO 4: CALCULOS BASICOS PARA AUMENTAR LA
CAPACIDAD DE LA UNIDAD**

4.1 Bases del Estudio del Proceso	126
4.2 Hornos	203
4.3 Recipientes (Reactores, Separadores y Columnas)	209
4.4 Intercambiadores de calor	211
4.5 Bombas y Compresores	215
4.6 Diagramas	218
4.7 Principales especificaciones de los equipos por adquirir	220
4.8 Equipos existentes en la Refinería La Pampilla que se usarán	222

CAPITULO 5: CONSIDERACIONES ECONOMICAS

5.1 Bases de Evaluación	224
5.2 Inversión total	225
5.3 Estimado de Ingresos	228
5.4 Estimado de Egresos	229
5.5 Rentabilidad de la Inversión	230

iv. CONCLUSIONES	232
-------------------------	-----

v. RECOMENDACIONES	233
---------------------------	-----

vi. ANEXOS	234
-------------------	-----

vii. BIBLIOGRAFIA	270
--------------------------	-----

i. SUMARIO

El presente trabajo trata acerca de la Ampliación de la Capacidad de Procesamiento de la Unidad de Reformación Catalítica de la Refinería La Pampilla.

La obra básicamente esta constituida de cinco capítulos. En el Primero de éstos se habla de los aspectos teóricos del proceso de Reformación y del catalizador usado.

En el Segundo Capítulo se describe a la Unidad de Reformación Catalítica de la Refinería La Pampilla. En esta parte veremos el flujo del proceso; los principales equipos y especificaciones de diseño de éstos; las variables de operación; y hacemos una descripción del tipo de catalizador que usa esta Unidad en particular.

Luego en el siguiente Capítulo se hace una Evaluación Económica de la operación de la Unidad de Reformación de La Pampilla, considerando que el Proyecto del Corte de Nafta en la Unidad de Destilación Primaria II ha sido ejecutado y tomando la Nafta obtenida como carga a la Unidad Desulfuradora, siendo la Nafta Desulfurizada la carga a la Unidad Reformadora.

En el Capítulo Cuatro se analizará técnicamente cuales son los requerimientos del proceso, efectuar las modificaciones necesarias y adiciones de equipos, para que la Unidad de Reformación de La Pampilla procese una carga que es 50% superior, en cantidad, a la carga de diseño original UOP. El análisis de procesos comprende: Los balances de materia y energía; estimado de la calidad de los productos; determinación del área de transferencia de los equipos de intercambio de calor requeridos; determinación de aquellos equipos existentes que trabajen convenientemente en la ampliación, especificación de bombas y compresores, etc.

El último Capítulo es una Evaluación Económica del Proyecto de Ampliación de la Capacidad de Procesamiento de la Reformadora de La Pampilla, haciendo un cálculo de los criterios tales como el VAN y el TIR que nos indicarán la rentabilidad o no del Proyecto.

ii. INTRODUCCION

Dada la creciente demanda del parque automotor por carburantes de elevado octanaje, Refinería La Pampilla se ve obligada a importar productos muy caros tales como Nafta Reformada y MTBE, de elevados números de octano, que sirven como componentes para la elaboración de estas gasolinas y satisfacer de esta manera las necesidades del mercado.

El propósito de esta investigación es analizar hasta qué medida se podría suplir esos productos importados, mediante la producción, en la Refinería, de Nafta Reformada operando la Unidad de Reformación Catalítica.

Entonces el estudio se orientará primeramente en analizar el potencial de Ampliación de la Unidad Reformadora de Refinería La Pampilla, teniendo siempre en cuenta el aspecto económico. El hecho de que exista un elevado potencial implicará que se producirá una buena cantidad de Nafta Reformada que reemplazará en gran medida a los mencionados productos importados.

Por otra parte, el estudio comprende todo lo necesario que se tiene que realizar, así como, modificaciones y adiciones de equipos para obtener una Nafta Reformada de buena calidad, es decir de un elevado octanaje.

Este trabajo fué desarrollado entre 1994 y 1995, de tal manera que el Esquema base al cual hago referencia en el Capítulo 3 corresponde al Esquema de Refinación de Refinería La Pampilla en dicho período.

Mi deseo es que este estudio sirva de base a otros de mayor cobertura y lograr mejoras en las tecnologías que usamos en nuestro país.

iii. CONTENIDO

CAPITULO 1

GENERALIDADES

CAPITULO 1

GENERALIDADES

El proceso de Reformación Catalítica tuvo en sus orígenes como objetivo elevar el bajo octanaje de una Nafta Primaria y utilizarla como base para las mezclas de gasolina motor. En la actualidad la finalidad de los procesos de Reformación Catalítica se ha extendido hacia la producción de hidrocarburos aromáticos específicos tales como benceno, tolueno y xileno, de alta pureza para la industria Petroquímica. El proceso genera hidrógeno como subproducto de las reacciones de aromatización, una parte del cual ingresa nuevamente al proceso para promover las reacciones de hidrocracking y la otra parte se deriva a la unidad Desulfuradora donde promueve las reacciones de hidrotratamiento de la carga. Los hidrocarburos livianos C_1 , C_2 , y excedentes de H_2 ingresan a la red de gas combustible. Los hidrocarburos del nivel C_3 y C_4 se pueden emplear como GLP y como componente para elevar el PVR de la Nafta Reformada.

El proceso de Reformación Catalítica requiere una carga libre de elementos contaminantes ó "venenos" para el catalizador. Para lograr este objetivo cuenta con una unidad desulfuradora, que permite eliminar los agentes contaminantes de la carga empleando un catalizador selectivo y una corriente de gas rica en hidrógeno para descomponer los sulfuros orgánicos y los compuestos de oxígeno y nitrógeno contenidos en las fracciones de hidrocarburos. Esta unidad además remueve los compuestos organometálicos y satura los compuestos olefínicos si los hubiera.

1.1 Desarrollo Histórico

El proceso de Reformación Catalítica fue un resultado de la búsqueda de procesos que hicieron posible la obtención de gasolinas de alto octanaje, ya que la demanda del mercado por gasolinas de octanaje adecuado, no era cubierta por la

adición de Tetra Etil Plomo (TEL).

El primero de los procesos para mejorar la calidad de la gasolina fue la Reformación Térmica que se efectuaba mediante la simple aplicación de presión y temperatura, introducido alrededor de 1931.

Para la Reformación Térmica se usaron varios tipos de unidades, casi todas deficientes, costosas y difíciles de controlar, que funcionaban a las temperaturas arriba de los 1022°F y a presiones de 800 a 860 PSIA. Además la Reformación Térmica representaba ciertas limitaciones para elevar el octanaje de las gasolinas obtenidas por destilación primaria del crudo o las extraídas del gas natural. Se podían obtener octanajes de 80 y rendimientos de 75% de gasolina reformada, pero si se trataba de obtener un número de octano mayor mediante la aplicación de condiciones más severas de temperatura y presión, descendía muy perceptiblemente el rendimiento de la gasolina reformada.

Esta limitación condujo al desarrollo de los catalizadores para Cracking y, por razones semejantes, se han producido catalizadores para el proceso de Reformación con destacada eficiencia, tanto en rendimiento como en la calidad de los productos. Empleando catalizadores apropiados se han obtenido números de octano mayores de 90 (sin aditivos), y rendimientos de gasolina reformada de más de 90 por ciento.

El proceso Hydroforming de lecho fijo, de la Esso Research & Engineering Co. (luego Standard Oil Development), fue la primera unidad de Reformación Catalítica que entró en operación a comienzos de 1940; y fue usada primariamente para la producción de tolueno y compuestos de gasolina de aviación durante la II Guerra Mundial. El proceso Hydroforming contribuyó en el año 1944 con 378,540 m³ de tolueno, destinados principalmente a la fabricación de T.N.T.

El catalizador de Hydroforming era óxido de molibdeno soportado en alúmina, con hidrógeno circulando sobre el lecho del catalizador.

Luego de las investigaciones de la UOP, se anunció en marzo de 1949 el proceso Platforming que utilizaba el catalizador con Platino desarrollado por Vladimir Haensel. El proceso combina la conversión de naftenos a aromáticos, isomerización de parafinas y naftenos e hidrocraqueo, dentro de un proceso singular no regenerativo.

En octubre de 1949 fue puesta en operación la primera planta de Platforming, por la Old Putch Refining Co., en Muskegan, Mich. La adopción del diseño Platforming fue rápida, primero entre refinerías pequeñas, después entre las grandes.

Nuevos diseños se han desarrollado en Reformación Catalítica, usando catalizadores con platino. Así, se tenía en 1958 los siguientes diseños: Platforming, Ultraforming, Socony, Sinclair Baker, Houdriforming, Powerforming, Rexforming y otros.

En estos últimos años ha habido cambios en Reformación Catalítica los cuales proporcionan mejoras y optimización del proceso, tratamiento posterior del reformado, extensión del proceso a nuevas aplicaciones y, nuevos y mejores catalizadores.

La regeneración cíclica compite ahora con los procesos semiregenerativos, y procesos tales como Ultraforming y Powerforming cíclicos representan ahora una porción significativa de la capacidad de reformación mundial. La reformación cíclica permite que la operación se lleve a cabo bajo condiciones más severas, debido a que la estabilidad del catalizador no es una función crítica. Contrapesando este progreso están los costos considerablemente altos de operación, los costos de capital y los inventarios de catalizador.

Otro esquema, nombrado Magnaforming, mejora la operación por acomodo de las temperaturas de entrada al reactor y control de la razón de hidrógeno a hidrocarburo en cada reactor individual en el tren del reformador. El resultado es una

mayor producción de C_5^+ a cualquier nivel dado de octanaje y una mejor estabilidad del catalizador.

En la mayoría de los casos, sin embargo, se desea un rendimiento alto que tenga un régimen también alto de octanaje. Varios métodos han sido usados para elevar el producto reformado. En uno de ellos, los aromáticos son extraídos selectivamente, usando procesos tales como Udex o Sulfolane. Otro es separar las parafinas normales del refinado, usando procesos de adsorción, tales como : Molex o Iso-Siv. Una solución de compromiso, entre la concentración de aromáticos y la separación de parafinas normales es un proceso llamado Selectoforming. Este proceso usa un catalizador de forma selectivo, para hidrocraquear sólo las parafinas normales. otras parafinas y aromáticos no son afectados.

El advenimiento de los catalizadores de platino-renio, ha cambiado la economía de reformación catalítica.

El renio como catalizador fue investigado primero para las reacciones de hidrogenación y deshidrogenación, en síntesis química (1959). Luego se investigó catalizadores de renio sobre varios soportes, para reacciones tales como : hidrocraqueo, dealquilación, hidrogenación y reformación. La mayor parte de este trabajo fue llevado a cabo en Rusia, y particularmente en Alemania Oriental, donde el renio ha sido disponible comercialmente y donde el suministro de platino no es accesible.

El renio probó ser útil como promotor para los catalizadores de reformación de metal precioso. Así se tiene que, la adición de renio al catalizador con platino mejora su estabilidad. Por eso, ellos pueden ser usados a baja presión para dar calidad mejorada, sin desactivación excesiva de los catalizadores.

Es así que, se tiene que el renio permite que se pueda operar con una mayor severidad, sin afectar tanto la vida del catalizador, como con los catalizadores sin el renio.

El empleo actual de la Reformación Catalítica, no sólo es para la obtención de gasolina de alto octanaje, sino también, para la producción de productos básicos para la industria petroquímica. Las necesidades crecientes en estos dos campos, hace que se amplíen y construyan nuevas unidades de Reformación Catalítica.

1.2 Descripción del flujo del proceso

Las reacciones que toman lugar en la Reformación Catalítica son principalmente endotérmicas (requieren de suministro de calor), y ocurren a elevadas temperaturas en una atmósfera de hidrógeno para obtener una óptima vida del catalizador y rendimiento de productos. Si las condiciones son desfavorables, los rendimientos de los productos y/o la vida del catalizador serán menores. Los diseños de las unidades pueden variar dependiendo de las condiciones del proceso, óptimos capitales de inversión, estructuras de rendimientos deseados y costos de operación (basados en información estimada antes de ser diseñada la unidad). Pero todas las unidades de reformación tienen hasta cierto punto los componentes básicos mostrados en la figura 1.1.

1. La alimentación hidrotrada y despojada se carga junto con el reciclo de hidrógeno, formando lo que se conoce como alimentación combinada.

2. En la sección de Precalentamiento se incluirá el (los) intercambiador(es) de alimentación combinada y el calentador de carga. Su función es elevar la temperatura de la alimentación más el reciclo de hidrógeno a los valores de las temperaturas de reacción (900°F ó más alto). El (los) intercambiador(es) de alimentación combinada puede ser (listados en orden creciente de eficiencia):
 - a) Un banco horizontal de intercambiadores en serie;
 - b) De uno a cuatro intercambiadores verticales en paralelo; o
 - c) Intercambiadores de placas (denominadas Packinox)

Los intercambiadores verticales y de placas tienen una pequeña caída de presión y en la actualidad son preferidos sobre los intercambiadores horizontales. El costo por reemplazar un banco horizontal por uno o dos intercambiadores verticales puede tener un tiempo de retorno de menos de un año, justificando el ahorro de energía (exclusivo de los rendimientos obtenidos con una baja presión).

De la sección de precalentamiento, se parte al calentador de carga de la sección de recalentamiento.

3. La sección de reacción puede tener de 3 a 5 reactores en serie, separados por la sección de recalentamiento o intercalentadores. Los reactores pueden estar lado a lado u apilados uno encima de otro. Para aplicaciones semiregenerativas, los tipos de reactores pueden ser:

- a) Esféricos
- b) De flujo hacia abajo
- c) De flujo radial hacia abajo
- d) De flujo radial hacia arriba.

Muchos de los diseños de reactores actualmente son radiales por que existe una menor caída de presión a través de ellos comparado con los reactores de los tipos a ó b (todas las unidades de Reformación Catalítica Continua utilizan reactores apilados de flujo radial, tipos c y d).

Hay unidades semiregenerativas que están diseñadas para cubrir condiciones de operación de 150 a 160 psig de presión y de 880 a 1000°F de temperatura. La mayor parte de las unidades de Reformación Catalítica Continua opera a presión de 175 a 50^(*) psig y temperatura de 900 a 1010°F.

(*) Con los actuales catalizadores de Reformación Catalítica Continua se trabaja con presiones de operación hasta de 50 psig como en el caso de catalizador UOP R-32.

4. La sección de recalentamiento o intercalentamiento (incluyendo el calentador de carga) puede estar constituido por hornos cilíndricos verticales o circular Updraft u horizontal tipo cabina o un horno clásico particionado con celdas para el calentador de carga y cada intercalentador. El horno particionado multi-celdas es usado en unidades continuas por que existe una baja caída de presión.

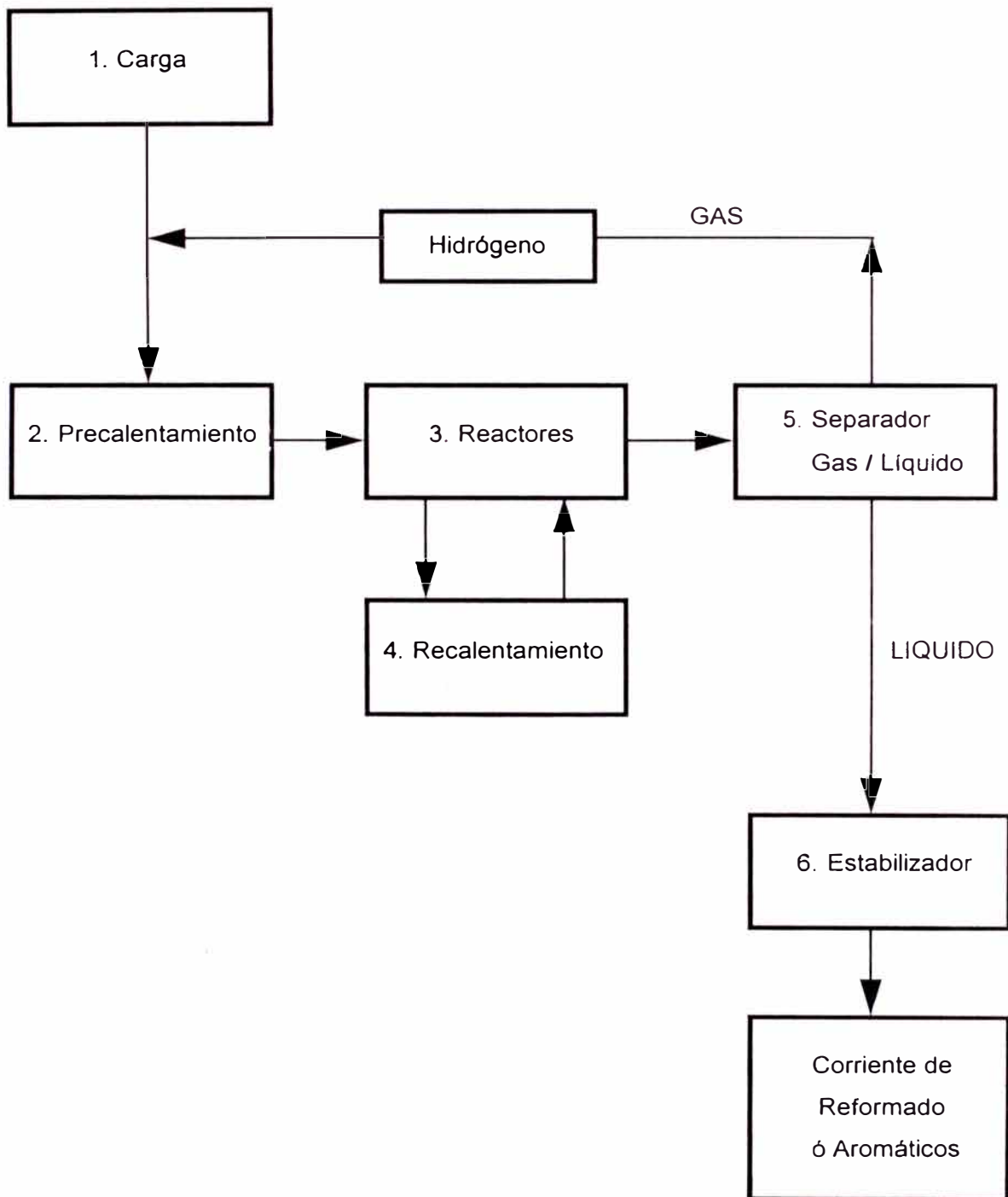
La metalurgia de los tubos de los calentadores es usualmente 2-1/4% Cr-1% Mo ó 9% Cr-1% Mo dependiendo de la temperatura de la pared (1125 ó 1175°F respectivamente).

La mayor parte de los calentadores tienen una sección de convección para los residuos de calor que son usados para la generación de vapor o más recientemente usado como duty en los rehervidores de las columnas.

5. La sección de separación Gas/líquido que funciona para separar de los hidrocarburos C_5^+ , rico en aromáticos, el hidrógeno neto, puede ser;
- a) Un simple separador
 - b) Separadores de baja presión y alta presión
 - c) Una sección Chiller

Cuando la presión de la unidad decrece, el flash a través del separador llega a ser menos eficiente y más hidrocarburos terminarán en la corriente de hidrógeno neto. Esto incrementará la carga al compresor de reciclo (más gas para comprimir para la misma relación H_2/HC), y en los equipos de calentamiento y enfriamiento, más flujo másico para calentar y enfriar respectivamente.

FIGURA 1.1
FLUJO BASICO EN EL PROCESO DE REFORMACION



Para mejorar la eficiencia de separación se deberá añadir una alta presión en el separador (esto es especialmente aplicable en las unidades de Reformación Catalítica Continua). El paso de recontacto (*) incrementará la recuperación de los materiales C_3^+ de la corriente de hidrógeno neto y también incrementará la presión de ésta a valores por encima de lo necesario, aguas abajo, cuando es usado en el hidrotratador de Nafta.

6. La sección estabilizadora puede tener una o dos columnas (una estabilizadora y un fraccionador del reformado tal como en una unidad de producción de aromáticos) usados para producir una corriente de reformado C_5^+ ó C_6^+ o fraccionar aromáticos. En los rehervidores de estas columnas usualmente se usan vapor de calentamiento o los efluentes de los reactores.

1.3 Características de la Reformación Catalítica

Lo más característico del proceso es la influencia de las condiciones de operación, unido a la composición del catalizador, sobre las reacciones que ocurren en el proceso.

Se observa que el crecimiento de la Reformación Catalítica usando catalizadores que contienen el metal platino, en estos últimos años, ha sido acompañado por una extensa gama de aplicaciones. La reformación no sólo se ha mantenido al paso de la creciente demanda por procesos de alta severidad para productos de alto octanaje, sino que también se ha visto más y más involucrada en la producción de aromáticos y más recientemente, en la producción simultánea de concentrados aromáticos y GLP. Además ha habido una creciente demanda por la utilización de cargas distintas de las naftas de destilación primaria para producir una variedad de productos terminados.

(*) Luego de una primera etapa de separación, a ambas corrientes de gas y líquido se les incrementará la presión para luego mezclarse íntimamente (recontacto) y pasar a una segunda etapa de separación.

Por lo tanto, los requisitos del producto demanda una capacidad del sistema para cumplir usando parámetros de la composición del catalizador y condiciones de operación. Los principios fundamentales involucrados son aquellos de controles cinéticos y de equilibrio de las reacciones y el reconocimiento de estos controles como la asignación primaria en la creación de un paquete de reformación total, el cual se puede usar, entonces, para realizar con éxito las funciones deseadas en una escala comercial.

En la discusión siguiente se verá la naturaleza química de la carga a reformación, las reacciones que toman lugar en el proceso, la naturaleza química del catalizador y la influencia de las variables del proceso.

1.3.1 Cargas a Reformación

La alimentación requiere de un hidrot ratamiento adecuado para tener bajos contenidos de azufre y nitrógeno (por debajo de los 0.5 ppm), saturar todas las olefinas y remover los metales, halógenos y oxigenados.

El rango de ebullición de la carga a reformación tiene un punto inicial mínimo de 170°F y un punto final máximo de 400°F.

Una alimentación típica a reformación contiene hidrocarburos desde C_6 hasta C_{11} parafínicos, nafténicos y aromáticos. El propósito de la Reformación Catalítica es producir aromáticos a partir de naftenos y parafinas, los cuales pueden ser usados como combustible para motores (por que su grado de octanaje es muy alto) o como fuente de componentes aromáticos específicos. En aplicaciones de combustible para motores, la nafta de alimentación generalmente contiene todo el rango de hidrocarburos desde C_6 hasta C_{11} , esencialmente maximizando la cantidad de gasolina producida del crudo. En aplicaciones de aromáticos, la nafta de alimentación contiene generalmente un rango más selecto de hidrocarburos (C_6 ; C_6-C_7 ; C_6-C_8 ; C_7-C_8), la cual sirve como fuente de producción de aromáticos deseados. Para ambas aplicaciones la reacción química básica de la nafta es idéntica. Sin

embargo en los procesos aromáticos, en muchos casos, las reacciones de los hidrocarburos de C₆ a C₇ son lentas y muy difíciles de promover.

Las naftas que proceden de diferentes crudos, poseen diferente "facilidad de reformación". Esta "facilidad de reformación" es primariamente determinado por la cantidad de varios tipos de hidrocarburos (parafínicos, nafténicos, aromáticos) contenidos en la nafta. Los hidrocarburos aromáticos pasan a través del reformador esencialmente sin cambiar. Los naftenos reaccionan más rápida y eficientemente transformándose en aromáticos. Esta es la reacción básica de reformación. Las parafinas son los componentes más difíciles de convertir. En muchas aplicaciones a baja severidad, solamente una pequeña cantidad de parafinas se convierte en aromáticos. En aplicaciones a alta severidad, la conversión de parafinas es alta, pero lenta e ineficiente.

1.3.2 Reacciones químicas predominantes de la Reformación

Catalítica

En el proceso de reformación catalítica ocurre simultáneamente gran número de reacciones químicas, reversibles e irreversibles. Su extensión depende de la severidad de la operación, calidad de la alimentación y tipo de catalizador.

Las reacciones químicas que más predominan en la reformación catalítica son los siguientes:

a. Deshidrogenación de naftenos

La carga a Reformación contiene tres tipos de hidrocarburos. Uno de ellos es el de naftenos (compuestos cíclicos, saturados) que se pueden deshidrogenar para formar aromáticos.

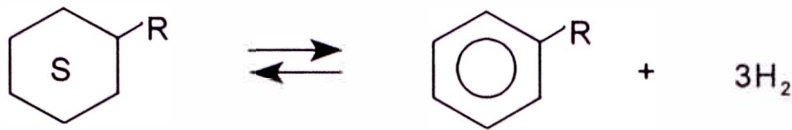
Esta reacción también llamada AROMATIZACION, separa los átomos de hidrógeno de los naftenos para formar aromáticos. El paso final en la formación de

un aromático desde un nafteno (sea ciclohexano o ciclopentano) es la deshidrogenación de un CICLOHEXANO, ver la figura 1.2. La reacción de un ciclohexano al aromático correspondiente (benceno) es extremadamente rápida y esencialmente cuantificable. Los naftenos pueden o no tener cadenas parafínicas añadidas y el número y longitud de éstas pueden también variar.

Los naftenos son obviamente los compuestos más deseados en la carga debido a que la reacción de deshidrogenación es fácil de promover y produce hidrógeno como sub-producto además de los hidrocarburos aromáticos. Esta reacción es muy endotérmica, esto es, consume calor, y produce un ligero encogimiento en el volumen total.

La reacción ocurre rápidamente en el primer reactor, estimulada por el platino que contiene el catalizador. Siendo la reacción endotérmica genera una notable disminución de la temperatura del primer reactor y es favorecido por una alta temperatura de reacción y una baja presión.

FIGURA 1.2
DESHIDROGENACION DE NAFTENOS



NOTACION :



Denota a los anillos saturados (Naftenos)



Denota a los anillos deshidrogenados (Aromáticos)

R, R', R'' Denota a los radicales que están unidos a los anillos, por ejemplo $-CH_2-CH_3$

b. Isomerización de naftenos

Una reacción de isomerización es aquella en la cual la fórmula global del hidrocarburo permanece la misma pero la forma de la molécula cambia, teniendo lugar un rearrreglo en la estructura.

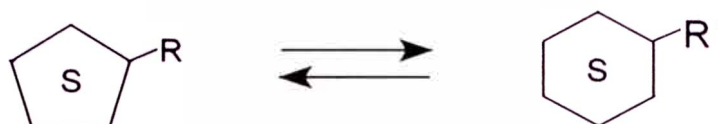
Los productos de estas reacciones están sujetos posteriormente a otras reacciones para formar aromáticos y parafinas más pequeñas.

Algunos de los naftenos presentes en la carga contienen menos de seis átomos de carbono en su anillo. Para producir moléculas aromáticas, dichos naftenos deben isomerizarse para formar naftenos de seis átomos de carbono como paso previo a la formación de aromáticos.

En la reacción de isomerización, promovida por la función ácida del catalizador, los átomos de carbono simplemente cambian de lugar; no hay en ella, pues, producción ni consumo de hidrógeno.

La más importante es la isomerización de un ciclopentano a un ciclohexano, mostrada en la figura 1.3. Esta debe ocurrir como primer paso para convertir un ciclopentano a aromático.

FIGURA 1.3
ISOMERIZACION DE NAFTENOS



Esta isomerización envuelve un rearrreglo del anillo, y la probabilidad de la apertura del anillo para formar una parafina es bastante alta. Por lo tanto esta reacción de alquil-ciclopentanos a ciclohexanos no es cuantitativa. La reacción depende fuertemente de las condiciones del proceso.

c. Isomerización de Parafinas

Para reformadores cuya misión es la de producir combustibles para vehículos, otra reacción altamente deseable es la isomerización de las parafinas normales para convertirlas en isoparafinas (figura 1.4)

Las isoparafinas son de índice octánico más alto que sus contrapartes del mismo número de átomos de carbono.

FIGURA 1.4
ISOMERIZACION DE PARAFINAS



Aunque esta reacción se produce fácilmente, la temperatura del reactor no favorece la formación de isoparafinas. De ahí que el factor principal para promoverla sea la función ácida del catalizador.

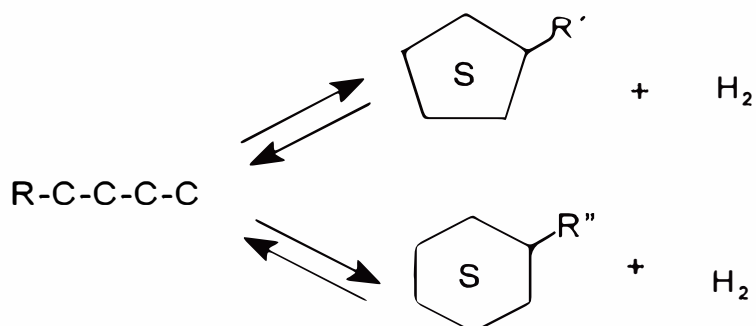
d. Deshidrociclación de parafinas

En la Reformación Catalítica, la reacción más deseable para los hidrocarburos parafínicos es la aromatización por deshidrociclación. Es la reacción más difícil de promover en reformación, consiste en un rearrreglo molecular de una parafina para convertirla en un nafteno con producción de hidrógeno, ver figura 1.5 En el caso de parafinas ligeras las consideraciones de equilibrio limitan la reacción.

La ciclización de parafinas se va haciendo más fácil, cuando se aumenta el peso molecular de ésta, debido a que se incrementa la probabilidad para la formación de naftenos. Algo que contrarresta esta reacción es la mayor probabilidad de que las parafinas más pesadas se hidrocraqueen. Esta es otra reacción endotérmica.

Esta reacción será seguida de una deshidrogenación de naftenos a aromáticos.

FIGURA 1.5
DESHIDROCICLACION DE PARAFINAS



La deshidrociclación es favorecida por: Alta temperatura y baja presión.

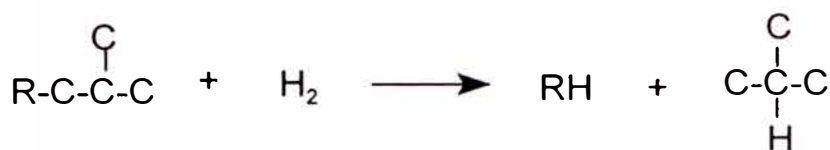
Esta reacción contribuye también a la producción de hidrógeno. Ocurre predominantemente en el último reactor de la reformadora, ya que requiere temperatura más altas y prolongado contacto con el catalizador, condiciones que suelen presentarse en el último reactor. Los factores que promueven la reacción son la función ácida del catalizador y la presencia de platino.

e. Hidrocraqueo de parafinas

En esta reacción, las moléculas parafínicas de cadena larga se fraccionan en moléculas parafínicas más pequeñas. La reacción que es indeseable, consume hidrógeno, es exotérmica y reduce el rendimiento de los productos líquidos de reformación, figura 1.6.

Para minimizar el grado de hidrocraqueo se controla rigurosamente el equilibrio de agua y cloruro en el catalizador. Sin embargo, con algunos tipos de cargas altamente parafínicas, a veces es necesario tolerar algo de hidrocraqueo si uno de los requisitos de la reformada es el de producir reformado (gasolina) de alto índice de octano.

FIGURA 1.6
HIDROCRAQUEO DE PARAFINAS



Las parafinas, cuyo octanaje es bajo se convierten por craqueo en fracciones livianas y los aromáticos, que contiene el reformado quedan efectivamente concentrados.

Esta reacción suele promoverla la función ácida del catalizador. Generalmente, el hidrocraqueo ocurre en el último reactor. Si el hidrocraqueo es intenso, uno de los efectos es el alza de la temperatura a través del reactor.

Una caída de temperatura progresiva a través del último reactor, un aumento en la cantidad de gas en el Estabilizador o en la producción de líquido de cabeza por barril de carga al reactor, una disminución en el contenido de hidrógeno en el gas de reciclo, generalmente indica un incremento del hidrocraqueo.

f. Formación de Coque

A medida que las reacciones químicas ocurren en el catalizador, las moléculas deficientes en hidrógeno se quedan en él. El hidrógeno que se recircula en el reactor barre y arrastra buena parte de esas moléculas, que son precursoras del coque.

Sin embargo, parte de ellas permanecen adheridas al catalizador, donde siguen condensándose hasta formar coque. La reacción de hidrocraqueo esencialmente, genera las moléculas precursoras del coque y crea las condiciones que favorecen su deposición en el catalizador.

Las altas temperaturas del reactor y la baja relación hidrógeno/hidrocarburos, por otra parte, son dos factores que contribuyen notablemente a la rápida formación de coque.

1.3.3 El catalizador de Reformación Catalítica

El catalizador es para la Reformación Catalítica un factor de suma importancia ya que es responsable de las diversas reacciones que suceden, y las mejoras realizadas en él son mejoras de resultados muy valiosos. Así fue el hecho de emplear platino en los catalizadores, luego renio en los catalizadores bimetálicos y hasta un tercer metal en los multimetálicos; con las diversas variaciones, se logran mejores rendimientos del producto deseado, generalmente nafta de alto octanaje o aromáticos como productos básicos petroquímicos.

El acontecimiento que alentó la adopción de la Reformación Catalítica fue el descubrimiento y uso de los catalizadores con platino.

Luego de investigaciones de la UOP, se anunció en marzo de 1949 el proceso PLATFORMING, que utilizaba el catalizador con platino desarrollado por VLADIMIR HAENSEL.

El advenimiento de los catalizadores de platino-renio ha cambiado la economía de la Reformación Catalítica. El renio probó ser útil como promotor para los catalizadores de reformación de metal precioso. La adición de renio al catalizador con platino mejora su estabilidad. Ellos pueden ser usados a baja presión para dar calidad mejorada, sin desactivación excesiva de los catalizadores.

Así se tiene que el hecho de emplear platino en los catalizadores, renio en los catalizadores bimetálicos, y hasta un tercer metal en los multimetálicos permite lograr mejores rendimientos del producto deseado, generalmente nafta de octanaje o aromáticos como productos básicos petroquímicos.

Los procesos de reformación se realizan con catalizadores llamados de doble función, constituido por un metal depositado sobre un soporte ácido. Esta asociación aporta:

- Una función hidrogenante y deshidrogenante debido al metal;
- Funciones ácidas debidas al soporte.

La composición de un catalizador no basta para describirlo: conviene precisar su estructura. Se concibe, en efecto, que dos sólidos de la misma composición pueden tener actividades, catalíticas completamente diferentes, según la naturaleza de las fases presentes.

La actividad de un catalizador será igualmente función de su textura, en primer lugar por la importancia de la superficie. Esta superficie sólo será eficaz cuando los reactivos tengan fácil acceso a ella. Por esto, una definición más precisa de la textura del catalizador implica la de su porosidad.

El conjunto del conocimiento de composición, estructura, textura, con todos los corolarios que puedan admitir respecto al modo de preparación, constituye la "fórmula del catalizador" que es objeto de secretos de fabricación celosamente guardados por las sociedades productoras de catalizadores y por los propietarios de los procesos.

Se observa corrientemente que, con ocasión de su empleo en las unidades industriales, los catalizadores sufren una desactivación progresiva que puede ser debida a la evolución de la estructura del catalizador como consecuencia del contacto prolongado con las temperaturas de trabajo, pero que procede, generalmente, de un envenenamiento progresivo.

Composición y Preparación

El catalizador está constituido por platino, y otros metales en los bi o

multimetálicos, depositado en un soporte ácido.

El catalizador contiene preferible de 0.1 a 1% en peso de platino. La pequeña cantidad de metal noble puede ser presentada en forma metálica o como sulfuro, óxido u otra forma combinada. El metal puede interactuar con otros constituyentes del catalizador, pero si durante el uso el metal se presenta en forma metálica, entonces es preferible que sea tan finamente dividido que no sea detectable por medio de la difracción de los rayos X, esto es que exista como cristales de menos de 50 Å de tamaño.

El platino es depositado sobre una base adsorbtiva de alúmina del tipo activado o calcinado. La base del catalizador es una alúmina activada o gamma, tal como aquellas derivadas por calcinación de alúmina anhidra amorfa, monohidrato de alúmina, trihidrato de alúmina o sus mezclas. El catalizador base precursor, más ventajoso, es una mezcla predominante en o comprendiendo una mayor parte de, por ejemplo, alrededor de 65% a 95% en peso de una o más alúmina trihidrato de bayerita I, bayerita II (ramdomita) o gibsita. La alúmina base puede contener pequeñas cantidades de otros óxidos, tales como sílice, magnesio, arcillas naturales o activadas, titanio, zirconio, etc, o sus mezclas.

El platino, componente metálico del catalizador, puede ser añadido a la base alúmina por diversos procedimientos. Por ejemplo, puede ser depositado sobre la alúmina calcinada o activada, pero es preferible agregar el platino metálico a la base precursora de hidrato de alúmina. Así, el platino puede ser agregado a través de un halógeno ácido de platino y ácido sulfhídrico, en una mezcla coloidal de hidrato de alúmina. El ácido sulfhídrico puede ser empleado como gas o como solución acuosa.

El coloide puede ser hecho por reacción, en un medio acuoso, de un halógeno-platino ácido con ácido sulfhídrico. El hidrato de alúmina que contiene el platino metálico, puede ser secado y calcinado, usualmente a una temperatura de alrededor de 750 a 1200°F o más, para proveer la modificación en la alúmina activada o gamma.

Aunque el catalizador de metal noble-alúmina, puede ser activado durante la reformación, puede ser precalentado o preactivado. La preactivación puede ser lograda por tratamiento con hidrógeno a una temperatura elevada, por ejemplo, alrededor de 800 a 1000°F. Mas bien que preactivado, el catalizador puede ser usado directamente en los procesos y la presencia de hidrógeno libre en gas, causaría la activación en los estados iniciales del proceso.

El catalizador también puede tener halógeno incorporado en el soporte de alúmina. El halógeno adicionado puede ser cloro o flúor, mezclados o solos, la acidez aumenta con la cantidad de halógeno, la incorporación puede efectuarse al prepararlo, durante la operación o después de la regeneración; por ejemplo: catalizador de Platforming, catalizador de Procatalyse I.F.P.

Un nuevo componente del catalizador es el renio. El renio, en la Tabla Periódica, cae entre el tungsteno del grupo VI y el osmio, iridio, platino del grupo VIII. Aunque el renio está en el mismo grupo del manganeso, difiere de este elemento tanto como el tungsteno difiere del cromo o el platino del níquel. En particular, mientras que el manganeso es más estable en sus valencias menores, el renio es más estable en sus estados de mayor valencia. Por ejemplo, el ión perreniato, a diferencia del permanganato, es solamente un agente oxidante débil.

En sus propiedades catalíticas, el renio cae en posición intermedia. En general es más activo que el tungsteno o el molibdeno, pero menos que los metales preciosos, tiene una resistencia inusual a los venenos comunes, aparentemente superior aún a la del tungsteno. Los catalizadores de renio ofrecen, por lo tanto la combinación posible de actividad moderada o alta, con la resistencia extrema a los venenos.

Como catalizador para la reformación, se halló que la óptima concentración de renio sobre el soporte era demasiado alto para ser práctica, por ejemplo, 20% de Re sobre alúmina. Los catalizadores que contienen cantidades prácticas de renio, muestran una actividad demasiado baja en comparación a los catalizadores con

platino, para compensar su gran resistencia al envenenamiento.

Se tiene así que el renio es muy útil como promotor para los catalizadores de reformación de metal precioso, en los cuales mejora sus estabilidad, pudiendo así, ser utilizados a baja presión sin desactivación excesiva.

Propiedades de los catalizadores

a. Actividad

Es la facilidad del catalizador para procesar una carga determinada a condiciones específicas, y producir un producto o productos deseados.

b. Selectividad

Es la habilidad del catalizador en producir reacciones deseadas. La mayor o menor selectividad se evalúa por los incrementos de temperatura de los reactores, los calores de reacción endotérmicos y los rendimientos de los productos.

c. Estabilidad

Es la capacidad del catalizador de mantener su actividad y su estabilidad el máximo de tiempo.

d. Regenerabilidad

Es la capacidad del catalizador para que una vez acabado un ciclo de operación pueda ser regenerado manteniendo sus propiedades en un grado comercial aceptable.

Venenos del catalizador

Pueden ser temporales o permanentes.

Existen dos tipos de contaminantes del catalizador de reformación:

a. Provenientes del proceso

El contaminante proveniente del proceso es el coque el cual se deposita en la superficie del catalizador originando una disminución en su actividad. La acumulación de carbón en el catalizador es promovida por: aumento de temperatura en el catalizador disminución de presión del reactor, disminución de la relación H_2/HC y la carga con alto punto final.

La acumulación de carbón excesiva hace que la actividad del catalizador sea afectada obteniéndose rendimientos antieconómicos.

b. Provenientes de la Carga

Los compuestos contaminantes del catalizador son: azufre, nitrógeno, oxígeno, metales, agua, halógenos. Por esta razón para prolongar al máximo la vida del catalizador deben reducirse a niveles tolerables estos contaminantes.

Azufre

Se presenta como ácido sulfhídrico y mercaptanos. Son indeseables por la rápida desactivación del catalizador (reduce la actividad de aromatización). Con un 0.5% de azufre en la carga se observa una caída significativa en la actividad de deshidrogenación.

Nitrógeno

Los compuestos de nitrógeno en la carga se convierten en amoníaco bajo condiciones de operación de reformación y son absorbidos por el catalizador ácido reprimiendo las reacciones de hidrocracking, isomerización y deshidrociclización.

Oxígeno

Reacciona con materiales olefínicos para iniciar reacciones en cadena de condensación y polimerización con formación de coque. Sólo trazas de oxígeno bastan para iniciar la reacción. La nafta de destilación primaria se almacena antes de ir al proceso de reformación por lo que es necesario tener el producto del tanque cubierto con una atmósfera de gas.

Metales

Los metales principalmente el arsénico debe ser separado de la carga de reformación por que unido al platino reducirá su actividad y selectividad.

Agua

El agua arrastra los halógenos del catalizador disminuyendo la actividad del Hidrocracking; sin embargo, es necesario mantener una mínima cantidad de agua.

Compuestos Halogenados

Proporcionan la actividad ácida del catalizador. Un exceso de cloruros ocasionará mayor reacción de Hidrocracking con pérdida en el rendimiento de reformado y tendencia hacia el cocimiento del catalizador.

Formas del catalizador

Los catalizadores de Reformación Catalítica se presenta en diversas formas, siendo generalmente formas de extrusión y esféricas.

Las diversas compañías tienen a su cargo la fabricación de su propio catalizador; habiendo otras que lo obtienen de compañías especializadas en la preparación e investigación de catalizadores.

El diámetro de las partículas de catalizador es del orden de 2 mm, con un área superficial del orden de 200 m²/gr, densidad aparente de 40 lbs/ft³ y volumen de poro de 0.6 cc/gr.

Como se expresó anteriormente, cada licencia utiliza un catalizador preparado para su diseño, y tiene su nombre propio. Así tenemos los catalizadores preparados por Procatalyse para la licencia del Institut Fraçains du Petrole en la tabla siguiente.

TABLA 1.1

NOMBRE	% Pt PESO	PROMOTOR	FORMA	TAMAÑO
RG-402	0.35	Ninguno	Extrusión	1.2 mm DI
RG-414	0.60	Ninguno	Extrusión	2.0 mm DI
RG-432	0.35	N°1	Extrusión	1.2 mm DI
RG-451	0.35	N°2	Esférica	1.8 mm DI
RG-461	0.60	N°2	Esférica	1.8 mm DI
RG-462	0.60	N°2	Extrusión	1.3 mm DI

También se tienen catalizadores bimetálicos de Pt y otro metal: RG482, CR201, AR405.

Al igual se tienen los catalizadores de Universal Oil Products, para su diseño Platforming, algunos de los cuales les mostramos en la tabla siguiente.

TABLA 1.2

CATALIZADOR	DIAMETRO NOMINAL mm	PLATINO %Peso	RENIO %Peso	CLORURO %Peso	ESTADO
R-9	1.6	0.375	-	0.9-1.0	R
R-16F	1.6	0.2	0.2	0.9-1.0	R/S
R-16G	1.6	0.375	0.375	0.9-1.0	R/S
R-16H	1.6	0.375	0.2	0.9-1.0	R/S
R-18	1.6	0.375	0.375	1.1-1.2	R/S
R-20	1.6	0.375	-	0.9-1.0	R
R-22	1.6	0.375	-	0.9-1.0	R
R-50	1.6x3.2 EX	0.25	0.25	0.9-1.0	R/S
R-51	1.6x3.2 EX	0.25	0.25	1.05-1.15	R/S
R-60	1.6	0.30	0.80	1.0-1.1	R/S
R-62	1.6	0.22	0.44	1.0-1.1	R/S

NOTA :

EX = Extruida

R/S = Reducido y Sulfided

R = Reducido

O = Oxidado

Los catalizadores R-9, R-11, R-16H, R-22 y R-32 estan también disponibles en 1/8" de diámetro

1.3.4 Variables del Proceso

Las variables de operación de la Reformación Catalítica son

- La temperatura
- La presión
- La velocidad espacial
- La relación de hidrógeno a hidrocarburo.

a. La temperatura

Es la variable más sensible y debe fijarse para dar una aromatización bastante completa y sólo el suficiente hidrocracking. Dependiendo de la actividad del catalizador y del tipo de carga un incremento en la temperatura repercute en un determinado incremento del número de octano.

Efectos de la temperatura

a.1 El aumento de la temperatura tiene por efecto:

- Aumentar el número de octano
- Disminuir el rendimiento
- Aumentar la producción de ligeros
- Aumentar la coquización

Esto se debe a razones termodinámicas y cinéticas para impulsar preferentemente reacciones con gran energía de activación si se aumenta la temperatura de entrada de la carga al reactor se tiene que se favorece las reacciones de deshidrogenación y el hidrocracking. Así mismo se favorece la velocidad de desactivación del catalizador, esto debido a que al lograrse una mayor conversión se tiene una mayor deposición de coque.

a.2 En cualquier caso la disminución de la actividad del catalizador obliga a aumentar regularmente la temperatura para obtener un número de octano constante. Aprovechando que la temperatura es la variable más segura para aumentar el número de octano se trabaja entre límites que dependen, para una carga dada del número de octano a obtener.

El límite superior de temperatura corresponde al momento en que el descenso de rendimiento, debido al hidrocracking, hace la operación no económica, ó al límite de las posibilidades materiales de la instalación.

El aumento de la temperatura en función del tiempo es lineal, con una pendiente más fuerte y una desviación de temperatura menor cuanto más elevado es el número de octano, lo que conduce a ciclos mucho más cortos con número de octano elevados que con número de octanos bajos a igualdad de las demás condiciones.

b. La Presión

Un aumento de la presión trae como efectos:

- Favorece al hidrocracking
- Disminuye la deshidrociclación
- Desfavorece la deshidrogenación
- Disminuye la velocidad de desactivación del catalizador dado que las presiones altas producen un mayor reciclo de hidrógeno el cual contribuye a la prevención de la formación de coque.

El aumento de severidad por disminución de la presión provoca:

- Un aumento del número de octano
- Un ligero aumento del rendimiento
- Disminución de los ligeros
- Coquización que exige frecuentes regeneraciones.

Estos efectos se deben a la influencia termodinámica que favorece la deshidrociclación y la deshidrogenación, e igualmente, a la influencia cinética por reducción del hidrocracking.

Al aumentar la presión se obtiene efectos primarios inversos, siendo preciso forzar la severidad incrementando la temperatura para tener un número de octano conveniente.

Se dispone pues de dos caminos para obtener números de octano elevados, utilizando:

- A baja presión: La reacción de deshidrociclación.
- A elevada presión: La reacción de hidrocracking.

Industrialmente se tiende a funcionar en la zona de las presiones medias realizando los cambios convenientes de las otras condiciones.

c. Velocidad Espacial

El término velocidad espacial (LHSV) indica una relación de los pies cúbicos por hora de carga alimentada a los reactores entre los pies cúbicos del total de catalizador y es una indicación de la severidad de la operación.

Un aumento de severidad debido a la disminución de la LHSV tiene por efecto:

- Mejorar el número de octano
- Disminuir el rendimiento
- Aumentar la producción de ligeros
- Aumentar la coquización

El efecto es cualitativamente idéntico al de la temperatura, pero en este caso es de orden puramente cinético, actuando sobre las reacciones de hidrocracking y deshidrogenación.

d. Relación de Hidrógeno a Hidrocarburo (H_2/HC)

Es la relación molar de la cantidad de hidrógeno en el gas de reciclo circulando por los compresores, a la cantidad de carga que está siendo procesada. El propósito del reciclo de hidrógeno es prevenir la formación de coque en el

catalizador.

Luego, para evitar la formación de coque es necesario una presión de hidrógeno producido en la formación de aromáticos.

La composición del gas de reciclo es variable en el curso de un ciclo de operación.

La influencia de H_2/HC se ejerce en el mismo sentido que la influencia de la presión total.

Se debe utilizar la relación molar mínima compatible con la formación de coque que se acepte, ya que la recirculación exige un gasto de energía considerable.

CAPITULO 2

UNIDAD DE REFORMACIÓN CATALÍTICA DE LA REFINERÍA LA PAMPILLA

CAPITULO 2

UNIDAD DE REFORMACIÓN CATALÍTICA DE LA REFINERÍA LA PAMPILLA

2.1 Descripción de la Unidad

Refinería La Pampilla cuenta con una Unidad de Reformación Catalítica que es de diseño Platforming del tipo semi-regenerativo de la UOP. Esta unidad consta además de una Unidad Desulfuradora(Unifining) también de diseño UOP, para el pretratamiento de la carga como se muestra en la figura 2.1.

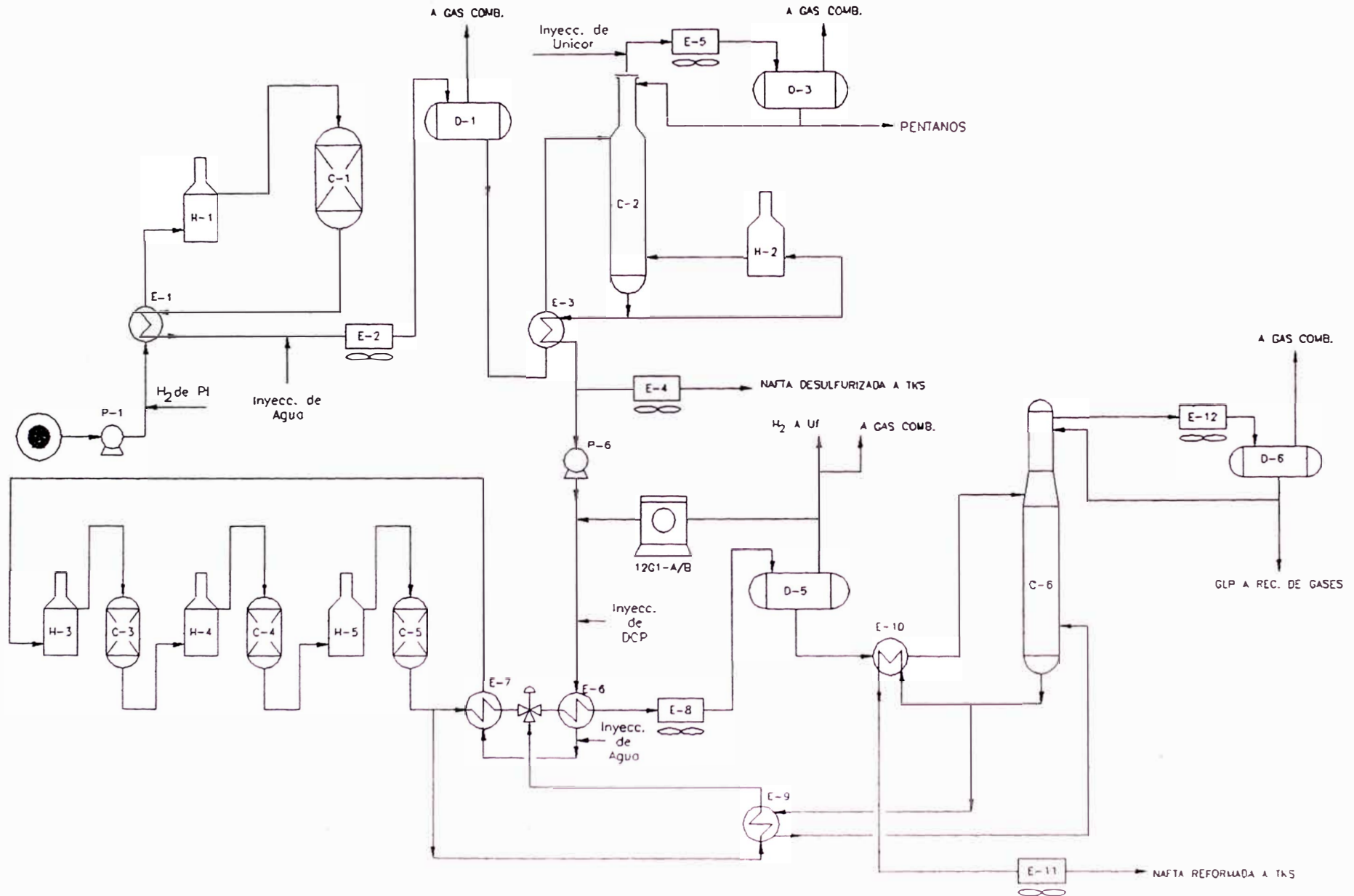
La Unidad Platforming emplea un catalizador a base de Pt sobre un soporte de alúmina, y es usada en la Refinería La Pampilla para convertir nafta o gasolina de Destilación primaria de bajo octanaje en gasolina de alto octanaje para ser usado como componente en las gasolinas motor.

La carga a la Unidad debe ser tratada en la Unidad Unifining antes de procesarse en Platforming a fin de disminuir al mínimo el contenido de azufre, nitrógeno, y oxígeno, para cumplir con los requerimientos necesarios para protección del catalizador de Platforming.

Esta unidad emplea cámaras de reacción catalítica en serie, una sección de estabilización y un circuito de intercambio de calor, el que aprovecha el calor de los productos de reacción. Se usan hornos a quemadores para suministrar los requerimientos adicionales de calor.

FIGURA 2.1

UNIDAD UNIFINING-PLATFORMING DE REFINERIA LA PAMPILLA



Las principales especificaciones de diseño original UOP de esta unidad son:

- Capacidad de diseño : 1760 B/D
- Velocidad espacial (LHSV) : 1.5
- Presión de diseño : 400 Psig
- Temperatura reactores, máxima(°F) : 1000-990-990
- Relación molar H₂/HC : 6.0
- Número de reactores : 3
- Tipo de catalizador : R-11(Pt-Alúmina)
- Vida garantizada del catalizador : 180 BI/# catalizador
- Octanaje nafta reformada (Diseño) : 95 F-1 Claro.

2.2 Descripción del Flujo del proceso

La carga proveniente de Unifining se mezcla con el gas de reciclo rico en hidrógeno, que viene de un sistema de compresión. Esta carga combinada es precalentada por intercambio de calor con el efluente del último reactor, luego se calienta en un primer horno hasta la temperatura de reacción (900-950°F), enseguida pasa al sistema de reactores-hornos intercalentadores.

De los productos que salen del último reactor, una parte sirve para precalentar la carga combinada y otra para vaporizar los productos de fondo de la estabilizadora, posteriormente ambas corrientes se unen para precalentar la carga combinada, luego son enfriadas condensándose ciertos hidrocarburos para luego separarse de los gases ricos en hidrógeno.

De estos gases una parte se recicla a Unifining, otra a Platforming y el resto se envía al sistema de gas combustible. El hidrocarburo líquido pasa a una estabilizadora donde los productos de tope son enfriados condensándose el gas licuado de petróleo (GLP) y separados del gas seco que se envía al sistema de gas combustible; del GLP una parte se retorna a la columna y la otra se envía a la Unidad de Recuperación de gases. De los productos de fondo una parte se vaporiza

para regresarlo a la columna y otra sale como producto reformado conteniendo hidrocarburos con más de cinco átomos de carbono (C_5^+) de alto octanaje.

Preparación de la carga

La carga antes de ingresar a Platforming es primeramente tratada en Unifining, para remover el azufre, saturar olefinas y eliminar otros contaminantes. Del reactor de Unifining, la carga pasa a un separador y un fraccionador (Stripper), del cual se tiene la carga para la cual ha sido diseñada la Unidad.

Dependiendo de la cantidad de contaminantes presentes en la carga, Unifining puede operar con varios métodos para prepararla para Platforming. Por ejemplo si se tiene una nafta cuyo contenido de contaminantes es bajísimo ($S < 3$ ppm; $H_2O < 10$ ppm; etc.) ésta puede ser procesada directamente en Platforming. Pero si existen contaminantes tales como oxígeno, nitrógeno, etc., la unidad tendrá que despojar éstas de la carga (mediante su stripper), y separar estos materiales indeseables.

Por otro lado, si la carga posee puntos finales convenientes y aprovechables, pero excesivos compuestos ligeros están presentes, estos son retirados convenientemente en el stripper tomando las fracciones libres de impurezas, formando parte de lo que son los pentanos. Los materiales de fondo se cargará a Platforming.

Calidad de carga a Platforming

Entre las características de la carga a considerar tenemos:

1). PONA (Parafinas, Olefinas, Naftenos, Aromáticos)

La nafta que se alimenta a la Unidad Platforming típicamente contiene parafinas, naftenos, y aromáticos en el rango de destilación C_6-C_{11} . De las olefinas,

por lo general se encuentran sólo trazas.

La cantidad de cada uno de estos tipos de hidrocarburos en la carga dependen básicamente del tipo de crudo procesado. La composición de la carga a platforming determinará su "facilidad para reformar".

2). DESTILACIÓN

a. Punto inicial de ebullición

La carga deseable para la Unidad Platforming debe contener un mínimo de pentanos y otros componentes más ligeros.

Ya que los pentanos tienen número de octano relativamente bajo, una cantidad significativa de estos causará una dilución del número de octano de la nafta reformada y por otro lado, usaría parte de la capacidad de la Planta la cual podría ser mejor aprovechable en la reformación de las fracciones de gasolina más pesadas.

b. Punto final de ebullición

Cuando el punto final de la carga se aproxima y excede los 400°F, el contenido de compuestos policíclicos aumenta de una manera rápida. Los policíclicos producirán una deposición de carbón excesivo; por lo tanto, es recomendable que el punto final de la carga nunca exceda los 400°F. Además, una carga que no es clara como el agua nunca deberá ser procesada a través de los reactores.

3). CONTAMINANTES

Para prolongar al máximo la vida del catalizador deben reducirse a niveles tolerables los contaminantes presentes en la carga al proceso.

Los contaminantes del catalizador son

- Compuestos de azufre
- Compuestos de nitrógeno
- Oxígeno
- Metales
- Agua
- Compuestos halogenados

Cada uno de estos los hemos visto en el capítulo anterior.

2.3 Descripción de los Principales Equipos

La Unidad Platforming está compuesta por los siguientes equipos de procesos (como se aprecia en la figura 2.1)

- Tres hornos de calentamiento entre reactor y reactor, o intercalentadores.
- Tres reactores de lecho Catalítico fijo.
- Intercambiadores de calor.
- Compresoras y Bombas
- Separador de Productos
- Estabilizadora

2.3.1 HORNOS

Físicamente los tres hornos se hallan en un sólo gran horno el cual se encuentra dividido mediante celdas. Estos hornos juegan un papel muy importante en el proceso, ya que en ellos se da el lugar a la preparación adecuada del flujo que van hacia los reactores manteniéndose a temperaturas adecuadas fijas de entrada a los reactores. La transmisión de calor es por conducción, convección y radiación. Se calienta por acción de aceites combustibles y en líneas generales se puede decir que son hornos de tipo radiante.

2.3.2 REACTORES

Los tres reactores que se hallan en la unidad son del mismo tipo: un sólo lecho con flujo axial hacia abajo. Estas unidades de proceso representan el corazón del proceso en sí, ya que las diversas reacciones químicas que ocurren a la vez que son muy complejas, se controlan de manera que se orienten a una mayor aromatización de la carga. Las reacciones principales que ocurren son:

Reactor C-3 Deshidrogenación
 Isomerización

Reactor C-4 Deshidrogenación
 Isomerización
 Hidrocracking
 Deshidrociclación

Reactor C-5 : Hidrocracking
 Deshidrociclación

En la figura 2.2 se ve el perfil de conversión de hidrocarburos a través de cada reactor.

El catalizador que se ha usado, es el catalizador R-11 monometálico, de la UOP en un volumen de 274 ft³ y también el catalizador de soporte R-9L en un volumen de 16 ft³, que se han distribuido de la manera mostrada en la Tabla 2.1.

FIGURA 2.2
PERFIL DE CONVERSION EN CADA REACTOR DE
PLATFORMING

Deshidrog.	Deshidrogenación	Deshidrogenación
Isomeriz.	Isomerización	Isomerización
	Hidrocracking	Deshidrociclación
	Deshidrociclación	

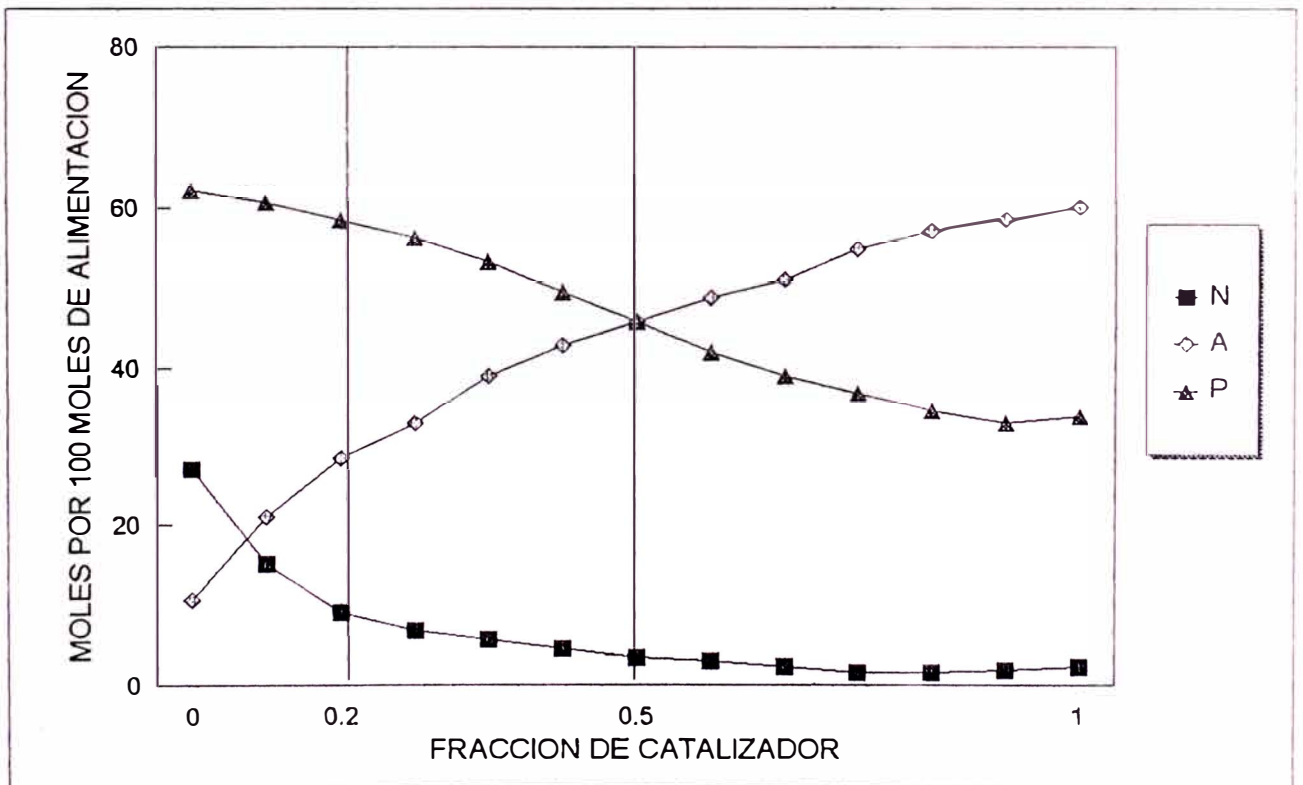


TABLA 2.1
DISTRIBUCION DEL CATALIZADOR R-11 EN LOS REACTORES
DE PLATFORMING

REACTOR	%VOL CAT R-11	CAT R-11 (ft ³)	CAT R-9L (ft ³)
C-3	20	55	4.2
C-4	30	82	5.3
C-5	50	137	6.5

En la figura 2.3 se muestra la forma en que van colocados los catalizadores R-11 y R-9L.

2.3.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Se tienen los intercambiadores de calor de casco y tubos: E-6, E-7, E-9 y E-10; y los enfriadores atmosféricos: E-8, E-11 y E-12.

Se consideran unidades complementarias del proceso, en la unidad juegan un papel muy importante estos siete intercambiadores.

Dentro de estos intercambiadores de calor, resaltan en importancia el reboiler de la estabilizadora y el precalentador también a la estabilizadora. En ambos el fluido caliente va por los tubos y el fluido frío va por los cascos y los duty de diseño en ambos son 3.01 y 2.78 (10⁶ BTU/hr) de calor intercambiado respectivamente.

En el punto 2.4 veremos las especificaciones de diseño de cada uno de estos intercambiadores de calor y enfriadores atmosféricos.

2.3.4 COMPRESORES Y BOMBAS

El compresor juega un papel muy importante en el proceso ya que comprime al gas de reciclo a Platforming a los niveles de presión requeridos. Son dos compresores del tipo horizontal con dos cilindros. Cada compresor tiene:

Razón de compresión	1.415
Cp/Cv	1.310
Factor de compresibilidad	1.000
MM SCFD de gas	8.750

Uno de los compresores posee un motor eléctrico y el otro una turbina a vapor, que tiene la función de compresor de relevo del compresor con motor eléctrico. Los dos compresores son del tipo reciprocante.

Del último reactor de platforming sale una corriente que son los productos de reacción pasando por un tren de intercambiadores de calor para luego entrar al separador de productos, en el cual toda la corriente gaseosa es separada, y una parte de esta comprimida y reciclada a Platforming.

Las bombas existentes son: bomba de carga a Platforming (P-6A/B) y bomba de reflujo a la estabilizadora (P-8A/B) que son del tipo centrífugas usando motor eléctrico. También se tienen las bombas de inyección de agua, inyección de UNICOR y de inyección de químico y condensado, las cuales son del tipo reciprocante usando motor eléctrico.

2.3.5 SEPARADOR DE PRODUCTOS

Este separador es un recipiente horizontal cuya función es separar los efluentes del último reactor, que llega en una forma de mezcla gas-líquido, aquí se elimina el hidrógeno y otros gases ligeros disueltos en los hidrocarburos líquidos. El gas sale por la parte superior del separador y el líquido por gravedad sale por la

parte inferior.

Este separador posee un indicador de nivel y un malla de monel.

2.3.6 ESTABILIZADORA

Es un tipo de columna fraccionaria muy sencilla, la cual es de diámetro más reducido por encima del plato de alimentación, debido a la pequeña cantidad de productos de cabeza comparada con la de los productos de fondo.

El efluente líquido proveniente del separador de productos pasa por un intercambiador de calor (E-10) precalentándose por acción de los productos de fondo de la estabilizadora para aprovechar el contenido calórico que tienen. Una vez precalentado entra a la columna a la altura del plato 17. Por el tope de la estabilizadora sale GLP y gas combustible. Por los fondos sale como producto principal nafta reformado de alto octanaje.

Esta estabilizadora se usa para controlar la presión de vapor de la nafta reformada por fraccionamiento de una parte predeterminada de C₄ (butano) que sale con los productos de cabeza. La cantidad de butanos remanente en el reformado determina la presión de vapor de ésta.

2.4 Especificaciones de Diseño

En esta parte indicaremos las principales especificaciones de diseño de los equipos de Platforming.

2.4.1 HORNOS

Ver la Tabla 2.2.

TABLA 2.2
PRINCIPALES ESPECIFICACIONES DE DISEÑO DE LOS
HORNOS DE PLATFORMING

HORNO O SERPENTIN	H-3	H-4	H-5
Flujo másico, lb/hr	29,508	29,508	29,508
Peso molecular	20.3	18.3	17.6
Temperatura de ingreso, °F	727	840	928
Temperatura de salida, °F	1000	990	990
Presión de salida, PSIG	-	-	460
Calor absorbido, 10 ⁶ BTU/hr	7.96	4.44	1.86
Número de tubos	24	24	24
Diámetro nominal del tubo	6" SCH 80	6" SCH 80	6" SCH 80
Longitud de los tubos, mm	9150	5500	2500
Separación entre tubos, mm	305	305	305
Codos de 90° (60" SCH 80)	2	2	2
Codos de 180° (6" SCH 80)	23	23	23

Diferencial de Presión

La presión diferencial total no deberá exceder de 35 psi a través de los serpentines de los tres hornos.

Presión de Diseño

La presión de diseño para cada uno de los tres serpentines es de 600 PSIG a 1100°F.

Tipo de Calentadores

Los calentadores u hornos serán de tipo radiante.

Material de los Tubos

Los tubos son de una aleación: 2 1/4% Cromo, 1% Molibdeno, conforme a la especificación ASTM No A-335 Grado P22.

2.4.2 RECIPIENTES

a). Reactores

En la figura 2.3 y en la tabla 2.3 indicamos las principales características geométricas de los reactores de Platforming.

FIGURA 2.3

REACTOR DE PLATFORMING

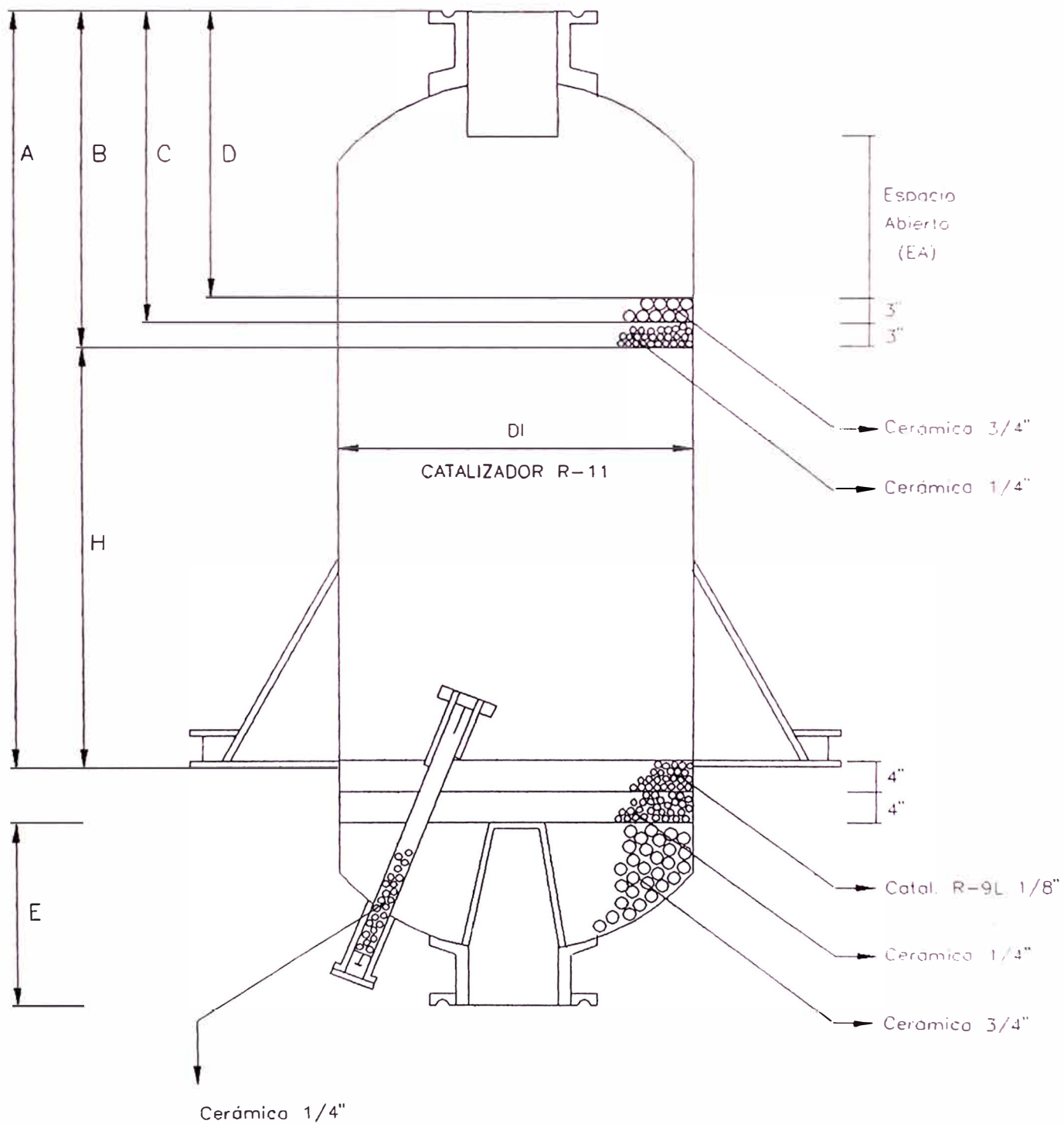


TABLA 2.3
CARACTERISTICAS DE LOS REACTORES DE PLATFORMING

REACTOR *	C-3	C-4	C-5
H (mm)	1332	1575	2124
DI (mm)	1220	1370	1525
A (mm)	2990	3345	3850
B (mm)	1658	1770	1726
C (mm)	1582	1695	1651
D (mm)	1508	1620	1576
E (mm)	700	700	750
EA (mm)	758	870	801
Presión de diseño (PSI)	575	550	525
Temperatura de diseño (°F)	1010	1000	1000
Material del casco y cabezales	A-387B FBQ	A-387B FBQ	A-387B FBQ

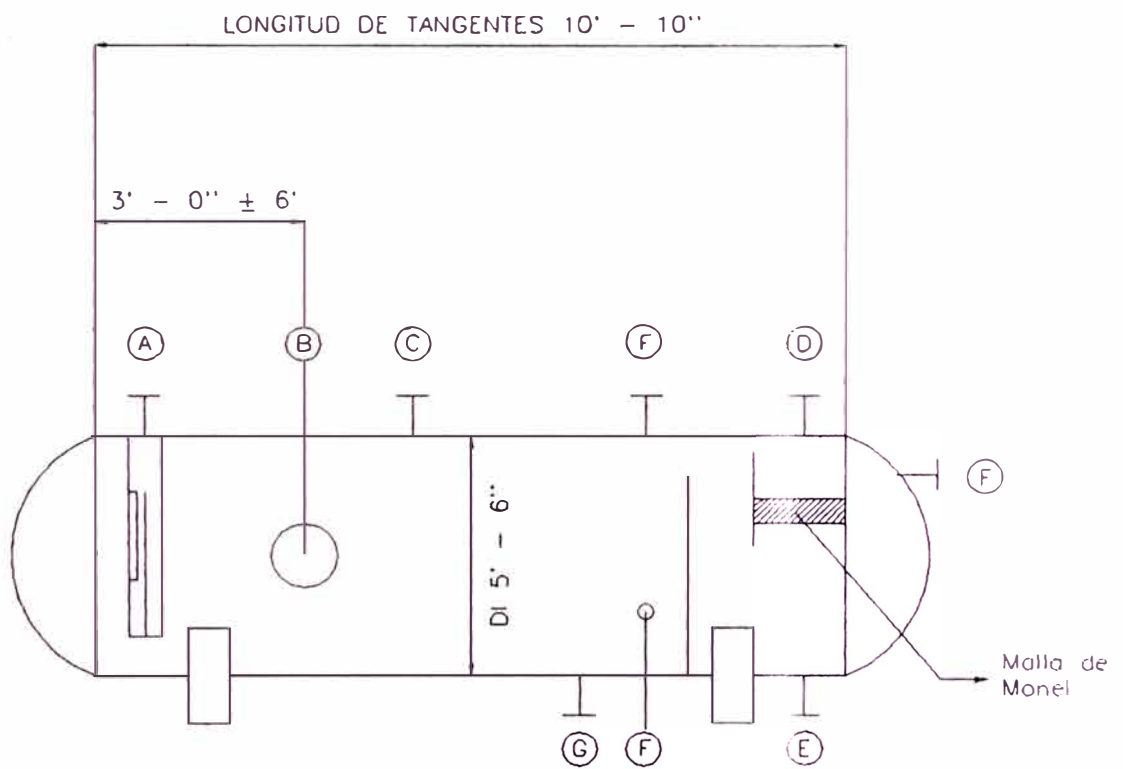
* Ver figura 2.3

b). Separadores

En Platforming se tienen dos separadores, uno de ellos es el separador de productos de Platforming y el otro es el acumulador de la estabilizadora cuyas principales características las mostramos en las figuras 2.4 y 2.5 y las tablas 2.4 y 2.5 respectivamente.

FIGURA 2.4

SEPARADOR DE PRODUCTOS DE PLATFORMING
(D-5)

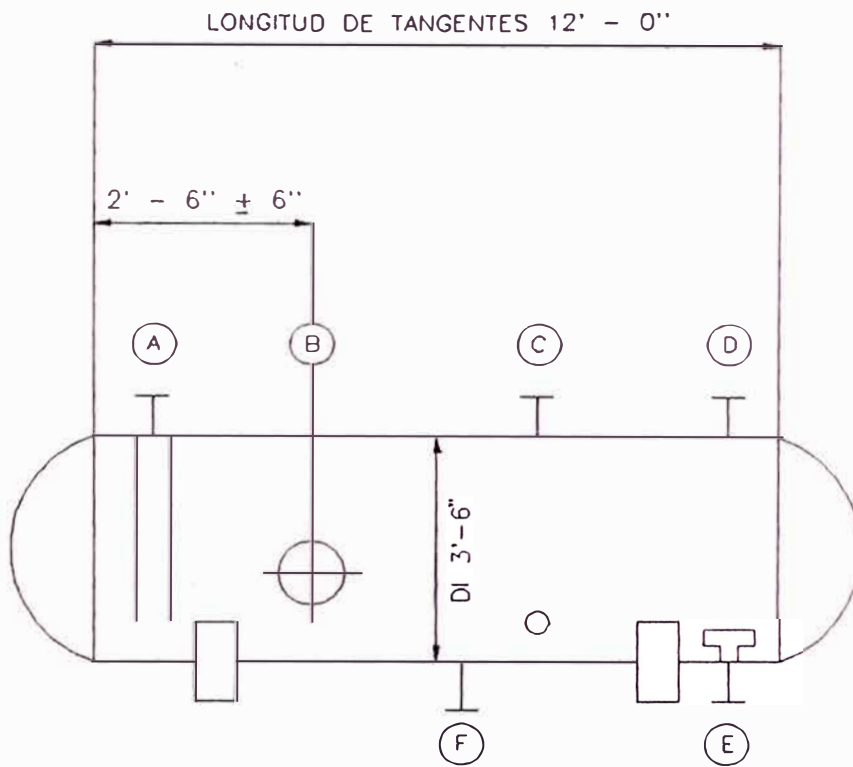


CONDICIONES DE DISEÑO : 450 PSI @ 400 F

MATERIAL DEL CASCO : Acero al carbono pasivado

FIGURA 2.5

ACUMULADOR DE LA ESTABILIZADORA
(D-6)



CONDICIONES DE DISEÑO : 350 PSI @ 400 F

MATERIAL DEL CASCO : Acero al carbono pasivado

TABLA 2.4
CARACTERISTICAS DEL SEPARADOR DE PRODUCTOS DE
PLATFORMING
(D-5)

MARCA *	Nº	TAMAÑO	SERVICIO
A	1	6"	Ingreso
B	1	18" ID	Entrada para hombre
C	1	1 1/2" ID	Válvula de alivio
D	1	6"	Salida
E	1	1 1/2"	Drenaje
F	3	1 1/2"	LC-LG
G	1	3"	Salida de líquido

* Ver figura 2.4

TABLA 2.5
CARACTERISTICAS DEL ACUMULADOR DE LA
ESTABILIZADORA
(D-6)

MARCA *	Nº	TAMAÑO	SERVICIO
A	1	3"	Ingreso
B	1	18" ID	Entrada para hombre
C	2	1 1/2"	LC-LG
D	1	1 1/2"	Venteo/Salida de gas
E	1	3"	Salido de líquido
F	1	1 1/2"	Drenaje

* Ver figura 2.5

c). Columnas

La única columna en Platforming es la estabilizadora C-6 , cuyas principales características se muestran en la tabla 2.6 y la figura 2.6.

TABLA 2.6
CARACTERISTICAS COLUMNA ESTABILIZADORA
(C-6)

MARCA*	N°	TAMAÑO	SERVICIO
A	1	1 1/2"	Venteo
B	1	20"	Entrada de hombre
C	1	4"	Salida de vapor
D	1	2"	Reflujo
E	1	20"	Entrada de hombre
F	1	3"	Alimentación
G	1	8"	Retorno del Reboiler
H	1	20"	Entrada de hombre
J	1	6"	Salida de líquido
K	2	2"	LC-LG

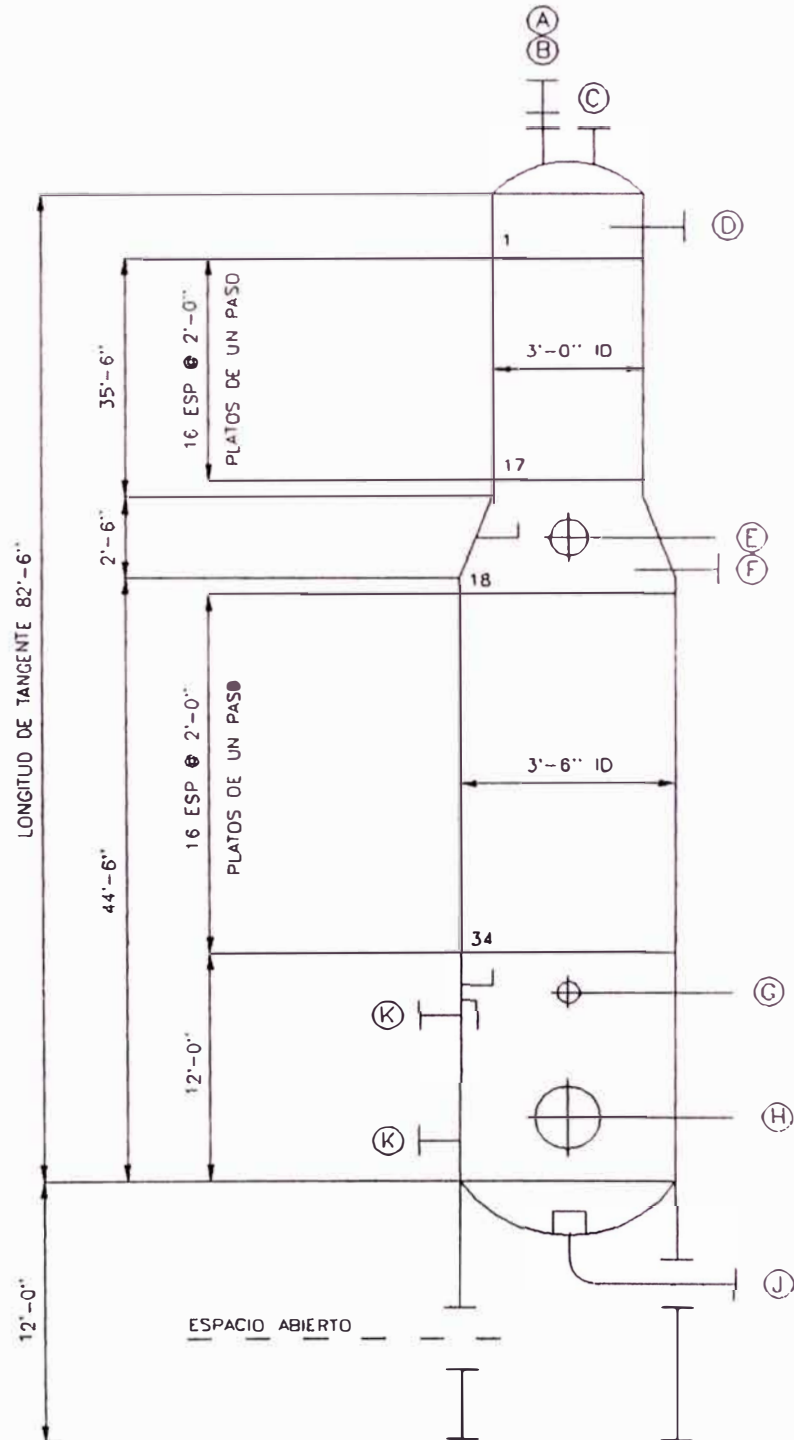
* Ver figura 2.6

Espacio entre Platos:

- Del 1 al 17 : 24"
- Del 17 al 18 : 42"
- Del 18 al 34 : 24"

FIGURA 2.6

COLUMNA ESTABILIZADORA



CONDICIONES DE DISEÑO : 350 PSI @ 575 F

MATERIAL DEL CASCO : Acero al carbono pasivado

2.4.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR

En la tabla 2.7 indicamos las especificaciones de los enfriadores atmosféricos y en la tabla 2.8 la de los intercambiadores de calor.

TABLA 2.7
ESPECIFICACIONES DE LOS ENFRIADORES ATMOSFERICOS

ENFRIADOR ATMOSFERICO	E-8	E-11	E-12
Servicio	Enfriador de productos de Platforming	Enfriador de fondos de la estabilizadora	Condensador de tope de la estabilizadora
Fluido Caliente	Efluentes del reactor	Fondos de la estabilizadora	Vapores de tope de la estabilizadora
Calor intercambiado (BTU/hr)	6.50 x10 ⁶	1.36x10 ⁶	1.68x10 ⁶
Temperatura de ingreso (°F)	300	250	174
Temperatura de salida (°F)	100	100	100
Flujo másico (lb/hr)	29,508	17,977	10,868
Presión de diseño (PSIG)	475	350	350
Temperatura de diseño (°F)	400	400	400
Presión de ingreso (PSI)	414	295	260
Caída de presión permisible (PSI)	10	10	5

2.4.4 BOMBAS Y COMPRESORES

Las especificaciones de las bombas centrífugas usadas en Platforming las indicamos en la tabla 2.9 y las de los compresores en la tabla 2.10

TABLA 2.8

ESPECIFICACIONES DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DE PLATFORMING

INTERCAMBIADOR DE CALOR	E-6A/B		E-6C/D		E-7		E-9		E-10	
Servicio	Precalentar la alimentación combinada a Platforming		Precalentar la alimentación combinada a Platforming		Precalentar la alimentación combinada a Platforming		Reboiler del estabilizador de Platforming		Calentar la alimentación a la estabilizadora de Platforming	
Código	ASMETEMA R		ASME TEMA R		ASME TEMA R		ASME TEMA R		-	
Especificación	S3010-12-E-1		S3010-12-E-1		S3010-12-E-1		S3010-12-E-1		55-1B000-215	
Area de superficie por casco (m2)	50.5		50.5		23.2		46.5		14.8	
Nº de tubos por casco	138		138		64		64		-	
Nº de cascos	2 (A y B)		2 (C y D)		1		1		4	
DI del casco (mm)	550		550		400		400		-	
Tamaño del tubo	19.05XBWG14X3050		19.05XBWG14X3050		19.05XBWG14X3050		19.05XBWG14X6100		19.05XBWG14X5000	
Arreglo de tubos	Cuadrado, paso 25 mm		Cuadrado, paso 25 mm		Cuadrado, paso 25 mm		Cuadrado, paso 25 mm		Cuadrado, paso 25 mm	
Espacio entre baffles (mm)	255		255		500		680		-	
Corte de baffle	Vertical 25%		Vertical 25%		Vertical 25%		Vertical 25%		-	
Calor intercambiado (BTU/hr)	12.14E+6		11.63E+6		3.32E+6		3.01E+6		2.78E+6	
	CASCO	TUBOS	CASCO	TUBOS	CASCO	TUBOS	CASCO	TUBOS	CASCO	TUBOS
Materiales	Alimentación combinada a PT	Efluentes del reactor de PT	Alimentación combinada a PT	Efluentes del reactor de PT	Alimentación combinada a PT	Efluentes del reactor de PT	Fondos de la estabilizadora	Efluentes del reactor de PT	Alimentación a la estabilizadora	Fondos de la estabilizadora
Flujo másico (lb/hr)	29 508	29 509	27 291	27 290	29 508	19 545	87 176	11 712	18 459	17 977
Temperatura de entrada (°F)	208	767	213	762	619	971	508	963	100	494
Temperatura de salida (°F)	619	300	632	300	741	800	519	700	370	250
Presión de diseño (PSIG)	500	615	500	615	600	525	350	525	375	350
Temperatura de diseño (°F)	-	-	-	-	800	1000	575	1000	425	575
Nº de pasos	2	2	2	2	1	2	1	2	1	2
Presión de ingreso (PSIG)	548	431	548	431	536	453	265	453	352	315
Caída de presión permisible (PSI)	-	-	-	-	5	5	0.5	5	10	10

PT : Platforming

TABLA 2.9
BOMBAS CENTRIFUGAS DE PLATFORMING

SERVICIO	Carga a los reactores de Platforming	Reflujo a la estabilizadora
Cantidad	1	2
Bomba operativa	P-6A	P-8A
Bomba de repuesto	P-6B	P-8B
Impulsor de la bomba operativa	MOTOR	MOTOR
Impulsor de la bomba de repuesto	MOTOR	MOTOR
Fluido bombeado	HIDROCARBUROS	HIDROCARBUROS
Temperatura de bombeo, °F	280	100
Sp-Gr a la Temperatura de bombeo	0.665	0.501
USGPM @ P,T Normal	59	38
Diseño	70	50
Presión de succión, PSIG	145	250
Requerimientos de proceso		
Presión de descarga, PSIG	595	305
Diferencial de presión, PSI	450	55
Eficiencia estimada @ Diseño	48%	35%
BHP requerido estimado @ Cap. Diseño	38	4.9

TABLA 2.10
COMPRESORES RECIPROCANTES DE PLATFORMING

Servicio	Reciclo de gas a Platforming
Número de compresores	Dos
Compresor operativo	G-1A y G-1B
Impulsor del compresor operativo	Motor y turbinas a vapor
Tipo de compresor	Horizontal con dos cilindros

REQUERIMIENTOS TOTALES DEL PROCESO	TOTAL PARA EL PROCESO	CADA COMPRESOR
Etapa	Simple	Simple
MMSCFD @ 14.7 y 60°F Normal	11.68	-
	Rated	8.75
CFM a las cond. de Succión Rated	353	235
Temperatura de succión, °F	100	100
Presión de succión, PSIA	410	410
Presión de descarga, PSIA Normal	560	560
	Rated	580
Diferencial de presión, PSI Rated	170	170
Relación de compresión	1.415	1.415
Cp/Cv aprox. (En la succión)	1.31	1.31
Factor de compres. (En la succión)	1.0	1.0
Potencia estimada, BHP Rated	300	199

2.5 Efectos de los Parámetros de Operación en los Rendimientos

De las reacciones químicas que ocurren en Platforming hay dos que deben ser controladas dentro de cierto límite para obtener un producto de alta calidad, alto

rendimiento de producto líquido, suficiente producción de hidrógeno para mantener la presión en la planta y larga vida del catalizador. Estas son las de aromatización e Hidrocracking. Por esto, el efecto de las principales variables de operación sobre estas reacciones debe ser comprendido y observado constantemente durante la operación de la Unidad.

2.5.1 TEMPERATURA

La temperatura a la cual se mantiene el catalizador en el Reactor de Platforming es uno de los principales parámetros de control que se utiliza para obtener una calidad deseada de producto. El catalizador de Platforming es capaz de operar sobre un rango amplio de temperatura con pequeño efecto contrario en el rendimiento del producto y en la estabilidad del catalizador. Sin embargo, a temperaturas muy altas, sobre los 1010 °F, puede causar reacciones térmicas (craqueo) que disminuirán el rendimiento de nafta reformada y la estabilidad del catalizador (por excesiva deposición de coque).

Ambas reacciones, aromatización e Hidrocracking, se ven favorecidas al incrementarse la temperatura, por una mayor severidad, pero el Hidrocracking en un mayor grado.

Así, la temperatura de entrada al reactor deberá fijarse para dar una aromatización bastante completa y sólo el suficiente hidrocracking para dar un producto con un número de octano y rendimientos óptimos.

Generalmente, un incremento de 5°F en la entrada de cada reactor incrementa el número de octano neto de la nafta reformada en una Unidad. Excepto a muy bajas severidades esto debe considerarse como el incremento máximo en cada vez. Incrementos posteriores deberán esperar que la unidad se halla estabilizado y se cuente con los resultados de laboratorio del incremento precedente.

Deberá convertirse en práctica general que siempre que debe hacerse una reducción en la carga, primeramente deberá bajarse la temperatura. Si la carga se redujera primero se puede producir un sobrecraqueo de éste, con lo que si se incrementara la carga y la temperatura, deberá aumentarse siempre primero la carga.

Así mismo deberá mantenerse una diferencia de 10°F entre las temperaturas de entrada a los reactores. Para incrementarse las temperaturas de entrada a los reactores, primero aumente la del primer reactor, luego espere hasta que el efecto sobre el segundo reactor esté bajo control, para proceder al aumento de temperatura en éste. En igual forma se hará con el tercer reactor.

2.5.2 PRESION

La presión del reactor es definida más exactamente como la presión promedio en el catalizador. Ya que el 50% del total del catalizador esta usualmente en el último reactor, una buena aproximación es la presión de entrada al último reactor.

La presión del reactor ejerce influencia sobre las velocidades de reacción y sobre la estabilidad del catalizador.

Los efectos de la presión sobre el proceso son los siguientes:

- 1). Aumentando la presión se incrementará el Hidrocracking y disminuirá la aromatización. Por otro lado la presión del reactor también influye sobre los requerimientos de temperatura en el reactor para una calidad determinada de producto. Al disminuir la presión en el reactor disminuirá la temperatura requerida en el mismo.
- 2). En cuanto a la estabilidad del catalizador, se tiene que menores presiones, tienen el inconveniente de incrementar la deposición de coque sobre el

catalizador, debido a la disminución de la presión parcial del hidrógeno y por ende, del reciclo de hidrógeno el cual tiene la función de remover el coque depositado sobre el catalizador.

Si la velocidad con que se deposita el coque supera la de remoción se romperá el nivel de equilibrio de carbón y se incrementará progresivamente la cantidad de coque sobre el catalizador desactivándolo.

Así los reactores deberán ser operados a las presiones máximas (dentro de las limitaciones mecánicas de diseño del equipo) que pueden ser toleradas respecto a la reacción de aromatización. Para la producción de aromáticos, cuanto más baja sea la presión de operación, siendo las otras variables constantes, será mejor.

La presión en el separador de productos (D-5), como parámetro de operación, es de valor limitado debido a las variaciones que tienen la caída de presión de Unidad en Unidad, dependiendo del flujo de la carga, flujo de gas de reciclo, densidad de gas de reciclo, etc.

De lo explicado anteriormente la presión del sistema está generalmente gobernada por la proporción de reciclo de gas y no puede, excepto a cargas bajas, ser usada como variable.

2.5.3 RELACION HIDROGENO/HIDROCARBURO

Se refiere a la cantidad de Hidrógeno en el gas de reciclo circulando por los compresores, expresado en moles, con respecto a la carga que esta siendo procesada, expresada en moles.

La pureza del hidrógeno en el gas de reciclo es resultado de la severidad de la operación, calidad de la carga y condiciones del catalizador. Debe ser 75% en volumen como mínimo.

El reciclo de hidrógeno es necesario en la operación de Platforming para mantener la estabilidad del catalizador, previniendo la formación de coque en el catalizador. El efecto de esta relación H_2/HC en la aromatización e hidrocracking no se considera suficiente para garantizar ningún ajuste en el reciclo por esta razón.

Para proteger al catalizador, la proporción H_2/HC debe ser mantenida siempre por encima del valor mínimo especificado para la unidad, siendo 6.0.

La proporción H_2/HC puede ser incrementada de la manera siguiente:

- 1). Aumentando la capacidad del compresor
- 2). Disminuyendo la carga al reactor a un reciclo constante
- 3). Aumentando la presión en el separador de productos (D-5)
y por lo tanto comprimiendo más gas.

Estos son los únicos medios para controlar directamente la proporción H_2/HC . Sin embargo, puede presentarse varias circunstancias, las cuales pueden reducir esta proporción sin que se haga un cambio específico en la operación de la planta:

- 1). Disminución del porcentaje de hidrógeno en el gas de reciclo.
- 2). Aumento en la caída de presión a través de la sección de reacción.
- 3). Pérdida en la eficiencia del compresor debido a dificultades mecánicas.

Deben tomarse todas las precauciones para que el flujo de gas de reciclo no sea paralizado ni por unos minutos. Si el compresor falla hay que asegurarse que la carga halla sido cortada.

El reciclo de hidrógeno tiene, además un efecto de arrastre de los productos de reacción y materiales condensables depositados sobre el catalizador.

Un incremento en la relación H₂/HC moverá a la nafta a través del reactor a una velocidad mayor.

2.5.4 VELOCIDAD ESPACIAL

Esta es como una medida de la severidad de la operación y se expresa como:

$$\text{LSVH} = \frac{\text{ft}^3 \text{ de carga por hora}}{\text{ft}^3 \text{ de catalizador en todos los reactores}}$$

Cuanto menor es el número LHSV, mayor será la severidad. La velocidad espacial tiene su mayor efecto (manteniendo constantes las otras variables) en la calidad del producto (octanaje). A mayor velocidad espacial, menor calidad del producto.

Para compensar este efecto debe elevarse la temperatura en los reactores.

Un cambio en la carga tiene un efecto más pequeño en la aromatización pero un efecto mayor en el hidrocracking. Si ha sido cargada la cantidad apropiada de catalizador, los cambios normales de la carga pueden ser compensados por cambios en la temperatura.

A velocidades espaciales muy bajas, pueden producirse reacciones térmicas a tal grado que afectarán la estabilidad del catalizador.

2.6 El Catalizador de Platforming

El catalizador usado en la unidad Platforming es el catalizador R-11 de la UOP. Este es un material selecto preparado para promover reacciones específicas. Los ingredientes activos están mezclados cuidadosamente y deben ser protegidos para asegurarles larga vida.

Esta formado por una base de alúmina sobre la cual se deposita Platino finamente dividido.

Tiene una función dual: una función ácida otorgada por la alúmina y una función metálica otorgada por el platino.

Una descripción clásica de estos catalizadores de función dual consiste en considerar dos centros activos distintos y separados con la molécula reaccionante migrando de un lugar a otro.

Otra descripción más generalizada se apoya en una modificación de la anterior y considera un sólo centro activo complejo que es responsable de la secuencia completa de la reacción.

Debe remarcarse que estas descripciones son sólo conceptuales, ideadas para facilitar la comprensión de su mecanismo de funcionamiento.

El carácter ácido (alúmina), es responsable principalmente de la formación de iones carbonio, que a su vez es característico del mecanismo de reacciones tales como: Isomerización e Hidrocraqueo.

La función metálica (platino) es responsable de la sustracción de hidrógeno de los hidrocarburos, la división de las moléculas de hidrógeno y subsecuente adición de átomos de hidrógeno a las especies no saturadas. La función hidrogenante-deshidrogenante, es característico de las reacciones tales como: Aromatización y complementa la reacción de Hidrocraqueo por saturación de los productos craqueados.

Combinaciones de estas dos funciones en un sólo centro activo complejo permite que estas reacciones ocurran en una forma concentrada.

Los cloruros o fluoruros son agregados a la alúmina para dar una función

ácida. Estos pueden añadirse durante la preparación o por adición directa de compuestos halogenados a las cargas de Platforming.

El contenido de cloruros en el catalizador debe oscilar entre 0.75 a 0.85% en peso.

Una excesiva cantidad de cloruros en la carga aumentaría la actividad de hidrocracking y un aumento del cocimiento del catalizador.

Los depósitos de cloruro son disueltos por adición de agua la cual mide en el gas de reciclo como vapor de agua, el cual debe de estar entre 25 a 45 ppm. Una excesiva cantidad de agua perjudica la actividad de hidrocracking por envenenamiento de la función ácida.

CAPITULO 3

EVALUACION ECONOMICA DE LA OPERACION DE LA UNIDAD UNIFINING-PLATFORMING

CAPITULO 3

EVALUACION ECONOMICA DE LA OPERACION DE LA UNIDAD UNIFINING-PLATFORMING

Introducción

Esta es una Evaluación Económica sólo de la operación de la Unidad Unifining-Platforming (**UF-PT**) de Refinería La Pampilla, no es una evaluación del Proyecto de Ampliación de Capacidad de Procesamiento de Platforming (Ampliación a Platforming) , esto lo veremos en el Capítulo 5.

Los objetivos principales que deseamos alcanzar son dos : determinar cual es el tipo de carga que más conviene procesar en la unidad, para fines de estudio de la Ampliación a Platforming (**PT**) y estimar los beneficios económicos que se derivan de la operación de ésta procesando dicha carga.

Para la realización del presente estudio se tendrá ciertas consideraciones que detallaremos a continuación:

Se va a considerar que el Proyecto de Corte de Nafta en la Unidad de Destilación Primaria II de Refinería La Pampilla ya ha sido ejecutada, contando con los cortes Nafta Liviana y Nafta Pesada obtenidos, como carga a la Unidad Unifining (**UF**).

A Refinería La Pampilla la vamos a considerar como un ente independiente de las otras refinerías. Por tanto no tendremos en cuenta la transferencia de la Nafta FCC de Talara, que en la actualidad forma parte de la formulación de la Gasolina de 84 octanos, producida en Pampilla.

Se considerará usar en Platforming, el mismo tipo de catalizador usado en operaciones anteriores, es decir, el catalizador R-11.

De acuerdo a la consideración anterior, los rendimientos de los productos en la Unidad Unifining-Platforming se estimarán a partir de los datos obtenidos en la Corrida de Prueba hecha en la unidad en octubre de 1989.

Entonces para cumplir con nuestros objetivos, este capítulo lo dividiremos en tres partes, las cuales son :

Esquema Base de producción de gasolinas en Refinería La Pampilla.

Esquema de la producción de gasolinas, ejecutado el Proyecto del Corte de Nafta en la Unidad de Destilación Primaria II. La Unidad Unifining-Platforming está fuera de servicio.

Esquema de la producción de gasolinas, ejecutado el Proyecto del Corte de Nafta en la Unidad de Destilación Primaria II . La Unidad Unifining-Platforming está en servicio.

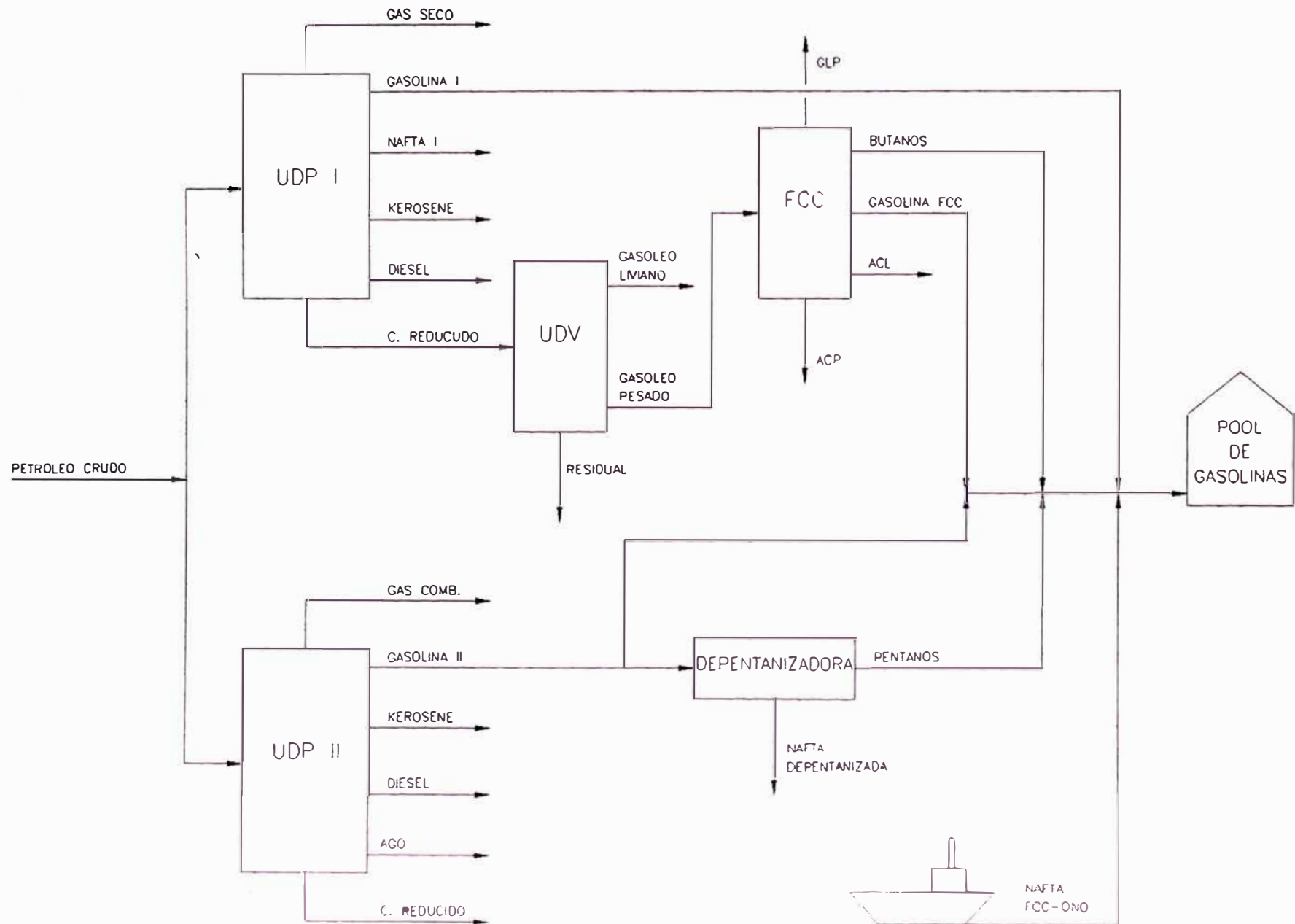
1. Esquema Base de producción de gasolinas en Refinería La Pampilla

En la figura siguiente se muestra el diagrama de flujo de las unidades que conforman Refinería La Pampilla, de las cuales se obtienen los componentes para la formulación de las gasolinas comerciales.

Estas unidades son:

- a) Unidad de Destilación Primaria I (UDPI)
- b) Unidad de Destilación Primaria II (UDPI)

FIGURA 3.1



c) Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC)

d) Unidad Depentanizadora

En estas unidades se obtienen las siguientes gasolinas :

a) UDPI : Produce Gasolina Primaria I con un octanaje de 58 a 60, de acuerdo al crudo que se procesa.

b) UDPII : Produce Gasolina Primaria II, con un octanaje de 52 a 54, de acuerdo al crudo que se procesa.

A diferencia de la UDPI, la gasolina obtenida en la UDPII directamente de la columna de destilación es de Amplio Rango e incluye a los cortes de Nafta Liviana y Pesada respectivamente.

Estas unidades no pueden elevar el octanaje de sus gasolinas (refinando una misma clase de crudo), por lo tanto el octanaje es fijo y por la característica propia de su proceso no puede ser optimizado.

c) FCC : En esta unidad se obtiene una Gasolina FCC que posee un octanaje promedio de 93 y Butanos con un octanaje promedio de 91.6

d) Depentanizadora

En esta unidad se obtiene dos Cortes: uno de Pentanos y otro de Nafta depentanizada, usando el primero en las gasolinas.

Los Programas de Maximización de Destilados Medios aplicados en la Empresa orientaron la adición del corte de Nafta depentanizada (Nafta Pesada) a los de Kerosene y Diesel. Por esta razón la gasolina de Amplio Rango producida en la UDPII es en la actualidad reprocesada una parte en la UDPI y el resto en el

agotador de la Unidad Unifining (trabajando ésta como Unidad Depentanizadora).

Entonces, de acuerdo a este esquema se dispone de los siguientes componentes para la elaboración de gasolinas comerciales

TABLA 3.1
COMPONENTES PARA LA ELABORACION DE GASOLINAS
COMERCIALES EN PAMPILLA (*)

COMPONENTE	VOLUMEN (B/D)
Gasolina Primaria I	5460.00
Gasolina Primaria II	100.00
Gasolina FCC	3924.00
Butano	500.00
Pentano	1100.00
Nafta FCC-ONO	1750.00

(*) Valores promedio para el período abril-setiembre de 1994. Obtenidos a partir de los informes mensuales de la División Técnica de Refinería La Pampilla.

Las gasolinas comerciales que se elaboran en Refinería La Pampilla son las siguientes:

- Gasolina de 84 octanos
- Gasolina de 90 octanos
- Gasolina de 97 octanos

Siendo la formulación típica de estas gasolinas las mostradas en las siguientes tablas

TABLA 3.2
FORMULACION DE LA GASOLINA DE 84 OCTANOS (*)

COMPONENTE	B/D
Gasolina Primaria I	5210.00
Gasolina Primaria II	100.00
Gasolina FCC	1590.00
Butano	450.00
Pentano	890.00
Nafta FCC-ONO	1750.00
VOLUMEN TOTAL	9990.00

TEL requerido (cc TEL/GAL)	1.34
----------------------------	------

Consumo de TEL (TM/D)	1.504
-----------------------	-------

TABLA 3.3
FORMULACION DE LA GASOLINA DE 90 OCTANOS (*)

COMPONENTE	B/D
Gasolina Primaria I	250.00
Gasolina FCC	1560.00
Butano	50.00
Pentano	100.00
VOLUMEN TOTAL	1960.00

(*) Valores promedio para el período abril-setiembre de 1994. Obtenidos a partir de los informes mensuales de la División Técnica de Refinería La Pampilla.

TABLA 3.4
FORMULACION DE LA GASOLINA DE 97 OCTANOS (*)

COMPONENTE	B/D
Gasolina FCC	774.00
Nafta Reformada Importada	426.00
MTBE	220.00
VOLUMEN	1420.00

(*) Valores promedio para el período abril-setiembre de 1994. Obtenidos a partir de los informes mensuales de la División Técnica de Refinería La Pampilla.

Evaluación Económica

Se evaluará los beneficios brutos en la producción de las gasolinas de 84 y 97 octanos, puesto que en los otros esquemas se modificará la composición y volumen sólo de estas dos gasolinas, manteniéndose constante la composición y volumen de la gasolina de 90 octanos.

Hablamos de ganancias brutas ya que no vamos a considerar, en ninguna de las evaluaciones económicas de la producción de gasolinas, el costo operativo, sólo consideramos el costo del TEL, puesto que se prevé que el costo operativo, sin considerar el costo del TEL, de la producción de gasolinas en los tres esquemas, tiene el mismo valor. Nuestra intención es calcular los diferenciales de ganancias que se generan entre uno y otro esquema.

El precio de Exportación/Importación de productos de petróleo recomendado por el departamento de Mercado externo de la empresa son los mostrados en la Tabla 3.5.

TABLA 3.5
PRECIOS DE LAS GASOLINAS (*)

PRODUCTO	TIPO	CLASE	US\$/B
Gasolina Primaria I	EXP	FOB	15.55
Gasolina Primaria II ⁽¹⁾	IMP	CIF+IMP	26.53
Gasolina FCC	EXP	FOB	18.87
Butano ⁽²⁾	IMP	CIF+IMP	24.23
Pentano ⁽³⁾	EXP	FOB	15.55
Nafta FCC-ONO ⁽⁴⁾	EXP	FOB	18.87

(*) A octubre de 1994

(1) Precio de Importación del Diesel-2

(2) Precio de Importación del GLP

(3) Precio de Exportación de la Gasolina Primaria I

(4) Precio de Expotación de la Gasolina FCC-RLP

El precio de la gasolinas de 84 y 97 octanos en la Planta de Ventas de Refinería la Pampilla en octubre de 1994, en US\$/B, fue de 26.13 y 31.73 respectivamente.

El precio de productos importados en el mismo período fue:

TEL (US \$ /TM) : 9730

Nafta Reformada Importada (US \$ /B) : 40.74

MTBE (US \$ /B) : 42.20

Se estima que el flete para transferir la Nafta FCC-ONO de Talara al Callao es de 1.0 US\$/B.

En las tablas siguientes calculamos los beneficios brutos en la elaboración de las gasolinas de 84 y 97 octanos.

TABLA 3.6
BENEFICIOS EN LA PRODUCCION DE LA GASOLINA DE 84
OCTANOS

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gasolina de 84 octanos	9990.0	26.13	261038.70
TOTAL DE INGRESOS			261038.70
EGRESOS			
Gasolina Primaria I	5210.00	15.55	81015.50
Gasolina Primaria II	100.00	26.53	2653.00
Gasolina FCC	1590.00	18.87	30003.30
Butano	450.00	24.23	10903.50
Pentano	890.00	15.55	13839.50
Nafta FCC-ONO	1750.00	18.87	33022.50
TEL	1.50 ⁽¹⁾	9730.00 ⁽²⁾	14633.92
Flete Talara - Callao	1750.00	1.00	1750.00
TOTAL DE EGRESOS			187821.22
BENEFICIO BRUTO POR PRODUCIR GAS. DE 84 OCTANOS			73217.48

(1) TM/D

(2) US\$/TM

TABLA 3.7
BENEFICIOS EN LA PRODUCCION DE LA GASOLINA DE 97
OCTANOS

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gasolina de 97 octanos	1420.00	31.73	45056.60
TOTAL DE EGRESOS			45056.60
EGRESOS			
Gasolina FCC	774.00	18.87	14605.38
Nafta Reformada Importada	426.00	40.74	17355.24
MTBE	220.00	42.20	9284.00
TOTAL DE EGRESOS			41244.62
BENEFICIO BRUTO POR PRODUCIR GAS. DE 97 OCTANOS			3811.98

3.2 Esquema de la producción de gasolinas ejecutado el Proyecto del Corte de Nafta en la Unidad de Destilación Primaria II. La Unidad Unifining-Platforming está fuera de servicio

De acuerdo a este proyecto se efectuarán las modificaciones necesarias y adiciones de equipos en la Unidad de Destilación Primaria II, que permitan la obtención de un corte de Nafta Liviana y un corte de Nafta Pesada.

Se estima que las características de la Nafta Liviana obtenida en la Unidad de Destilación Primaria II serán similares a las de la gasolina obtenida en la Unidad

de Destilación Primaria I en el Esquema Base. Así mismo se estima que las características de la Nafta Pesada obtenida en la Unidad de Destilación Primaria II serán similares a las de la Nafta obtenida en la Unidad de Destilación Primaria I en el Esquema base.

En este esquema no existirá reprocesamiento de la actual gasolina de Amplio Rango de la Unidad de Destilación Primaria II, en la Unidad de Destilación Primaria I ni en la Unidad Depentanizadora, por ello consideramos parada esta última unidad.

En la siguiente figura se muestra el diagrama de flujo de las unidades que conformarán la Refinería La Pampilla, bajo este esquema, de las cuales se obtienen los componentes para la formulación de las gasolinas comerciales.

Estas unidades son

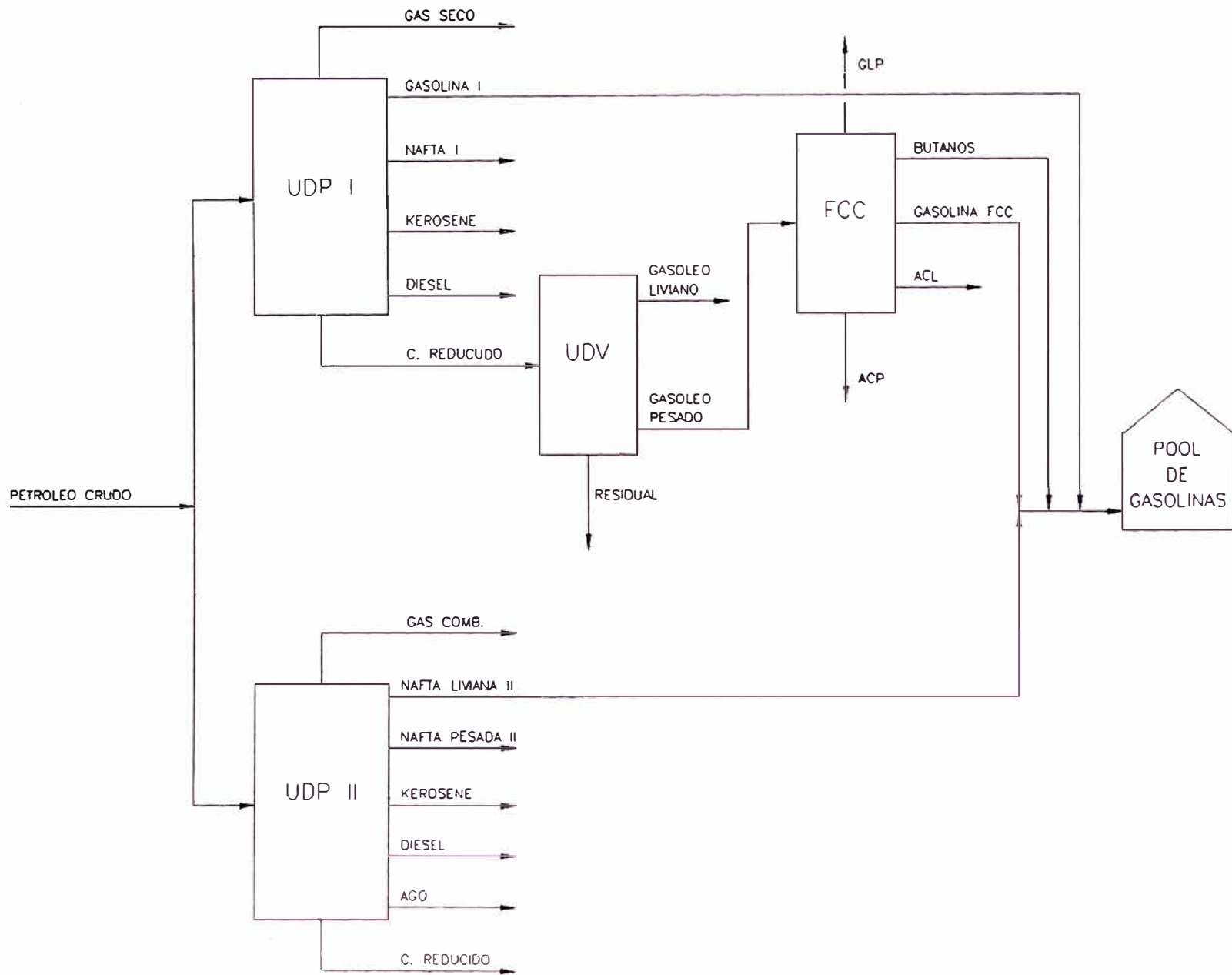
- a) Unidad de Destilación Primaria I (UDPI)
- b) Unidad de Destilación Primaria II (UDPII)
- c) Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC)

Según este esquema, los flujos estimados de los cortes de gasolina y nafta en las dos unidades de Destilación Primaria de Refinería La Pampilla serán como se indican en la tabla 3.8.

TABLA 3.8

CORTE	B/D
Gasolina Primaria I	2400.00
Nafta Liviana II	4200.00
Nafta I	1000.00
Nafta Pesada II	4300.00

FIGURA 3.2



Considerando que los flujos de los corte en la Unidad FCC son los mismos que en el esquema base, en este segundo esquema se tendrá los siguientes componentes para la elaboración de las gasolinas comerciales, tabla 3.9.

TABLA 3.9

COMPONENTES	B/D
Gasolina Primaria I	2400.00
Nafta Liviana II	4200.00
Gasolina FCC	3924.00
Butano	500.00

La Nafta I y la Nafta Pesada II se derivan como componentes en los destilados medios.

Evaluación Económica

En este esquema vamos a considerar que la composición y volumen de las gasolinas de 90 y 97 octanos son los mismos que en el esquema base, ello hace que los consumos de productos importados (Nafta Reformada y MTBE) también sean los mismos, de lo que se deduce que las ganancias brutas en la elaboración de estas gasolinas tengan el mismo valor que en el esquema base. Entonces dejaremos de lado la evaluación en estas gasolinas y sólo veremos el caso de la gasolina de 84 octanos.

Para la elaboración de la Gasolina de 84 octanos disponemos de los componentes que se indican en la tabla 3.10

TABLA 3.10

COMPONENTE	B/D
Gasolina Primaria I	2150.00
Nafta Liviana II	4200.00
Gasolina FCC	1590.00
Butano	450.00

Mediante el uso del **Programa de Formulación de Gasolinas** hecho por computadora, calculamos el octanaje de la mezcla de las gasolinas anteriores y la cantidad de TEL requerido para que la mezcla posea un octanaje de 84. Los resultados del programa fueron los siguientes:

RON-0 de la mezcla = 70.7

TEL requerido (cc/gal) = 2.03

Consumo de TEL (TM/D) = 1.916

La mezcla cumple también con las especificaciones de calidad requeridas.

Calculamos los beneficios brutos en la elaboración de la gasolina de 84 octanos, como se indica en la siguiente tabla.

TABLA 3.11
BENEFICIOS EN LA PRODUCCION DE LA GASOLINA DE 84
OCTANOS

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gasolina de 84 octanos	8390.00	26.13	219230.70
TOTAL DE INGRESOS			219230.70
EGRESOS			
Gasolina Primaria I	2150.00	15.55	33432.50
Nafta Liviana II	4200.00	15.55	65310.00
Gasolina FCC	1590.00	18.87	30003.30
Butano	450.00	24.23	10903.50
TEL	1.92 ⁽¹⁾	9730.00 ⁽²⁾	18642.68
TOTAL DE EGRESOS			158291.98
BENEFICIO BRUTO POR PRODUCIR GAS. DE 84 OCTANOS			60938.72

(1) TM/D

(2) US\$/TM

3.3 Esquema de la producción de gasolinas ejecutado el Proyecto del Corte de Nafta en la Unidad de Destilacion Primaria II. La Unidad Unifining-Platforming está en servicio

En este esquema entrará en operación la Unidad Unifining-Platforming de Refinería La Pampilla, con lo cual el Diagrama de Flujo de las unidades que conformarán esta refinería de las cuales se obtiene los componentes para la formulación de las gasolinas comerciales, será como se muestra en la figura 3.3.

De acuerdo a este esquema tenemos disponibles dos cargas a la Unidad Unifining-Platforming (*):

- Nafta liviana II
- Nafta pesada II

La carga a la Unidad Platforming debe tener un rango de ebullición determinado. Se recomienda un punto inicial mínimo de 170°F (75°C) para evitar el ingreso de compuestos livianos que no se craquean y disminuyen de capacidad de la unidad. Así mismo se recomienda un punto final máximo de 400°F (204°C) para evitar el ingreso de componentes pesados que al craquearse formen residuos que contaminen rápidamente el catalizador.

La carga a Platforming es tratada previamente en la unidad Unifining donde se ajusta el rango de ebullición de ésta para que se encuentre dentro del rango dicho anteriormente (170-400°F)

Se estima que las propiedades de la Nafta Liviana II son similares a las de la Gasolina Primaria I, los cuales las indicamos en la tabla 3.12.

(*) Elegimos estas dos por que se obtendrán en volúmenes suficientes, necesarios en la ampliación.

FIGURA 3.3

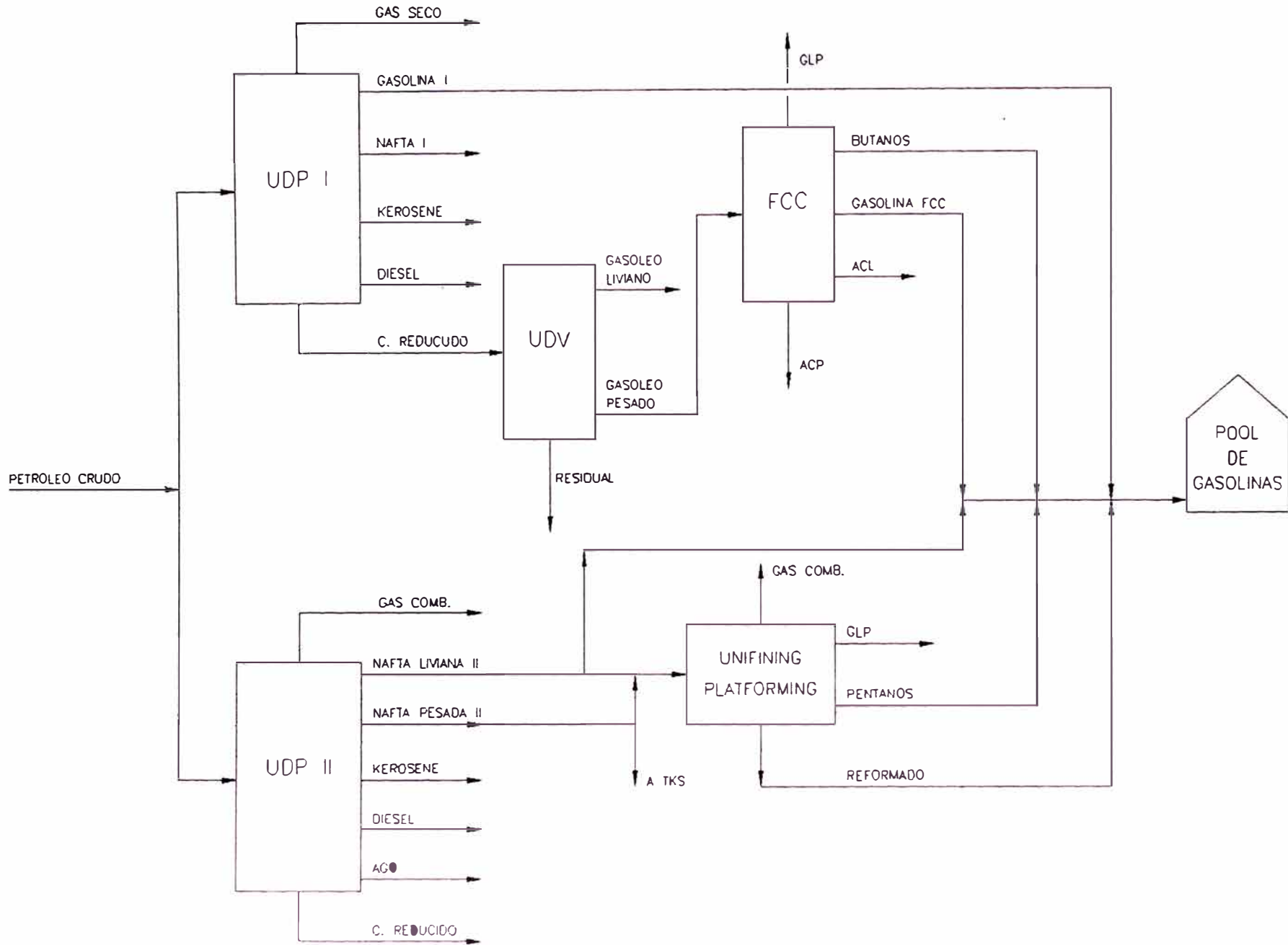


TABLA 3.12
PROPIEDADES DE LA NAFTA LIVIANA II

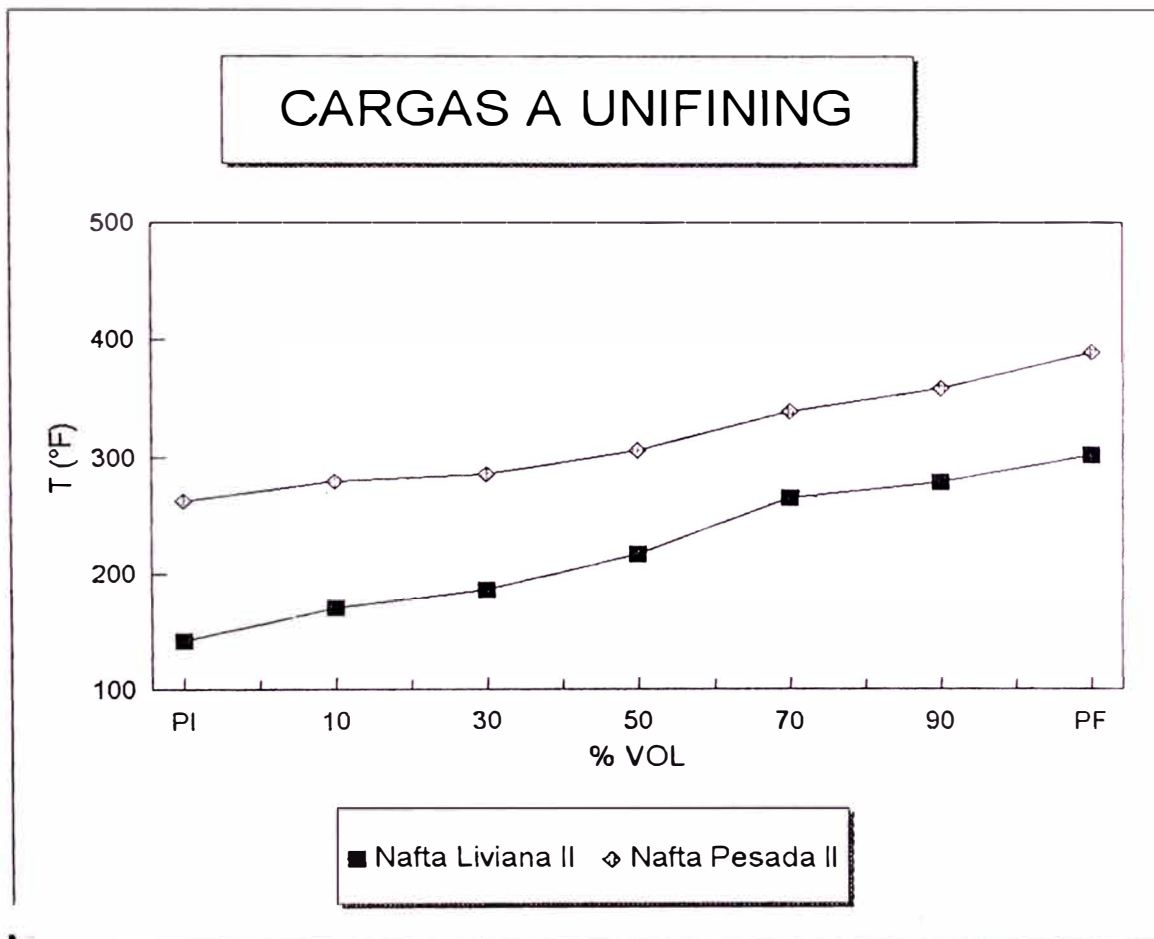
API 60/60°F	63.6
DESTILACION ASTM	
% VOL	T (°F)
PI	141.8
10%	170.6
30%	186.8
50%	217.4
70%	266.0
90%	278.6
PF	302.0

Se estima también que las propiedades de la Nafta Pesada II son similares a las de la Nafta Primaria I, las cuales son:

TABLA 3.13
PROPIEDADES DE LA NAFTA PESADA II

API 60/60°F	52.0
DESTILACION ASTM	
% VOL	T (°F)
PI	262.4
10%	280.4
30%	285.8
50%	305.6
70%	338.0
90%	357.8
PF	388.4

FIGURA 3.4



Evaluación Económica

En esta parte se determinará cuales son los beneficios económicos que se derivan de la operación de la unidad Unifining-Platforming procesando cada una de las cargas mencionadas anteriormente.

Para ello los rendimientos de los productos y consumo de servicios los estimamos a partir de los datos obtenidos en la corrida de prueba efectuada en la unidad en octubre de 1989, los cuales son mostradas en el Anexo 1.

ANALISIS ECONOMICO

El hecho de que entre en operación la Unidad Unifining-Platforming traerá como consecuencia ingresos debido a lo siguiente:

- Mayor producción de gas combustible, que permitirá disminuir el uso de Residual-6 como combustible en la refinería.

Mayor producción de GLP, que disminuirá las importaciones de este producto.

Mayor producción de Pentanos y Nafta Reformada, que se usarán en la conformación de gasolinas o en su exportación como Nafta BTX.

Ahorro en el consumo de TEL, debido al uso de la Nafta Reformada producida, en la formulación de Gasolina de 84 octanos.

La producción de Nafta Reformada permitirá disminuir las importaciones de Nafta Reformada de alto octanaje y MTBE para la preparación de la Gasolina de 97 octanos.

Los egresos por la operación de la Unidad que hay que considerar son:

El costo operativo de la unidad.

El costo de la carga a la unidad.

Menor producción volumétrica de la Gasolina de 84 octanos, cuando se procese Nafta Liviana II.

1. Evaluación Económica usando como carga a Unifining-Platforming Nafta Liviana II

Como hemos dicho anteriormente la Nafta Liviana II tendrá propiedades similares a las de la Gasolina Primaria I, entonces los rendimientos de los productos los estimamos a partir de los datos de la corrida de prueba en la unidad de octubre de 1989 mostradas en el Anexo 1. Puesto que el reformado que se va a producir reemplazará total o parcialmente a los productos importados elevadores del octanaje de las gasolinas, debemos elegir la operación en la cual se obtenga el mayor octanaje del reformado, entonces elegimos el caso 3.1(Anexo 1) donde se procesa un flujo de 1280 B/D de una gasolina con similares propiedades a las de la Nafta Liviana II, obteniéndose un reformado de 97.3 octanos.

De lo expuesto anteriormente los rendimientos totales de los productos en la Unidad Unifining-Platforming procesando Nafta Liviana II serán como se indican en la tabla 3.14.

TABLA 3.14

PRODUCTO	VOLUMEN (B/D)
Gas combustible	(*)271.00
Pentanos	333.00
GLP	90.00
Reformado	650.00
Octanaje claro del Reformado	(**)97.30
Carga a Unifining	1280.00

(*) Se expresa en BEFO(Barriles Equivalentes de Fuel Oil)

(**) Se expresa en números de octano

Reformulación de las Gasolinas Comerciales

Teniendo en cuenta la carga a Unifining usada (1280 B/D de Nafta Liviana II) y los rendimientos anteriores, se reformulará las gasolinas de 84 y 97 octanos (***) considerando el reformado producido.

Se disponen de los componentes indicadas en la tabla 3.15, para la formulación de las gasolinas comerciales.

(***) Sólo tomamos en cuenta la G-84 y G-97 para determinar el ahorro de TEL, MTBE y Nafta Reformada Importada, considerando que G-90 tiene similar formulación que cuando no opera la unidad.

TABLA 3.15
COMPONENTES PARA LA ELABORACION DE GASOLINAS
COMERCIALES EN PAMPILLA

COMPONENTE	VOLUMEN (B/D)
Gasolina Primaria I	2400.00
Gasolina Primaria II	2920.00
Gasolina FCC	3924.00
Butano	500.00
Pentano	333.00
Nafta Reformada RLP	650.00

Con ayuda del Programa de Formulación de Gasolinas, calculamos la formulación propuesta de las gasolinas de 84 y 97 octanos. Los resultados los mostramos en las tablas 3.16 y 3.17 respectivamente.

TABLA 3.16

FORMULACION PROPUESTA DE LA GASOLINA DE 84 OCTANOS

COMPONENTE	B/D
Gasolina Primaria I	2150.00
Nafta Liviana II	2920.00
Gasolina FCC	1590.00
Butano	450.00
Pentano	230.00
Nafta Reformada RLP	215.00
VOLUMEN TOTAL	7555.00

TEL requerido (cc TEL/GAL)	1.38
----------------------------	------

Consumo de TEL (TM/D)	1.174
-----------------------	-------

TABLA 3.17

FORMULACION PROPUESTA DE LA GASOLINA DE 97 OCTANOS

COMPONENTE	B/D
Gasolina FCC	774.00
Nafta Reformada RLP	435.00
MTBE	211.00
VOLUMEN	1420.00

Cálculo de los Ahorros de los Productos Importados

Estos ahorros los vamos a calcular con respecto a las formulaciones de las gasolinas de 84 y 97 octanos cuando la unidad no está operativa (caso 3.2).

$$\text{Ahorro de TEL} = 1.916 - 1.174 = 0.742$$

$$\text{Ahorro de TEL} = 0.742 \text{ TM/D}$$

$$\text{Ahorro de Nafta Reformada Importada} = 426 \text{ B/D}$$

$$\text{Ahorro de MTBE} = 220 - 211 = 9$$

$$\text{Ahorro de MTBE} = 9 \text{ B/D}$$

Beneficios Económicos en la elaboración de la Gasolina de 84 octanos

**TABLA 3.18
BENEFICIOS EN LA PRODUCCION DE LA GASOLINA DE 84
OCTANOS**

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gasolina de 84 octanos	7555.00	26.13	197281.50
TOTAL DE INGRESOS			197281.50
EGRESOS			
Gasolina Primaria I	2150.00	15.55	33432.50
Nafta Liviana II	2920.00	15.55	45406.00
Gasolina FCC	1590.00	18.87	30003.30
Butano	450.00	24.23	10903.50
Pentano	230.00	15.55	3576.50
Nafta Reformada RLP ⁽³⁾	215.00	15.55	3265.50
TEL	1.174 ⁽¹⁾	9730.00 ⁽²⁾	11423.02
TOTAL DE EGRESOS			138010.32
BENEFICIO BRUTO POR PRODUCIR GAS. DE 84 OCTANOS			59271.18

(1) TM/D

(2) US\$/TM

(3) Se valoriza a precio de la Gasolina Primaria I.

Beneficios Económicos en la Elaboración de Gasolina de 97 octanos

TABLA 3.19
BENEFICIOS EN LA PRODUCCION DE LA GASOLINA DE 97
OCTANOS

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gasolina de 97 octanos	1420.00	31.73	45056.60
TOTAL DE EGRESOS			45056.60
EGRESOS			
Gasolina FCC	774.00	18.87	14605.38
Nafta Reformada RLP	435.00	15.55	6764.25
MTBE	211.00	42.20	8904.20
TOTAL DE EGRESOS			30273.83
BENEFICIO BRUTO POR PRODUCIR GAS. DE 97 OCTANOS			14782.77

Determinación del Costo Operativo de la Unidad Unifining-Platforming

El costo operativo de la unidad va a ser igual a la suma de los costos variables y los costos fijos. Los costos variables los estimamos a partir de los datos de consumos de servicios dados en la corrida de prueba para el caso 3.1 (Anexo 1). Los costos fijos los podemos obtener a partir de los datos del presupuesto operativo ejecutado para el año 1993, de la unidad. Pese a que en este período Platforming no estaba operativa los costos fijos tendrán un similar valor cuando esté operativa.

COSTOS VARIABLES

TABLA 3.20
CONSUMO DE SERVICIOS CORRIDA DE
PRUEBA UF-PT OCTUBRE 1989
(CASO 3.1)

SERVICIO	CONSUMO		PRECIO		MONTO
	UNIDAD	VALOR	UNIDAD	VALOR	
Combustible ^(*)	BPD	67.90	US\$/B	10.31	700.05
Electricidad	Kwh/D	6233.52	US\$/Kwh	0.05	124.67
Vapor	TM/D	3.16	US\$/TM	11.09	35.04
Agua	TM/D	6.11	US\$/TM	3.34	20.39
Cloruros	Kg/D	0.22	US\$/Kg	1.50	0.33
TOTAL					880.49

(*) Residual-6

TABLA 3.21
CONSUMO DE SERVICIOS REGENERACION
UF-PT OCTUBRE 1989

SERVICIO	CONSUMO		PRECIO		MONTO
	UNIDAD	VALOR	UNIDAD	VALOR	US\$
Combustible ^(*)	B	160.00	US\$/B	10.31	1649.60
Electricidad	Kwh	200.00	US\$/Kwh	0.05	10.00
Cloruros	Kg	450.00	US\$/Kg	1.50	675.00
Soda Caustica	TM	0.96	US\$/TM	225.00	216.00
Nitrógeno	m ³	980.00	US\$/m ³	3.00	2940.00
TOTAL					5484.60

(*) Residual-6

La Regeneración se efectuó en 10 días, con lo cual el costo de regeneración por día será $5484.6/10 = 548.46$ US \$ /D.

Se estima un ciclo de operación de aproximadamente un año en el cual se hace una regeneración. Los costos variables por año serán:

$$\text{Costos variables (US\$/A)} = 880.49 (365-10) + 548.46 \cdot 10$$

$$\text{Costos variables (US\$/A)} = 318057.31$$

Los costos variables por día serán:

$$\text{Costos variables (US\$/D)} = 318057.31/365$$

$$\text{Costos variables (US\$/D)} = 871.39$$

Siendo la carga a Unifining de 1280 B/D. Los costos variables por barril

serán:

Costos variables (US\$/B) = 871.39/1280

Costos variables (US\$/B) = 0.681

COSTOS FIJOS

TABLA 3.22
COSTOS FIJOS DIRECTOS

DETALLES	US\$/A
Remun. Oper. Empleado	15759.50
Recar. a la rem. por dist. de benef. de trab.	19821.50
Beneficio de trabajadores	8544.50
Mantenimiento en general	649.50
Reparaciones en general	20224.50
Seguridad industrial	0.00
Pinturas	0.00
Pint. Servic. Comrad.	0.00
Otros gastos de mantenimiento y reparaciones	7161.00
Transporte de personal	1.00
Alquiler de maquinarias y equipos	0.00
Servicios de alimentación	0.00
Utiles de escritorio	0.00
SUB-TOTAL	72161.50

TABLA 3.23
COSTOS FIJOS INDIRECTOS

DETALLES	US\$/A
Gtos. Sist. Combustible	9085.50
Gtos. Dist de vapor	243756.50
Gtos. Sist. Dist. Aire	164.50
Gtos. agua crud/salad.	5392.00
Gtos. sist. Agua enf.	7164.50
Gtos. sist. Rec. Slop	541.00
Gtos. de laboratorio	48309.50
Gtos. Inspec. Equip.	8935.50
Gtos. Ing y eco.	45554.50
Gtos. mant. serv. ptas.	70831.00
Gtos. mant. mec. Y maq.	38219.00
Gtos. mant. Instrument.	45522.00
Gtos. mant. sist. elect.	37691.50
Gtos. Grales planta	107239.50
SUB-TOTAL	668406.00
TOTAL COSTOS FIJOS	740567.50

Los costos fijos por día serán :

Costos fijos (US\$/D) = 740567.50/365

Costos fijos (US\$/D) = 2029.0

Los costos fijos por barril serán :

Costos fijos (US\$/B) = 2029.0/1280

Costos fijos (US\$/B) =1.585

El costos operativo de la unidad Unifining-Platforming, cuando la carga a Unifining es 1280 B/D de la futura Nafta Liviana II,es:

Costo operativo (US \$/B) = 0.681 + 1.585

Costo operativo (US \$/B) = 2.27

Evaluación Económica

Con los datos obtenidos hacemos la Evaluación Económica de la Operación de la Unidad Unifining-Platforming cuando la carga a la unidad es Nafta Liviana II, teniendo en cuenta el precios de los productos mostrados en la tabla 3.24.

TABLA 3.24
PRECIOS DE LOS PRODUCTOS

PRODUCTO	TIPO	CLASE	US\$/B
Gas combustible	EXP	FOB	12.86
GLP	IMP	CIF+IMP	24.23
Pentanos	EXP	FOB	15.55
Nafta Reformada	EXP	FOB	15.55

Se considera que los Pentanos y la Nafta Reformada se valorizan como la Gasolina Primaria I, que tiene como valor base el de la Nafta Primaria de Exportación.

El gas combustible se ha considerado a precio de exportación del residual

pesado de Refinería La Pampilla.

El precio del GLP se considera el de importación.

TABLA 3.25
BENEFICIO OBTENIDO POR LA OPERACION DE LA UNIDAD
UNIFINING-PLATFORMING

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gas combustible	271.00	12.86	3485.06
Pentanos	333.00	15.55	5178.15
GLP	90.00	24.23	2180.70
Nafta Reformada RLP	650.00	15.55	10107.50
Mayor ganancia en G-97 ⁽¹⁾			10970.79
TOTAL DE INGRESOS			31922.20
EGRESOS			
Costo operativo	1280.00	2.27	2900.39
Costo de la carga (NL-II) ⁽²⁾	1280.00	15.55	19904.00
Menor ganancia en G-84 ⁽³⁾			1667.54
TOTAL DE EGRESOS			24471.93
BENEFICIO (US\$/D)			7450.27
BENEFICIO (US\$/A)⁽⁴⁾			2'644,845.85

(1) G-97 es la Gasolina de 97 octanos

(2) NL-II es la Nafta Liviana II

(3) G-84 es la Gasolina de 84 octanos

(4) Se considera sólo los días de operación

De los resultados de esta evaluación podemos deducir lo siguiente:

La menor producción de Gasolina de 84 octanos y el ahorro de TEL se ven reflejados, juntos, en una menor ganancia en la producción de Gasolina de 84 octanos con respecto al caso cuando la unidad está parada.

El ahorro de Nafta Reformada Importada y MTBE se ven reflejados en una mayor ganancia en la producción de la gasolina de 97 octanos.

Es beneficioso económicamente operar la unidad procesando la futura Nafta Liviana II.

2. Evaluación Económica usando como carga Nafta Pesada II

Anteriormente se dijo que las propiedades de la futura Nafta Pesada II serán similares a las de la Nafta que se obtiene en la Unidad de Destilación Primaria I, entonces se puede estimar los rendimientos de los productos en la unidad Unifining-Platforming procesando Nafta Pesada II a partir de los datos de la corrida de prueba hecha en la unidad en octubre de 1989, Anexo 1. De igual manera que en el punto anterior, debemos elegir la operación en la cual se obtenga el mayor octanaje, entonces elegimos el caso 1.3 donde se procesa en Platforming una Nafta con similares propiedades a la Nafta Pesada II, obteniéndose un reformado de 97 octanos.

Las propiedades estimadas de la Nafta Pesada II y de la Nafta tratada en Unifining , carga a Platforming, las mostramos en la tabla 3.26.

TABLA 3.26

CARGA A UNIFINING	
Tipo	Nafta Pesada II
° API	52.00
PI (°F)	262.40
PF (°F)	388.40
Azufre (ppm)	30.00
Plomo (ppb)	-
CARGA A PLATFORMING	
° API	52.00
PI (°F)	262.40
PF (°F)	388.40
Azufre (ppm)	-
Plomo (ppb)	-
P (%V)	43.00
O (%V)	< 1.00
N (%V)	49.40
A (%V)	7.60

Se estima que los rendimientos de productos son como se muestra en la tabla 3.27.

TABLA 3.27
RENDIMIENTOS ESTIMADOS

EN LA UNIDAD UNIFINING	
	B/D
CARGA	
Nafta Pesada II	993.00
PRODUCTOS	
Gas combustible (*)	50.00
Pentanos	0.00
Nafta tratada	993.00
EN LA UNIDAD PLATFORMING	
	B/D
CARGA	
Nafta tratada	993.00
PRODUCTOS	
Gas combustible (*)	169.00
GLP	50.00
Nafta Reformada	757.00

(*) El Gas combustible se expresa en BEFO

De esta manera los rendimientos de los productos en la unidad Unifining-Platforming procesando la futura Nafta Pesada II será como se muestra en la tabla 3.28.

TABLA 3.28

PRODUCTO	VOLUMEN (B/D)
Gas combustible	(*)219.00
Pentanos	0.00
GLP	50.00
Reformado	757.00
Octanaje claro del Reformado	(**)97.00
Carga a Unifining	993.00

(*) Se expresa en BEFO

(**) Se expresa en números de octano

Reformulación de las Gasolinas Comerciales

Teniendo en cuenta la carga a Unifining usada (993 B/D) de Nafta Pesada II y los rendimientos anteriores, se reformulará las gasolinas de 84 y 97 octanos (***) considerando el reformado producido.

Se disponen de los componentes indicados en la tabla 3.29 para la formulación de las Gasolinas Comerciales.

(***) Sólo tomamos en cuenta la gasolina de 84 y 97 octanos para determinar el ahorro de TEL, MTBE y Nafta Reformada Importada, considerando que la gasolina de 90 octanos tiene similar formulación que cuando no opera la Unidad.

TABLA 3.29
COMPONENTES PARA LA ELABORACION DE GASOLINAS
COMERCIALES EN PAMPILLA

COMPONENTE	VOLUMEN (B/D)
Gasolina Primaria I	2400.00
Nafta Liviana II	4200.00
Gasolina FCC	3924.00
Butano	500.00
Pentano	0.00
Nafta Reformada RLP	757.00

Con ayuda del Programa de Formulación de Gasolinas calculamos la formulación propuesta de las gasolinas de 84 y 97 octanos, los resultados los mostramos en las tablas 3.30 y 3.31 respectivamente.

TABLA 3.30
FORMULACION PROPUESTA DE LA GASOLINA DE 84 OCTANOS

COMPONENTE	B/D
Gasolina Primaria I	2150.00
Nafta Liviana II	4200.00
Gasolina FCC	1590.00
Butano	450.00
Pentano	0.00
Nafta Reformada RLP	331.00
VOLUMEN TOTAL	8721.00
TEL requerido (cc TEL/GAL)	1.520
Consumo de TEL (TM/D)	1.498

TABLA 3.31

FORMULACION PROPUESTA DE LA GASOLINA DE 97 OCTANOS

COMPONENTE	B/D
Gasolina FCC	774.00
Nafta Reformada RLP	426.00
MTBE	220.00
VOLUMEN	1420.00

Cálculo de los ahorros de Productos Importados

Estos ahorros los vamos a calcular con respecto a las formulaciones de la gasolinas de 84 y 97 octanos cuando la unidad no está operativa.

- Ahorro de TEL = $1.916 - 1.498 = 0.418$
Ahorro de TEL = 0.418 TM/D
- Ahorro de Nafta Reformada Importada = $426 - 0$
Ahorro de Nafta Reformada Importada = 426 B/D
- Ahorro de MTBE = $220 - 220$
Ahorro de MTBE = 0 B/D

Beneficios Económicos en la elaboración de la Gasolina de 84 Octanos

TABLA 3.32
BENEFICIOS EN LA PRODUCCION DE LA GASOLINA DE 84
OCTANOS

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gasolina de 84 octanos	8721.00	26.13	227879.73
TOTAL DE INGRESOS			227879.73
EGRESOS			
Gasolina Primaria I	2150.00	15.55	33432.50
Nafta Liviana II	4200.00	15.55	65310.00
Gasolina FCC	1590.00	18.87	30003.30
Butano	450.00	24.23	10903.50
Pentano	0.00	15.55	0.00
Nafta Reformada RLP ⁽³⁾	331.00	15.55	5147.05
TEL	1.50 ⁽¹⁾	9730.00 ⁽²⁾	14575.54
TOTAL DE EGRESOS			159371.89
BENEFICIO BRUTO POR PRODUCIR GAS. DE 84 OCTANOS			68507.84

(1) TM/D

(2) US\$/TM

(3) Se valoriza a precio de la Gasolina Primaria I.

Beneficios Económicos en la Elaboración de Gasolina de 97 octanos

TABLA 3.33
BENEFICIOS EN LA PRODUCCION DE LA GASOLINA DE 97
OCTANOS

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gasolina de 97 octanos	1420.00	31.73	45056.60
TOTAL DE EGRESOS			45056.60
EGRESOS			
Gasolina FCC	774.00	18.87	14605.38
Nafta Reformada RLP	426.00	15.55	6624.30
MTBE	220.00	42.20	9284.00
TOTAL DE EGRESOS			30513.68
BENEFICIO BRUTO POR PRODUCIR GAS. DE 97 OCTANOS			14542.92

Determinación del Costo Operativo de la Unidad Unifining-Platforming

Los costos fijos tendrán el mismo valor que en el caso anterior. Los costos variables los estimamos a partir de los datos de consumos de servicios obtenidos en la corrida de prueba en la unidad en octubre 1989, para el caso 1.3 (Anexo 1)

COSTOS VARIABLES

TABLA 3.34
CONSUMO DE SERVICIOS CORRIDA DE
PRUEBA UF-PT OCTUBRE 1989
(CASO 1.3)

SERVICIO	CONSUMO		PRECIO		MONTO US\$/D
	UNIDAD	VALOR	UNIDAD	VALOR	
Combustible ^(*)	BPD	60.00	US\$/B	10.31	618.60
Electricidad	Kwh/D	5250.00	US\$/Kwh	0.05	105.00
Vapor	TM/D	2.40	US\$/TM	11.09	26.62
Agua	TM/D	4.77	US\$/TM	3.34	15.93
Cloruros	Kg/D	0.18	US\$/Kg	1.50	0.27
TOTAL					766.42

(*) Residual-6

Considerando que el tiempo y costos de regeneración son mismos que en el caso anterior. Así mismo considerando que el ciclo de operación es de aproximadamente un año en el cual se hace una sola regeneración, los costos variables por año serán:

$$\text{Costos variables (US\$/A)} = 766.42 (365-10) + 548.46 * 10$$

$$\text{Costos variables (US\$/A)} = 277562.92$$

Los costos variables por día serán:

$$\text{Costos variables (US\$/D)} = 277562.92 / 365$$

$$\text{Costos variables (US\$/D)} = 760.45$$

Siendo la carga a Unifining de 993 B/D, los costos variables por barril serán:

$$\text{Costos variables (US\$/B)} = 760.45/993$$

$$\text{Costos variables (US\$/B)} = 0.766 \text{ US\$/B}$$

COSTOS FIJOS

Los costos fijos tienen el mismo valor que en el caso anterior con lo cual los costos fijos por día será:

$$\text{Costos fijos (US\$/D)} = 2029.0$$

$$\text{Los costos fijos por barril serán } 2029.0/993 = 2.043 \text{ US\$/B}$$

El costo operativo en la unidad Unifining-Platforming, cuando la carga a Unifining es 993 B/D de la futura Nafta Primaria II, es:

$$\text{Costo operativo (US\$/B)} = 0.766+2.043$$

$$\text{Costo operativo (US\$/B)} = 2.81$$

Evaluación Económica

Con todos los datos obtenidos, hacemos la Evaluación Económica de la Unidad Unifining-Platforming cuando la carga a la unidad es 993 B/D de Nafta Pesada II, teniendo en cuenta los mismos precios de los productos que en el caso anterior. La evaluación la mostramos en la tabla 3.35.

De esta evaluación se deduce que es beneficio operar la Unidad Unifining-Platforming procesando la futura Nafta Pesada II.

TABLA 3.35
BENEFICIO OBTENIDO POR LA OPERACION DE LA UNIDAD
UNIFINING-PLATFORMING

EVALUACION ECONOMICA	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
INGRESOS			
Gas combustible	219.00	12.86	2816.34
Pentanos	0.00	15.55	0.00
GLP	50.00	24.23	1211.50
Nafta Reformada RLP	757.00	15.55	11771.35
Mayor ganancia en G-97 ⁽¹⁾			10730.94
Mayor ganancia en G-84 ⁽³⁾			7569.12
TOTAL DE INGRESOS			34099.25
EGRESOS			
Costo operativo	993.00	2.81	2789.45
Costo de la carga (NP-II) ⁽²⁾	993.00	26.53	26344.29
TOTAL DE EGRESOS			29133.74

BENEFICIO (US\$/D)	4965.51
---------------------------	----------------

BENEFICIO (US\$/A)⁽⁴⁾	1'762,756.05
---	---------------------

(1) G-97 es la Gasolina de 97 octanos

(2) NP-II es la Nafta Pesada II, que se valoriza a precio de importación de Diesel-2

(3) G-84 es la Gasolina de 84 octanos

(4) Se considera sólo los días de operación

EVALUACION ECONOMICA DE LA OPERACION DE LA UNIDAD UNIFINING-PLATFORMING CON CAPACIDAD AMPLIADA DE PLATFORMING (*)

Los resultados obtenidos anteriormente nos muestran que es beneficioso económicamente operar la unidad Unifining-Platforming (sin ampliar Platforming) procesando la futura Nafta Liviana II ó la futura Nafta Pesada II.

Esperando que también sea beneficioso económicamente operar la unidad con la capacidad ampliada de Platforming, en esta parte analizaremos como varía los beneficios económicos de la operación de la unidad a medida que se amplíe la capacidad de Platforming, procesando las dos cargas mencionadas.

Algunos resultados obtenidos anteriormente serán usados en la ampliación, haciendo el escalamiento respectivo.

El procedimiento que se va a emplear es básicamente el mismo que se ha usado en las evaluaciones anteriores. Así es que los resultados los indicaremos en tablas, en forma general, sin indicar los cálculos intermedios.

(*) La ampliación a Platforming la expresaremos como un porcentaje de su capacidad de diseño (1760 B/D)

Cálculo del mayor porcentaje de ampliación de Platforming con respecto a su capacidad de diseño

Puesto que nuestro objetivo es ampliar la capacidad de procesamiento sólo de Platforming, analizaremos hasta cuanto se pueda ampliar procesando la Nafta Liviana II y Nafta Pesada II.

1. Procesamiento de Nafta Liviana II

A partir de los datos de la corrida de prueba en la unidad en octubre de 1989 (caso 3.1) se estiman los rendimientos de los productos en Unifining y Platforming en porcentajes volumétricos, cuando se procesa Nafta Liviana II, como se muestra en la tabla siguiente.

TABLA 3.36
RENDIMIENTOS EN UNIFINING Y PLATFORMING PROCESANDO
NAFTA LIVIANA II

RENDIMIENTOS EN UNIFINING	
PRODUCTO	%VOL
Gas combustible	3.98
Pentanos	26.00
Gasolina Tratada	77.80

RENDIMIENTOS EN PLATFORMING	
PRODUCTO	%VOL
Gas Combustible	22.09
GPL	9.04
Reformado	65.26
Octanaje claro de Reformado	97.3

La máxima cantidad de Nafta Tratada (carga a Platforming) se obtiene cuando Unifining opera a su capacidad de diseño de 2700 B/D (máxima capacidad) y de acuerdo a los rendimientos mostrados en la tabla anterior, esta máxima cantidad de Nafta Tratada es igual a $2700 \times 77.8 / 100 = 2100.6$ B/D. Este flujo de Nafta Tratada viene a ser la mayor carga a Platforming que se puede obtener, significando ($2100.6 / 1760 = 1.194$) veces la capacidad de diseño de Platforming, con lo cual Platforming solamente puede ser ampliada en 19.4% de su capacidad de diseño.

2. Procesamiento de Nafta Pesada II

De igual manera que en el punto anterior estimamos los rendimientos de productos en Unifining y Platforming en porcentajes volumétricos, a partir de los datos del caso 1.3 (anexo 1) cuando se procesa Nafta Pesada II, como se muestra en la tabla siguiente:

TABLA 3.37

RENDIMIENTOS EN UNIFINING Y PLATFORMING PROCESANDO NAFTA LIVIANA II

RENDIMIENTOS EN UNIFINING	
PRODUCTO	%VOL
Gas combustible	5.04
Pentanos	0.00
Gasolina Tratada	100.00

RENDIMIENTOS EN PLATFORMING	
PRODUCTO	%VOL
Gas Combustible	17.02
GPL	5.04
Reformado	76.23
Octanaje claro de Reformado	97.00

Procediendo de igual forma que en punto anterior se halla que Platforming se puede ampliar hasta el 53.4% de su capacidad de diseño procesando Nafta Pesada II.

Producciones en Unifining y Platforming con capacidad ampliada de Platforming

1. Procesamiento de Nafta Liviana II

En este caso Platforming se puede ampliar hasta el 19.4% de su capacidad de diseño, entonces calcularemos las producciones en Unifining y Platforming cuando Platforming es ampliada en 0%, 10% y 19.4% de su capacidad de diseño, usando los rendimientos de la Tabla 3.36. Tales cálculos se muestran en la tabla 3.38.

TABLA 3.38

AMPLIACION A PLATFORMING	0.0%	10.0%	19.4%
PRODUCCIONES EN UNIFINING			
CARGA (B/D)			
Nafta Liviana II	2262.2	2488.4	2700.0
PRODUCTOS (B/D)			
Gas combustible	90.0	99.0	107.5
Pentanos	588.2	647.0	702.0
Nafta Tratada	1760.0	1936.0	2100.6
PRODUCCIONES EN PLATFORMING			
CARGA (B/D)			
Nafta Tratada	1760.0	1936.0	2100.6
PRODUCTOS (B/D)			
Gas combustible	388.8	427.7	464.0
GLP	159.1	175.0	189.9
Reformado	1148.6	1263.4	1370.9

2. Procesamiento de Nafta Pesada II

En este caso Platforming se puede ampliar hasta el 53.4% de su capacidad de diseño, entonces calcularemos las producciones en Unifining y Platforming cuando Platforming es ampliado en 0%, 10%, 20%, 30%, 40% y 50% de su capacidad de diseño, usando los rendimientos de la tabla 3.37. Tales cálculos se muestran en la tabla 3.39.

TABLA 3.39

AMPLIACION/A PLATFORMING	0.0%	10.0%	20.0%	30.0%	40.0%	50.0%
PRODUCCIONES EN UNIFINING						
CARGA (B/D)						
Nafta Pesada II	1760.0	1936.0	2116.0	2288.0	2464.0	2640.0
PRODUCTOS (B/D)						
Gas combustible	88.7	97.6	106.4	115.3	124.2	133.1
Pentanos	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Nafta Tratada	1760.0	1936.0	2112.0	2288.0	2464.0	2640.0
PRODUCCIONES EN PLATFORMING						
CARGA (B/D)						
Nafta Tratada	1760.0	1936.0	2112.0	2288.0	2464.0	2640.0
PRODUCTOS (B/D)						
Gas combustible	299.6	329.5	359.5	389.5	419.4	449.3
GLP	88.7	97.6	106.4	115.3	124.2	133.1
Reformado	1341.6	1475.8	1610.0	1744.1	1878.3	2012.50

Reformulación de las Gasolinas Comerciales

1. Procesamiento de Nafta Liviana II

La formulación propuesta de la gasolina de 97 octanos será igual, en todos los casos de ampliación, a la que se dio cuando se evaluó la operación de la unidad sin la capacidad ampliada de Platforming procesando esta carga, la cual fue:

TABLA 3.40
FORMULACIÓN PROPUESTA DE LA GASOLINA DE 97
OCTANOS EN TODOS LOS CASOS DE AMPLIACIÓN

COMPONENTE	B/D
Gasolina FCC	774.00
Nafta Reformada RLP	435.00
MTBE	211.00
VOLUMEN	1420.00

La producción total de reformado menos el volumen usado en la gasolina de 97 octanos se derivará como componente de la gasolina de 84 octanos. Entonces las formulaciones propuestas de la gasolina de 84 octanos en cada caso de ampliación las mostramos en la tabla 3.41.

TABLA 3.41
FORMULACIONES PROPUESTAS DE LA GASOLINA DE 84
OCTANOS PARA CADA CASO DE AMPLIACIÓN

AMPLIACION A PLATFORMING	0.0%	10.0%	19.4%
COMPONENTES	VOLUMEN(B/D)	VOLUMEN(B/D)	VOLUMEN(B/D)
Gasolina Primaria I	2150.0	2150.0	2150.0
Nafta Liviana II	1937.8	1711.6	1500.0
Gasolina FCC	1590.0	1590.0	1590.0
Butano	450.0	450.0	450.0
Pentano	488.2	547.0	602.0
Reformado RLP	713.6	828.4	935.9
Consumo de TEL ^(*)	0.570	0.471	0.389

(*) TMD

2. Procesamiento de Nafta Pesada II

Tomando en cuenta las mismas consideraciones hechas en el punto anterior, tenemos en las tablas siguientes las formulaciones de la gasolina de 97 y 84 octanos en todos los casos de ampliación.

TABLA 3.42
FORMULACION PROPUESTA DE LA GASOLINA DE 97
OCTANOS EN TODOS LOS CASOS DE AMPLIACIÓN

COMPONENTE	B/D
Gasolina FCC	774.00
Nafta Reformada RLP	426.00
MTBE	220.00
VOLUMEN	1420.00

TABLA 3.43
FORMULACIONES PROPUESTAS DE LA GASOLINA DE 84
OCTANOS PARA CADA CASO DE AMPLIACIÓN

AMPLIACION A PLATFORMING	0.0%	10.0%	20.0%	30.0%	40.0%	50.0%
COMPONENTES	VOLUMEN (B/D)	VOLUMEN (B/D)	VOLUMEN (B/D)	VOLUMEN (B/D)	VOLUMEN (B/D)	VOLUMEN (B/D)
Gasolina Primaria I	2150.0	2150.0	2150.0	2150.0	2150.0	2150.0
Nafta Liviana II	4200.0	4200.0	4200.0	4200.0	4200.0	4200.0
Gasolina FCC	1590.0	1590.0	1590.0	1590.0	1590.0	1590.0
Butano	450.0	450.0	450.0	450.0	450.0	450.0
Pentano	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Reformado RPL	915.6	1049.8	1184.0	1318.1	1452.3	1586.5
Consumo de TEL ^(*)	1.031	0.951	0.879	0.812	0.752	0.724

(*) TM/D

Costo Operativo de la Unidad Unifining-Platforming con la Capacidad Ampliada de Platforming

Los costos variables serán proporcionales a la carga a Unifining. Como anteriormente se halló, para cada tipo de carga, un valor del costo variable entonces es posible determinar el costo variable a otras cargas. Los costos fijos, en todos los casos, es el mismo que se halló anteriormente (2029.0 US \$/D)

En la tabla siguiente indicamos el costo operativo para cada tipo de carga en cada caso de ampliación a Platforming.

TABLA 3.44

PROCESAMIENTO DE NAFTA LIVIANA II				
CARGA A UNIFINING B/D	COSTOS VARIABLES US\$/D	COSTOS FIJOS US\$/D	COSTO OPERATIVO US\$/D	COSTO OPERATIVO POR BARRIL US\$/B
1280.0	871.39 ^(*)	2029.00	2900.39	2.27
2262.2	1540.05	2029.00	3569.05	1.58
2488.4	1694.04	2029.00	3723.04	1.50
2700.0	1838.09	2029.00	3867.09	1.43
PROCESAMIENTO DE NAFTA PESADA II				
CARGA A UNIFINING B/D	COSTOS VARIABLES US\$/D	COSTOS FIJOS US\$/D	COSTO OPERATIVO US\$/D	COSTO OPERATIVO POR BARRIL US\$/B
993.0	760.45 ^(*)	2029.00	2789.45	2.81
1760.0	1347.83	2029.00	3376.83	1.92
1936.0	1482.61	2029.00	3511.61	1.81
2112.0	1617.39	2029.00	3646.39	1.73
2288.0	1752.17	2029.00	3781.17	1.65
2464.0	1886.96	2029.00	3915.96	1.59
2640.0	2021.74	2029.00	4050.74	1.53

(*) Se calcularon a partir de los datos de consumo de servicios obtenidos en la corrida de prueba en la unidad en octubre de 1989.

Evaluación Económica

Con todos los datos obtenidos anteriormente hacemos una Evaluación Económica de la Operación de la Unidad Unifining-Platforming, con la capacidad ampliada de Platforming, procesando cada una de las cargas. Los beneficios anuales obtenidos en cada caso de ampliación con ambas cargas las resumimos en las siguientes tablas.

TABLA 3.45

PROCESAMIENTO DE NAFTA LIVIANA II	
AMPLIACION A PLATFORMING	BENEFICIO ANUAL (MMUS\$/A)
0.0 %	3.97
10.0 %	4.12
19.4 %	4.23

TABLA 3.46

PROCESAMIENTO DE NAFTA PESADA II	
AMPLIACION A PLATFORMING	BENEFICIO ANUAL (MMUS\$/A)
0.0 %	2.47
10.0 %	2.54
20.0 %	2.60
30.0 %	2.65
40.0 %	2.69
50.0 %	2.73

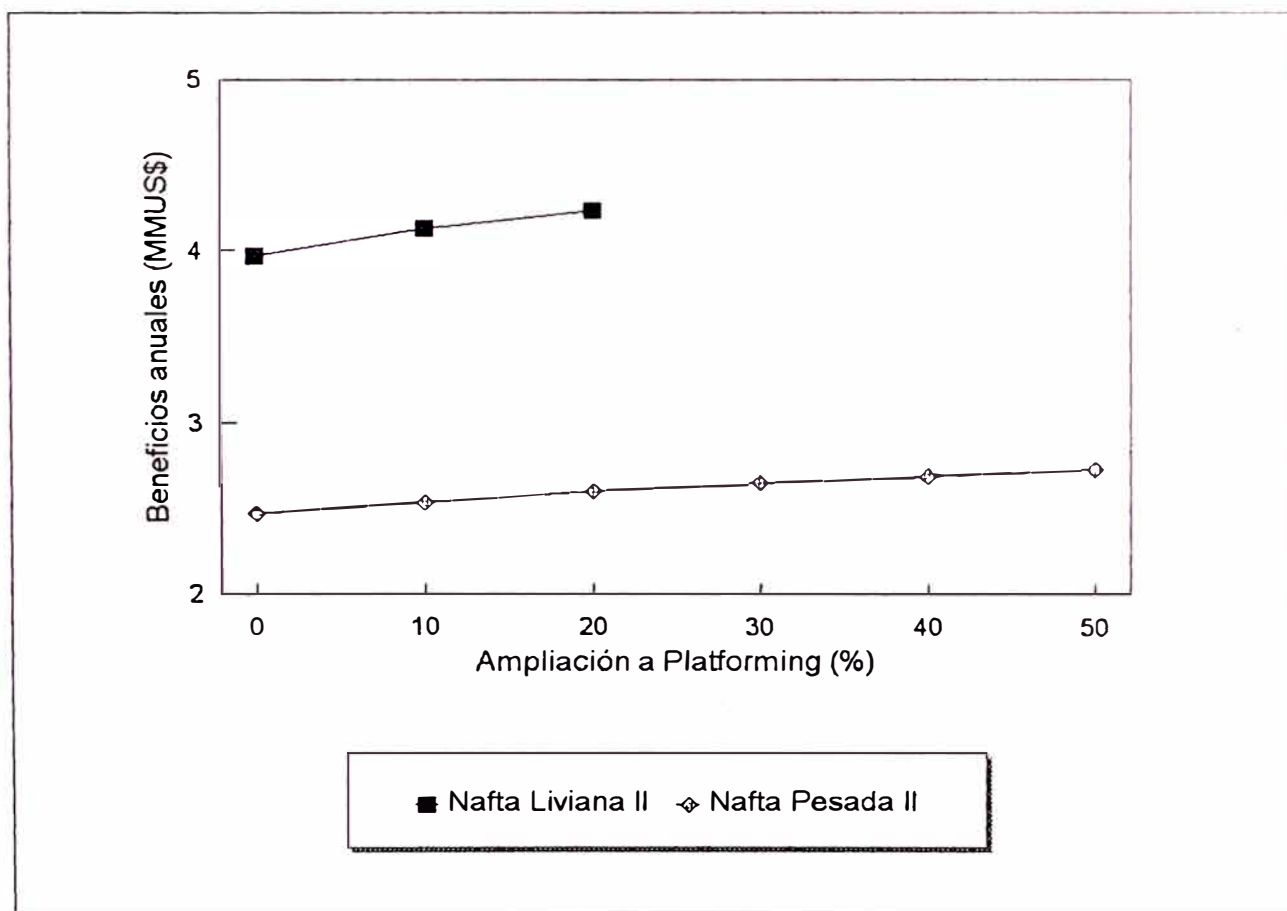
En la figura 3.5 vemos el incremento de los beneficios con el incremento de la ampliación, para ambas cargas.

CONCLUSIONES

1. Es beneficioso económicamente operar la unidad Unifining-Platforming, con la capacidad ampliada de Platforming, procesando la futura Nafta Liviana II ó la futura Nafta Pesada II, obteniéndose beneficios mayores en el caso de la primera de las cargas.

FIGURA 3.5

**BENEFICIOS ECONOMICOS DE LA OPERACION DE LA UNIDAD
UF-PT CON LA CAPACIDAD AMPLIADA DE PLATFORMING**



2. El potencial de ampliación de Platforming es 19.4% procesando Nafta Liviana II y 53.4% procesando Nafta Pesada II. Siendo el objetivo ampliar Platforming a la máxima capacidad posible, entonces para los fines de ampliación es más conveniente procesar Nafta Pesada II.

3. Platforming debe ser ampliada en 50% (*) de su capacidad de diseño procesando Nafta Pesada II, dando de esta manera flexibilidad a la operación de la unidad.

(*) Se plantea 50% para simplificar los calculos en el estudio de ampliación a Platforming.

CAPITULO 4

CALCULOS PARA AUMENTAR LA CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO LA UNIDAD PLATFORMING DE REFINERIA LA PAMPILLA

CAPITULO 4

CALCULOS PARA AUMENTAR LA CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO LA UNIDAD PLATFORMING DE REFINERIA LA PAMPILLA

4.1. Bases del estudio del Proceso

INTRODUCCION

En este capítulo se analizará técnicamente cuales son los requerimientos del proceso para que la Unidad Platforming de la Refinería La Pampilla procese una carga que es 50% superior a la carga del diseño original UOP, es decir 2640 B/D de Nafta Pesada II, siendo elegida ésta por dar beneficios económicos y simplificar los cálculos en el estudio de ampliación a Platforming, como se determinó en el capítulo anterior.

El análisis de procesos comprende: Los balances de materia y energía, estimados de la calidad de los productos, determinación del área de los equipos de intercambio de calor requeridos, determinación de aquellos equipos existentes que trabajen convenientemente en la ampliación, especificación de bombas y compresores, etc.

Para realizar lo dicho anteriormente se divide este capítulo en dos partes. En la primera de ellas se analizará los requerimientos de la unidad procesando una carga de 1760 B/D (Carga de Diseño) obteniendo un reformado de 97 RON claro. A éste le denominamos el caso base. En la segunda parte se analizará los requerimientos de la unidad procesando una carga de 2640 B/D obteniendo un reformado de 97 RON claro, siendo éste el caso de la ampliación.

En ambos casos las características de la carga a Unifining serán similares a las de la Nafta Pesada que se obtendrán en la UDPII, puesto que se obtendrá en volúmenes suficientes luego de ser implementado el Proyecto del Corte de Nafta, como se vió en el capítulo anterior.

4.1.1 ESTUDIO DEL CASO BASE

Puesto que nuestro trabajo va a ser sobre una unidad existente, es conveniente saber cuales son los requerimientos del proceso para que se procese en Platforming una carga igual a la del diseño original de 1760 B/D y obtener un reformado de 97 RON claro, siendo la carga a la Unidad Desulfurizadora Unifining una Nafta Pesada con características similares a la que se obtendrá en la UDPII de acuerdo al Proyecto del Corte de Nafta en la UDPII.

Siendo la temperatura la variable fundamental que nos va a proporcionar el octanaje deseado en el reformado, nuestro estudio va a incidir primordialmente en los requerimientos de hornos del proceso, es decir, en calcular el calor que se absorberá en cada horno. Para ello seguiremos el procedimiento indicado a continuación:

- Ver las características de la carga a Platforming
- Ver las características de la Nafta reformada
- Calcular los flujos de la carga a Platforming y del Gas de Reciclo
- Calcular la temperatura de ingreso y salida en los reactores y hornos
- Estimar las propiedades de la nafta a la salida de cada reactor
- Calcular la caída de presión en reactores y hornos
- Calcular el calor absorbido en cada horno
- Comparar los resultados con los valores de diseño.

a. Características de la Carga a Platforming

En el Anexo 1(Caso 1.3), a partir de los datos obtenidos en la corrida de prueba de octubre 1989, se ha obtenido las características de la carga a Unifining (*) y las de la carga a Platforming. Siendo las características de la carga a Platforming las mostradas en la tabla 4.1.

TABLA 4.1
CARACTERISTICAS DE LA CARGA A PLATFORMING

API 60/60F°	52.0
DESTILACION ASTM	
%VOL	T (°F)
PI	262.4
10	280.4
30	285.8
50	305.6
70	338.0
90	357.8
PF	388.4
N (%V)	49.4
A (%V)	7.6

Se calcula :

$$\text{Sp-Gr } 60/60 \text{ } ^\circ\text{F} = 0.7711$$

De las tablas :

$$M = 130$$

$$K_{UOP} = 11.85$$

(*) Nafta Pesada que se obtendrá en la UDPII luego de ejecutado el Proyecto de Corte de Nafta

b. Características de la Nafta Reformada

Del Anexo 1 (Caso 1.3) se obtienen las características de la Nafta Reformada, las cuales las indicamos en la tabla 4.2

TABLA 4.2
CARACTERISTICAS DE LA NAFTA REFORMADA

API 60/60F°	44.2
DESTILACION ASTM	
%VOL	T (°F)
PI	113.0
10	183.2
30	232.0
50	274.0
70	317.0
90	370.0
PF	435.2
N (%V)	-
A (%V)	44.2

Se calcula :

$$\text{Sp-Gr } 60/60 \text{ } ^\circ\text{F} = 0.8054$$

De las tablas :

$$M = 108$$

$$K_{UOP} = 11.12$$

$$\text{RONC} = 97.0$$

c. Cálculo de los flujos de la carga a Platforming y del Gas de Reciclo

c.1 Flujo de la carga a Platforming

Como se dijo anteriormente, en esta parte la Unidad Platforming (PT) procesará una carga igual a la del diseño original.

$$\text{Carga a PT (B/D)} = 1760$$

- Cálculo de la carga a PT en lb/hr :

$$\text{API } 60/60 \text{ } ^\circ\text{F} = 52.0$$

$$\text{Sp- Gr } 60/60 \text{ } ^\circ\text{F} = 0.7711$$

$$\text{Densidad} = 0.7711 * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densidad} = 48.1177 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Carga a PT (lb/hr)} = \text{Carga a PT (B/D)} * f * \text{Densidad} / 24$$

Siendo f un factor de conversión de Barriles a ft³

Reemplazando datos:

$$\text{Carga a PT (lb/hr)} = 1760 * 5.6150 * 48.1177 / 24 = 19813.2694$$

$$\text{Carga a PT (lb/hr)} = 19813.2694$$

- Cálculo de la carga a PT en mol-lb/hr:

$$\text{Carga a PT (mol-lb/hr)} = \frac{\text{Carga a PT (lb/hr)}}{\text{Peso molecular}}$$

$$= \frac{19813.2694}{130}$$

$$\text{Carga a PT (mol-lb/hr)} = 152.4098$$

c.2 Flujo del Gas de Reciclo

En el Anexo 1 se estimó la composición del Gas de Reciclo (caso 1.3), siendo ésta la mostrada en la tabla 4.3

TABLA 4.3
COMPOSICION DEL GAS DE RECICLO

COMPONENTE	% MOL
Hidrógeno	62.8
Metano	21.8
Etano	10.3
Propano	3.8
I-Butano	0.6
N-Butano	0.7

A partir de esta composición podemos estimar su peso molecular, considerando que posee un comportamiento de Gas ideal, aplicando la siguiente fórmula :

$$PM = \sum PM_i * X_i$$

Donde :

PM_i : Peso Molecular de un componente

X_i : Fracción mol de un componente

Con los datos de la tabla anterior calculamos el peso molecular del Gas de Reciclo en la tabla 4.4

TABLA 4.4

COMPONENTE	PM _i	X _i	PM _i *X _i
Hidrógeno	2	0.628	1.256
Metano	16	0.218	3.488
Etano	30	0.103	3.090
Propano	44	0.038	1.672
I-Butano	58	0.006	0.348
N-Butano	58	0.007	0.406
PM			10.260

Entonces el peso molecular del Gas de Reciclo es 10.26

Cálculo del flujo del Gas de Reciclo en mol-lb/hr :

Para obtener esto, partimos de la relación molar H₂/HC, que se define de la siguiente manera:

$$\frac{H_2}{HC} = \frac{\text{Moles de Hidrógeno en el Gas de Reciclo}}{\text{Moles de HC en la carga}}$$

A partir de los datos de la corrida de prueba de octubre de 1989, Anexo 1 (caso 1.3), se estima que la relación H₂/HC en esta operación debe ser 8.2, entonces :

Moles de H₂ en el gas de reciclo = 8.2*Moles de HC en la carga

En el punto C.1 se halló que:

Moles de HC en la carga = 152.4098 mol-lb/hr

Reemplazando :

$$\text{Moles de H}_2 \text{ en el Gas de Reciclo} = 8.2 * 152.4098$$

$$\text{Moles de H}_2 \text{ en el Gas de Reciclo} = 1249.7604 \text{ mol-lb/hr}$$

Como la pureza de H₂ en el Gas de Reciclo es 0.628(Anexo 1 Caso 1.3) entonces la cantidad de éste será :

$$\text{Moles del Gas de Reciclo} = \frac{\text{Moles de H}_2 \text{ en el Gas de Reciclo}}{\text{Pureza de H}_2 \text{ en el gas de reciclo}}$$

Reemplazando datos :

$$\text{Moles del Gas de Reciclo} = \frac{1249.7604}{0.628} \text{ mol-lb/hr}$$

$$\text{Moles del Gas de Reciclo} = 1990.0643 \text{ mol-lb/hr}$$

Calculo del flujo del Gas de Reciclo en lb/hr

$$\text{Flujo del Gas de Reciclo (lb/hr)} = \text{Flujo del Gas de Reciclo (mol-lb/hr)} * PM$$

$$\text{Flujo del Gas de Reciclo (lb/hr)} = 1990.0643 * 10.26 = 2042.3997$$

$$\text{Flujo del Gas de Reciclo (lb/hr)} = 20418.0597$$

d. Cálculo de las temperaturas de ingreso y salida en los Reactores y Hornos

Empezaremos calculando la temperatura de ingreso a los reactores, considerando que tiene el mismo valor en todos ellos. Este valor va a ser igual a la temperatura promedio ponderada de ingreso (WAIT) al inicio de la corrida (SOR WAIT). Este SOR WAIT es la temperatura a la cual el catalizador fresco cargado es operado para darnos un cierto RONC a partir de una alimentación caracterizada por

un cierto contenido de Nafténicos y Aromáticos y cargado a una Velocidad Espacial (LHSV) dado.

Existe un procedimiento simple para el calculo del SOR WAIT explicado en el Platforming Operations Handbook de octubre de 1988, el cual usaremos, pero previamente tenemos que determinar los valores de algunas variables que se requieren como la velocidad espacial LHSV.

Se define el LHSV como

$$\text{LHSV} = \frac{\text{ft}^3 \text{ de carga por hora}}{\text{ft}^3 \text{ de catalizador en todos los reactores}}$$

Reemplazando

$$\text{LHSV} = \frac{1760 \text{ B/D} * 0.2339 \text{ ft}^3 * \text{D/hr} * \text{B}}{274 \text{ ft}^3}$$

$$\text{LHSV} = 1.5 \text{ hr}^{-1}$$

Calculamos el SOR WAIT, usando los gráficos del capítulo PROCESS VARIABLES de la referencia indicada anteriormente, como sigue:

1.	Condiciones del Proceso	
	Catalizador	R-11
	Ronc	97.0
	LHSV, hr-1	1.5
	Alimentación N (%V)	49.4
	A (%V)	7.6

$$N + 3.5A = 49.4 + 3.5 * 7.6$$

$$N + 3.5A = 76 \%V$$

2. De la figura 1

SOR WAIT

a 1.0 de LHSV = 939°F

3. De la figura 3
Corrección de
1.0 a 1.5 LHSV = + 18°F
4. De la tabla 2
Corrección por catalizador
R-11 = 0
5. El SOR WAIT requerido es:
SOR WAIT = 939 + 18 + 0
SOR WAIT = 957°F

Entonces la temperatura de ingreso a cada reactor será 957°F

Ahora podemos considerar la caída de temperatura en cada reactor que tienen el mismo valor que las caídas de temperatura que se obtuvieron en la corrida de prueba de octubre de 1989 en el caso 1.3 mostrados en el Anexo 1, con lo cual:

Caída de temperatura en el reactor C-3 = 114°F

Caída de temperatura en el reactor C-4 = 25°F

Caída de temperatura en el reactor C-5 = 17°F

Entonces como conocemos la temperatura al ingreso de cada reactor y la caída de temperatura en todos ellos, se puede calcular fácilmente la temperatura a la salida de cada uno de estos, obteniéndose:

Temperatura a la salida del reactor C-3 = 843°F

Temperatura a la salida del reactor C-4 = 932°F

Temperatura a la salida del reactor C-5 = 940°F

Se tiene que la temperatura al ingreso de un reactor es la temperatura de salida del horno presedente y la temperatura de salida de un reactor es la temperatura de ingreso del horno que le sigue. Con esto podemos afirmar que conocemos las temperaturas de entrada y salida de todos los hornos y reactores, a excepción de la temperatura de ingreso al horno H-3. Esta temperatura la podemos determinar correlacionando la temperatura dada por el instrumento TI-109, el cual mide la temperatura de ingreso a este horno, Vs. la carga (*), obteniendo:

$$TIH3 = 499 + 0.135 * CPBD$$

Donde:

TIH3 = Temperatura de ingreso al horno H-3

CPBD = Carga a Platforming en B/D

Para la carga de 1760 B/D

$$TIH3 = 499 + 0.135 * 1760$$

$$TIH3 = 736.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

La temperatura de Ingreso al horno H-3 es 736.6 °F

En las siguientes tablas se muestra la temperatura de ingreso y salida en los reactores y hornos.

(*) Estos datos se encuentran en el Anexo 2

TABLA 4.5
TEMPERATURA DE INGRESO Y SALIDA DE LOS REACTORES

REACTOR	C-3	C-4	C-5
Temperatura de Ingreso(°F)	957.00	957.00	957.00
Temperatura de Salida (°F)	843.00	932.00	940.00

TABLA 4.6
TEMPERATURA DE INGRESO Y SALIDA DE LOS HORNOS

HORNO	H-3	H-4	H-5
Temperatura de Ingreso(°F)	736.60	843.00	932.00
Temperatura de Salida(°F)	957.00	957.00	957.00

e. Estimado de las propiedades de la Nafta a la salida de cada reactor

Nuestro objetivo es determinar el calor que se absorbe en cada horno, lo cual vamos a hacer más adelante como una diferencia entalpías de los fluidos a la salida y a la entrada de un horno determinado.

El cálculo de las entalpías de estos fluidos es muy complicado pero se puede estimar de una manera muy simple. Tenemos que considerar al Gas de Reciclo y a la Nafta que fluyen a través del sistema de reacción como si estuvieran separados de tal manera que aproximadamente en cada uno de ellos sucede lo siguiente:

1. La composición y flujo en cada punto del sistema de reacción del Gas de Reciclo es la misma, solamente varía la temperatura y la presión a la cual se encuentra.

2. El flujo de la Nafta permanece constante en cada punto del sistema de reacción, pero su composición varía al salir de un reactor determinado puesto que suceden reacciones químicas. Si en un reactor determinado ocurren cambios en las propiedades de la nafta, entonces es bastante aproximado considerar que la magnitud de estos cambios son proporcionales a la caída de temperatura en el mismo. Con lo cual se puede estimar las propiedades de la nafta a la salida de cada reactor.

Calculando la entalpía del Gas de Reciclo y de la Nafta en forma separada en un punto determinado del sistema de reacción, se puede calcular la entalpía de la mezcla total. Para ello tenemos que estimar las propiedades de la nafta a la salida de cada reactor y lo haremos como se ha dicho anteriormente.

La propiedad de la Nafta que vamos a considerar va a ser su peso molecular, siendo su valor al ingresar al sistema de reacción igual a $M_0 = 130$ (Peso molecular de la carga a PT) y su valor al salir del sistema de reacción igual $M_r = 108$ (peso molecular de la Nafta Reformada)

Una observación importante que tenemos que hacer, es que algunas propiedades de la Nafta, tales como su peso molecular, K_{UOP} , API, etc., no varían al pasar por un horno, varía sólo su entalpía.

Siendo la caída de temperatura en cada reactor como sigue:

$$\Delta T (C-3) = 114 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T (C-4) = 25 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T (C-5) = 17 \text{ }^\circ\text{F}$$

La caída total de temperatura será (ΔT_t)

$$\Delta T_t = 156 \text{ }^\circ\text{F}$$

El cambio total en el peso molecular de la nafta es (ΔM_t):

$$\Delta M_t = M_f - M_0 = 108 - 130$$

$$\Delta M_t = -22$$

El cambio del peso molecular en cada reactor será:

$$\Delta M (C-3) = \frac{(-22) * 114}{156}$$

$$\Delta M (C-3) = -16.08$$

$$\Delta M (C-4) = \frac{(-22) * 25}{156}$$

$$\Delta M (C-4) = -3.53$$

$$\Delta M (C-5) = \frac{(-22) * 17}{156}$$

$$\Delta M (C-5) = -2.39$$

Calculando el peso molecular a la salida de cada reactor obtenemos:

$$M (C-3) = 130 - 16.08$$

$$M (C-3) = 113.92$$

$$M (C-4) = 113.92 - 3.53$$

$$M (C-4) = 110.39$$

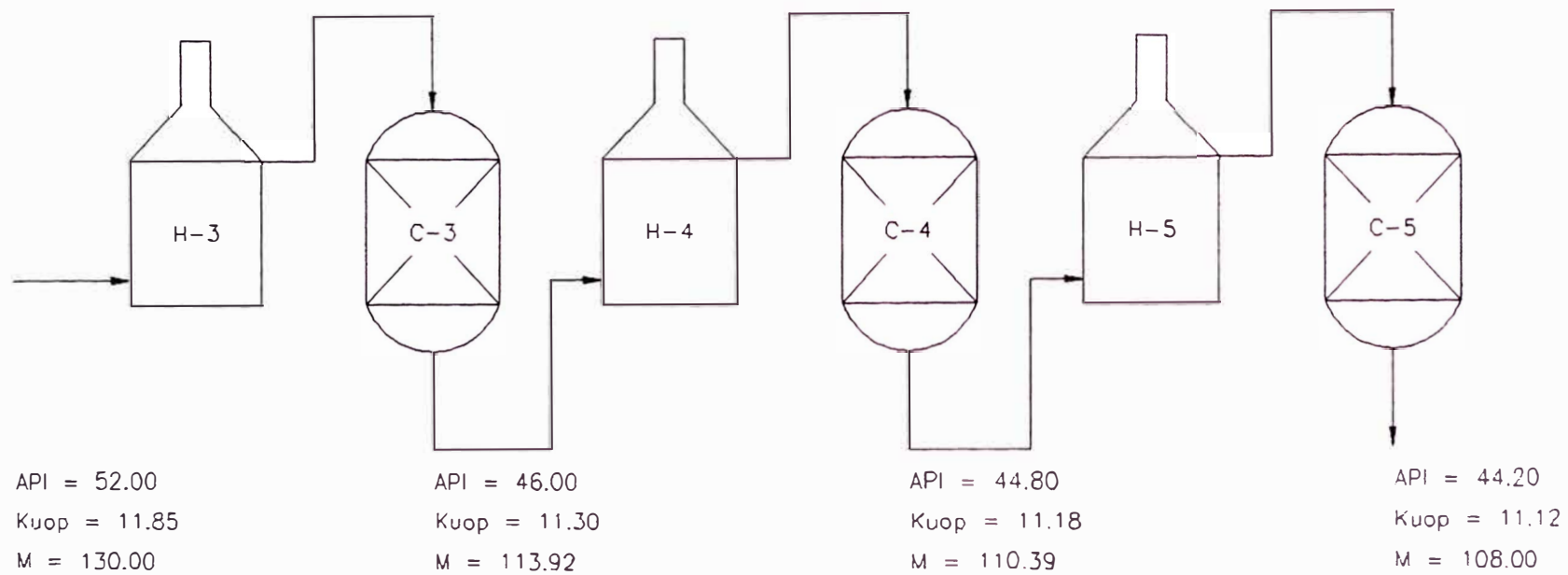
$$M (C-5) = 110.39 - 2.39$$

$$M (C-5) = 108.00$$

Conociendo el peso molecular de la Nafta a la salida de cada reactor y usando la figura 2B2.1 del TECHNICAL DATA BOOK se calcula su API y Kuop. Los resultados los indicamos en la figura 4.1.

FIGURA 4.1

PROPIEDADES ESTIMADAS DE LA NAFTA A LA SALIDA DE LOS REACTORES



f. Cálculo de la caída de presión en los Reactores y Hornos

Este cálculo es iterativo, para lo cual inicialmente vamos a suponer que la caída de presión en los reactores y hornos es igual a cero. Además se va a asumir que la presión de los fluidos al ingreso del sistema de reacción es igual a 550 PSIA (*), entonces en el cálculo inicial la presión en los reactores y hornos es igual a 550 PSIA.

f.1 Caída de Presión en los Reactores

La principal caída de presión en un reactor es debido al lecho del catalizador, la cual se calcula con la siguiente expresión:

$$\frac{\Delta P}{L} = 1.13 u^{1.73} \left(\frac{P}{T} \right)^{0.73} \quad (I)$$

Donde:

$\frac{\Delta P}{L}$ = Caída de presión en PSI/ft de lecho de catalizador

u = Velocidad superficial, ft/seg

P = Presión absoluta, PSIA

T = Temperatura absoluta, °R

La velocidad superficial se calcula con la siguiente fórmula:

$$u = \frac{V}{A} \quad (II)$$

(*) Estimado a partir de los datos del diseño original

Donde:

V = Flujo volumétrico a través del lecho de catalizador, ft³/s

A = Sección transversal al flujo, ft²

Cálculo de V

Usaremos la siguiente expresión para los gases ideales:

$$PV = n RT$$

De donde :

$$V = \frac{n RT}{P} \quad (III)$$

Siendo:

n = Flujo molar, mol-lb/s

R = 10.731 $\frac{\text{PSIA.ft}^3}{\text{mol-lb.}^\circ\text{R}}$

T = Temperatura absoluta; °R

P = Presión absoluta, PSIA

n = Moles de la carga + moles del Gas de Reciclo

n = 152.4098 + 1990.0643 mol-lb/hr

n = 2142.4741 mol-lb/hr

n = 0.5951 mol-lb/s

Para este primer cálculo vamos a tomar el valor de la temperatura (T) como el de la temperatura de ingreso al reactor, con lo cual T = 957°F, en la otras iteraciones el valor que tome la temperatura será un promedio entre la temperatura de ingreso y la temperatura de salida en un reactor.

Así mismo, de acuerdo a lo dicho al inicio, la presión en un reactor será 550 PSIA para este primer cálculo, en las otras iteraciones tomaremos como presión a

un valor promedio entre la presión de ingreso y la de salida del mismo.

Entonces el valor de V será el mismo en los tres reactores en la primera iteración.

Reemplazando datos en la ecuación (III):

$$V = \frac{0.5951 * 10.731 * (957 + 460)}{550}$$

$$V = 16.4536 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Cálculo de u :

De los datos de diseño obtenemos el valor de la sección transversal en cada reactor. Reemplazando estos valores en la ecuación (II) obtenemos el valor de la velocidad superficial en los mismos. Los resultados los mostramos en el siguiente tabla.

TABLA 4.7

REACTOR	DIAMETRO (ft)	A (ft ²)	u (ft/s)
C-3	4.0	12.5664	1.3093
C-4	4.5	15.9043	1.0345
C-5	5.0	19.6350	0.8379

Reemplazando datos en la ecuación (I) obtenemos la caída de presión en cada reactor:

Reactor C-3 :

$$\text{Altura de Catalizador(L)} = 4.37 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 1.13 (1.3093)^{1.73} \left(\frac{550}{1417} \right)^{0.73} = 0.9027$$

$$\Delta P = 0.9027 * 4.37 = 3.9446$$

$$\Delta P(C-3) = 3.9446 \text{ PSI}$$

Reactor C-4 :

$$\text{Altura de Catalizador(L)} = 5.17 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 1.13 (1.0345)^{1.73} \left(\frac{550}{1417} \right)^{0.73} = 0.6005$$

$$\Delta P = 0.6005 * 5.17 = 3.1060$$

$$\Delta P(C-4) = 3.1060 \text{ PSI}$$

Reactor C-5 :

$$\text{Altura de Catalizador(L)} = 6.97 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 1.13 (0.8379)^{1.73} \left(\frac{550}{1417} \right)^{0.73} = 0.4170$$

$$\Delta P = 0.4170 * 6.97 = 2.9060$$

$$\Delta P(C-5) = 2.9060 \text{ PSI}$$

f.2 Caída de Presión en los Hornos

La caída de presión del fluido en los hornos es debido a la fricción en las tuberías.

Para calcular la caída de presión en las tuberías de un horno usaremos la siguiente expresión:

$$\Delta P = \frac{0.00000336 f L W^2 \nabla}{d^5} \quad (IV)$$

Donde :

ΔP = Caída de presión en la tubería del horno, PSI

f = Factor de fricción

L = Longitud total equivalente de la tubería, ft

W = Flujo másico, lb/hr

∇ = Volumen específico del fluido, ft³/lb

d = Diámetro interno de la tubería, inch

El número de Reynolds esta dado por la siguiente expresión:

$$Re = 6.31 \frac{W}{d\mu} \quad (V)$$

Donde :

μ = Viscosidad absoluta (dinámica), Cpo

En la tabla siguiente mostramos las características de diseño de los hornos de Platforming.

TABLA 4.8
CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LOS HORNOS DE
PLATFORMING

HORNO	H-3	H-4	H-5
Número de tubos	24	24	24
Diámetro nominal del tubo	6" SCH 80	6" SCH 80	6" SCH 80
Longitud del tubo (*)	9150 mm	5500 mm	2500 mm
Número de codos de 90° (**)	2	2	2
Número de codos de 180° (**)	23	23	23
Separación entre tubos	305 mm	305 mm	305 mm

(*) El material de los tubos es una aleación : 2 1/4 % de Cromo y 1% de Molibdeno conforme a la especificación ASTM N° A-335 Grado P22

(**) 6" SCH 80 SR BEND

f.2.1 Cálculo de la caída de presión en los tubos del horno H-3

Usaremos la ecuación (IV):

* Cálculo de W:

El flujo másico (W) va ha ser igual a :

$$W = \text{Carga a PT (lb/hr)} + \text{Gas de Reciclo (lb/hr)}$$

De los cálculos anteriores

$$W = 19813.2694 + 20418.0597$$

$$W = 40231.3291 \text{ lb/hr}$$

* Cálculo de ∇ :

El volumen específico (∇) lo calcularemos a partir de la ecuación de los gases ideales:

$$PV = n R T$$

$$PV = \frac{W}{M} RT$$

$$P \frac{V}{W} = \frac{RT}{M}$$

$$P \nabla = \frac{RT}{M}$$

$$\nabla = \frac{RT}{PM}$$

Donde :

$$R = 10.731 \frac{\text{PSIA ft}^3}{\text{mol-lb } ^\circ\text{R}}$$

$$P = 550 \text{ PSIA}$$

$$M = \frac{152.4098 * 130 + 1990.0643 * 10.26}{2142.4741}$$

$$M = 18.7780$$

$$T_{\text{IN}} (\text{H-3}) = 736.6 \text{ } ^\circ\text{F} (1196.6 \text{ } ^\circ\text{R})$$

$$\nabla = \frac{10.731 * 1196.6}{550 * 18.7780}$$

$$\nabla = 1.2430 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$T_{\text{OUT}} (\text{H-3}) = 957^\circ\text{F} (1417 \text{ } ^\circ\text{R})$$

$$\nabla = \frac{10.731 * 1417}{550 * 18.7780}$$

$$\nabla = 1.4723 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

Tomamos el valor medio (∇_m) :

$$\nabla_m = 1.3576 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

* Cálculo de d :

De las tablas, para una tubería de diámetro nominal 6" SCH 80, se tiene:

$$d = 5.761 \text{ inch}$$

* Cálculo de L :

Cálculo de la relación (L/D) de los accesorios

- Para un codo de 90° (6" SCH 80)

Se tiene la configuración mostrada en la figura 4.2.

Donde :

$$r = \frac{\text{Separación entre tubos}}{2} = \frac{305}{2} \text{ mm} = 6 \text{ inch}$$

$$r = 6 \text{ inch}$$

$$d = 5.761 \text{ inch}$$

$$\frac{r}{d} = \frac{6}{5.761} = 1.04$$

$$\underline{r} = 1.04$$

De los gráficos, para un codo de 90° la relación (L/D) = 17

- Para un codo de 180° (6" SCH 80)

Se tiene la configuración mostrada en la figura 4.3.

FIGURA 4.2
CODO DE 90°

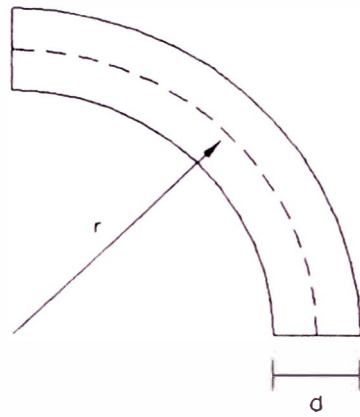
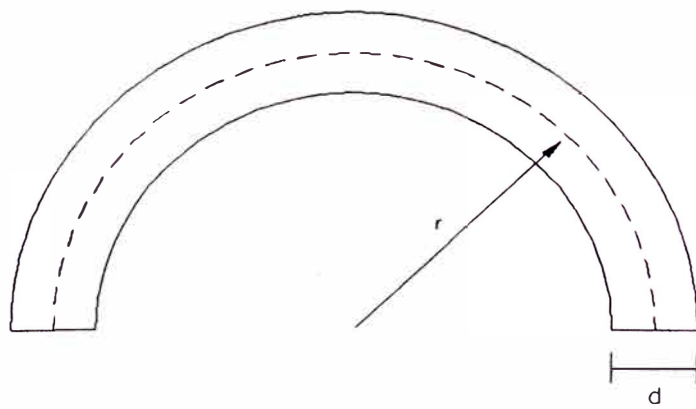


FIGURA 4.3
CODO DE 180°



$$\frac{r}{d} = \frac{6}{5.761}$$

$$\frac{r}{d} = 1.04$$

Para este caso se tiene que :

$$\left(\frac{L}{D} \right) = R_t + (n-1) \left(R_l + \frac{R_b}{2} \right)$$

Donde R_t , R_l y R_b son parámetros que los determinamos en gráficas.

$$\frac{L}{D} = 17 + (2-1) \left(17 + \frac{2}{2} \right)$$

$$\frac{L}{D} = 35$$

Entonces para un codo de 180° la relación $(L/D) = 35$.

La relación (L/D) total para los accesorios será :

Dos codos de 90°.....	2 * 17	=	34
Veintitrés codos de 180°.....	23 * 35	=	<u>805</u>
(L/D) total de los accesorios		=	839

La longitud total equivalente correspondiente a los accesorios es:

$$L = \left(\frac{L}{D} \right)_{\text{total}} * D$$

De tablas, para una tubería de 6" SCH 80, $D = 0.4801$ ft

$$L_{\text{accesorios}} = 839 * 0.4801$$

$$L_{\text{accesorios}} = 402.8039 \text{ ft}$$

La longitud total equivalente de las tuberías del horno H-3 será:

$$L = 24 * 30.0197 + 402.8039$$

$$L = 1123.2767 \text{ ft}$$

* Cálculo de f :

Debemos calcular previamente el número de Reynolds con la ecuación (V).
Del Technical Data Book de octubre de 1964 figura 11B3.1 $\mu = 0.022$ Cpo.

Reemplazando datos en la ecuación (V):

$$Re = 6.31 \frac{40231.3291}{5.761 * 0.022}$$

$$Re = 2 * 10^6$$

De los gráficos:

$$f = 0.018$$

* Cálculo del ΔP (C-3)

Reemplazando los datos obtenidos, en la ecuación (IV)

$$\Delta P \text{ (H-3)} = \frac{0.00000336 * 0.018 * 1123.2767 * (40231.3291)^2 * 1.3576}{(5.761)^5}$$

$$\Delta P \text{ (H-3)} = 23.5239 \text{ PSI}$$

f.2.2 Cálculo de la caída de presión en los tubos del horno H-4

Los parámetros que tienen el mismo valor que en el caso anterior son los siguientes:

$$W = 40231.3291 \text{ lb/hr}$$

$$d = 5.761 \text{ inch}$$

* Cálculo de ∇

Emplearemos la ecuación (VI).

La presión que usaremos será igual a la presión de ingreso al horno H-3 menos la caída de presión en los tubos de ese horno y menos la caída de presión debido al lecho del catalizador del reactor C-3.

$$P = 550 - 23.5239 - 3.9446$$

$$P = 522.53 \text{ PSIA}$$

Con los estimados del peso molecular de la Nafta a la salida del reactor C-3 calculamos el peso molecular de la mezcla gaseosa que ingresa al horno H-4

$$M = \frac{152.4098 * 113.92 + 1990.0643 * 10.26}{2142.4741}$$

$$M = 17.6341$$

$$T_{IN} \text{ (H-4)} = 843 \text{ }^\circ\text{F (1303 }^\circ\text{R)}$$

$$\nabla = \frac{10.731 * 1303}{522.53 * 17.6341}$$

$$\nabla = 1.5175 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$T_{OUT} \text{ (H-4)} = 957^\circ\text{F (1417 }^\circ\text{R)}$$

$$\nabla = \frac{10.731 * 1417}{522.53 * 17.6341}$$

$$\nabla = 1.6502 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

Tomamos el valor medio (∇_m) :

$$\nabla_m = 1.5837 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

* Cálculo de L:

Como este horno tiene exactamente las mismas características que el horno H-3, excepto la longitud de los tubos, entonces la longitud total equivalente correspondiente a los accesorios será la misma que la del horno H-3.

$$\text{Entonces } L_{\text{accesorios}} = 402.8039 \text{ ft}$$

La longitud total equivalente de la tubería del horno H-4 será entonces:

$$L = 24 * 18.0446 + 402.8039$$

$$L = 835.8743 \text{ ft}$$

* Cálculo de f

Como la variación del peso molecular de la mezcla es pequeña, la viscosidad de la mezcla es prácticamente la misma que en el caso anterior, por lo tanto el número de Reynolds también es el mismo del caso anterior. Esto trae como consecuencia que el factor de fricción f tenga el mismo valor.

* Cálculo del ΔP (H-4)

Reemplazando datos obtenidos en la ecuación (IV):

$$\Delta P \text{ (H-4)} = \frac{0.00000336 * 0.018 * 835.8743 * (40231.3291)^2 * 1.5837}{(5.761)^2}$$

$$\Delta P \text{ (H-4)} = 20.4204 \text{ PSI}$$

f.2.3 Cálculo de la caída de presión en los Tubos del Horno H-5

Los parámetros que tienen el mismo valor que en los casos anteriores son los siguientes:

$$W = 40231.3291 \text{ lb/hr}$$

$$d = 5.761 \text{ inch}$$

* Cálculo de ∇ :

$$P = 550 - 23.5239 - 3.9446 - 20.4204 - 3.106$$

$$P = 499.0051 \text{ PSIA}$$

Con los estimados del peso molecular de la Nafta a la salida del reactor C-4 calculamos el peso molecular de la mezcla gaseosa que ingresa al horno H-5.

$$M = \frac{152.4098 * 110.39 + 1990.0643 * 10.26}{2142.4741}$$

$$M = 17.3830$$

$$T_{IN} \text{ (H-5)} = 932 \text{ }^\circ\text{F} \text{ (1392 }^\circ\text{R)}$$

$$\nabla = \frac{10.731 * 1303}{499.01 * 17.3830}$$

$$\nabla = 1.7221 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$T_{OUT} \text{ (H-5)} = 957^\circ\text{F} \text{ (1417 }^\circ\text{R)}$$

$$\nabla = \frac{10.731 * 1417}{499.01 * 17.3830}$$

$$\nabla = 1.7530 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

Tomamos el valor medio (∇_m) :

$$\nabla_m = 1.7376 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

* Cálculo de L :

Este horno tiene las mismas características del horno H-3, excepto la longitud de los tubos, entonces la longitud total equivalente correspondiente a los accesorios será la misma en los dos hornos.

$$L_{\text{accesorios}} = 402.8039 \text{ ft}$$

La longitud total equivalente de la tubería del horno H-5 será entonces:

$$L = 24 * 8.2021 + 402.8039$$

$$L = 599.6543 \text{ ft}$$

* Cálculo de f

El peso molecular de la mezcla gaseosa es parecido a la de los casos anteriores, entonces la viscosidad, el número de Reynolds y el factor de fricción será también similar a la de los casos anteriores.

$$f = 0.018$$

* Cálculo del ΔP (H-5):

$$\Delta P(\text{H-5}) = \frac{0.00000336 * 0.018 * 599.6543 (40231.3291)^2 * 1.7376}{(5.761)^5}$$

$$\Delta P(\text{H-5}) = 16.0732 \text{ PSI}$$

NOTA :

Siguiendo el procedimiento usado anteriormente para el cálculo de las caídas de presión en reactores y hornos, hemos elaborado una hoja de cálculo en un computador para facilitar nuestro trabajo, en la cual luego de varias iteraciones hallamos la caída de presión en esos equipos. Los resultados los mostramos en la tabla 4.9.

TABLA 4.9

CAIDA DE PRESION EN REACTORES Y HORNOS EN EL CASO BASE

EQUIPO	H-3	C-3	H-4	C-4	H-5	C-5
ΔP asumida (PSI)	23.5239	3.9446	20.4204	3.1060	16.0732	2.9060
Presión (PSIA), IN	550.0000	526.4761	522.5315	502.1111	499.0051	482.9319
Presión (PSIA), OUT	526.4761	522.5315	502.1111	499.0051	482.9319	480.0259
Temperatura (°F), IN	736.000	957.0000	843.0000	957.0000	932.0000	957.0000
Temperatura (°F), OUT	957.0000	843.0000	957.0000	932.0000	957.0000	940.0000
Peso Molecular , IN	18.7780	18.7780	17.6341	17.6341	17.383	17.3830
Peso Molecular, OUT	18.7780	17.6341	17.6341	17.3830	17.383	17.2130
Masa Total (lb/s)	11.1754	11.1754	11.1754	11.1754	11.1754	11.1754
Moles totales (mol-lb/s), IN	0.5951	0.5951	0.6337	0.6337	0.6429	0.6429
Moles totales (mol-lb/s), OUT	0.5951	0.6337	0.6337	0.6429	0.6429	0.6492
V (ft³/s), IN		17.1888		19.1920		20.2424
V (ft³/s), OUT		16.9583		19.2448		20.3194
V prom (ft³/s)		17.0735		19.2184		20.2809
∇ (ft³/lb), IN	1.2433		1.5175		1.7221	
∇ (ft³/lb), OUT	1.5381		1.7173		1.8113	
∇ prom (ft³/lb)	1.3907		1.6174		1.7667	
W (lb/hr)	40231.310 0		40231.310 0		40231.3100	
d (inch)	5.7610		5.7610		5.7610	
μ (Cpo)	0.0220		0.0220		0.0220	
Re	2E+06		2E+06		2E+06	
f	0.0180		0.0180		0.0180	
L (ft)	1123.2770		835.8743		599.6543	
ΔP Horno (PSI)	24.0974		20.8550		16.3424	
D (ft)		4.000		4.5000		5.0000
Secc. Transv. (ft²)		12.5664		15.9043		19.6350
u (ft/s)		1.3587		1.2084		1.0329
ΔP/L (PSI/ft)		0.9579		0.7382		0.5459
L (ft)		4.3700		5.1673		6.9685
ΔP Reactor (PSI)		4.1858		3.8147		3.8039

DESPUES DE CALCULOS ITERATIVOS

ΔP (PSI)	24.1000	4.2000	20.9000	3.8000	16.4000	3.8000
-----------------	----------------	---------------	----------------	---------------	----------------	---------------

g. Cálculo del calor absorbido en cada horno

El calor que se absorbe en un horno lo vamos a calcular mediante un balance de energía.

De acuerdo al Balance de Energía en el Horno de la figura 4.4

$$Q_{abs} = \begin{array}{l} \text{Contenido calórico de la} \\ \text{Nafta y Gas de Reciclo a} \\ \text{la salida de horno} \end{array} - \begin{array}{l} \text{Contenido calórico de la} \\ \text{Nafta y Gas de Reciclo a} \\ \text{la entrada del horno} \end{array} \quad \text{(VII)}$$

Donde:

Q_{abs} : Calor absorbido en el horno

Teniendo en cuenta todas las consideraciones hechas en el punto e, calculamos los contenidos calóricos de la siguiente manera:

$$\begin{array}{l} \text{Contenido calórico de la} \\ \text{Nafta y Gas de Reciclo a} \\ \text{la entrada del horno} \end{array} = (m_N * H_N + m_{GR} * H_{GR})_{IN} \quad \text{(VIII)}$$

$$\begin{array}{l} \text{Contenido calórico de la} \\ \text{Nafta y Gas de Reciclo a} \\ \text{la salida del horno} \end{array} = (m_N * H_N + m_{GR} * H_{GR})_{OUT} \quad \text{(IX)}$$

Donde:

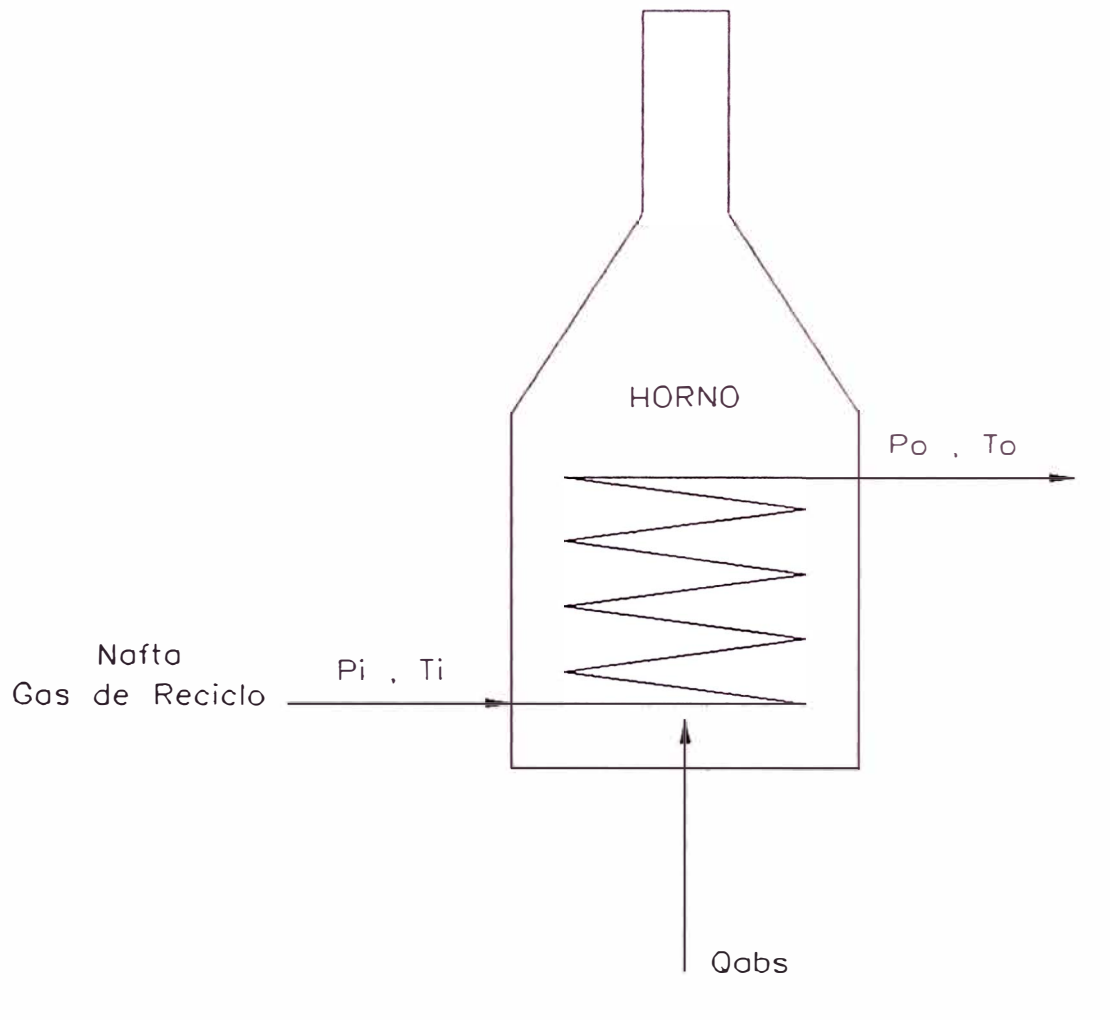
m_N = Flujo másico de la Nafta, lb/hr

m_{GR} = Flujo másico del Gas de Reciclo, lb/hr

H_N = Entalpía de la Nafta, Btu/lb

H_{GR} = Entalpía del Gas de Reciclo, Btu/lb

FIGURA 4.4



Los datos que conocemos son los valores del flujo de la Nafta y del Gas de Reciclo :

$$m_N = 19813.2694 \text{ lb/hr}$$

$$m_{GR} = 20418.0597 \text{ lb/hr}$$

Hace falta determinar las entalpías de la Nafta y del Gas de Reciclo. Esto lo haremos usando correlaciones muy aproximadas.

Entalpía de la Nafta

La entalpía de la Nafta la calcularemos mediante una de las correlaciones mostradas en el Anexo 3. Elegimos la correlación para la entalpía de vapores puesto que la Nafta se encuentra en estado gaseoso

$$H = 64.25 + 70.75/s + (4-s) * (0.12 * D - 0.41) * (670 + \frac{T}{2}) * T/6450 \quad (X)$$

Donde:

D = Factor UOP (K_{UOP})

S = Gravedad específica (60/60°F)

T = Temperatura (°F)

En el punto **e** se ha determinado las propiedades de la Nafta a la salida de cada reactor, de allí podemos deducir las propiedades de la Nafta a la entrada y salida de cada horno. Así mismo en el punto **d** se ha determinado la temperatura a la entrada y salida de cada horno. Entonces con estos datos reemplazados en la correlación anterior calculamos la entalpía de Nafta a la entrada y salida de cada horno.

Entalpía del Gas de Reciclo

La entalpía del Gas de Reciclo la podemos calcular como la entalpía de una mezcla es decir, como la suma de los productos de las entalpías de sus componentes multiplicado por sus respectivas fracción en peso

$$H_{GR} = \sum H_i \cdot W_i \quad (XI)$$

Donde:

= Un componente cualquiera

H_i = Entalpía el componente i, Btu/lb

W_i = Fracción en peso del componente i

Desde que el cambio de entalpía de un gas ideal es independiente de la presión, el cambio de entalpía con la presión es cero.

Bajo las condiciones de Reformación todos los hidrocarburos se comportan como Gas Ideal y la corrección de entalpía para Gas Real es aproximadamente cero.

Las entalpías de los componentes del Gas de Reciclo se correlacionan linealmente con la temperatura para el rango de operación de los hornos, teniéndose la siguiente ecuación general

$$H_i = m_i T + b_i \quad (XII)$$

Donde:

H_i = Entalpía del componente i a alguna presión y temperatura especificada relativa a los elementos a 77 °F y 1 atm, Btu/lb

m_i = Pendiente de la correlación de entalpía

b_i = Intercepto de la correlación de entalpía

T = Temperatura, °F

Las constantes para los componentes individuales se muestran en el Anexo 4. Para los componentes del Gas de Reciclo tenemos en la Tabla 4.10.

TABLA 4.10

COMPONENTE	m_i	b_i
Hidrógeno	3.500	- 296.8
Metano	0.907	- 2208.6
Etano	0.828	- 1432.8
Propano	0.813	- 1231.0
I-Butano	0.809	- 1211.1
N-Butano	0.801	- 1145.6

La composición del Gas de Reciclo es la mostrada en la tabla 4.11.

TABLA 4.11

COMPONENTE	Fracción molar	Fracción en Peso
Hidrógeno	0.628	0.1224
Metano	0.218	0.3399
Etano	0.103	0.3012
Propano	0.038	0.1629
I-Butano	0.006	0.0339
N-Butano	0.007	0.0396

Con los datos de las tablas anteriores y las ecuaciones (XI) y (XII) calculamos la entalpía del Gas de Reciclo en función de la temperatura. Los cálculos intermedios los mostramos en la tabla 4.12.

TABLA 4.12

COMPONENTE	m_i	b_i	W_i	m_i*W_i	b_i*W_i
Hidrógeno	3.500	- 296.8	0.1224	0.4284	- 36.3283
Metano	0.907	- 2208.6	0.3399	0.3083	- 750.8357
Etano	0.828	- 1432.8	0.3012	0.2494	- 431.5594
Propano	0.813	- 1231.0	0.1629	0.1325	- 200.6038
I-Butano	0.809	- 1211.1	0.0339	0.0274	- 41.0563
N-Butano	0.801	- 1145.6	0.0396	0.0317	- 45.3314
Gas de Reciclo				1.1777	- 1505.7149

Entonces la entalpía del Gas de Reciclo en función de la temperatura va a ser igual :

$$H_{GR} = 1.177 * T - 1505.7149 \quad (XIII)$$

Los contenidos calóricos los calculamos reemplazando las ecuaciones (X) y (XIII) en las ecuaciones (VIII) y (IX) respectivamente, y su vez estas últimas reemplazadas en la ecuación (VII) nos da el calor absorbido en cada horno.

Se ha elaborado una hoja de cálculo en un computador que utiliza todas estas ecuaciones y datos hallados, para calcular el calor absorbido en cada horno, los resultados los mostramos en la tabla 4.13.

TABLA 4.13

CALCULO DEL CALOR ABSORBIDO EN LOS HORNOS

Horno		°API	Kuop	Sp-Gr	T (°F)	H (Btu/lb)	H (Btu/lb)	Flujo (lb/hr)	Flujo (lb/hr)	Calor Total (Btu/hr)	Calor absorbido (Btu/hr)
						NAFTA	GR	NAFTA	GR		
H-3	IN	52.00	11.85	0.7711	736.60	543.46	-638.22	19813.26	20418.05	-2263499.13	
	OUT	52.00	11.85	0.7711	957.00	712.82	-378.66	19813.26	20418.05	6391904.78	8.66E+06
H-4	IN	46.00	11.30	0.7972	843.00	585.23	-512.91	19813.26	20418.05	1122616.32	
	OUT	46.00	11.30	0.7972	957.00	669.31	-378.66	19813.26	20418.05	5529703.48	4.41E+06
H-5	IN	44.80	11.18	0.8026	932.00	641.34	-408.10	19813.26	20418.05	4374556.67	
	OUT	44.80	11.18	0.8026	957.00	659.98	-378.66	19813.26	20418.05	5345032.35	1.02E+06

h. Comparación de los resultados con los valores de diseño

El calor absorbido en cada horno en el caso base versus el calor absorbido de diseño lo vemos en la siguiente tabla.

TABLA 4.14

MM BTU/hr		
HORNO	CALOR ABSORBIDO EN EL CASO BASE	CALOR ABSORBIDO DE DISEÑO
H-3	8.66	7.96
H-4	4.41	5.25
H-5	1.02	2.38

En la tabla vemos que en el caso base el horno H-3 no nos dará el calor requerido por el proceso. De esto se deduce que si queremos que la unidad Platforming en la actualidad nos dé un Reformado de 97 RONC procesando 1760 B/D de Nafta, es necesario que se cambie el primer horno por otro que proporcione mayor energía al proceso.

4.1.2 ESTUDIO DEL CASO DE AMPLIACIÓN A PLATFORMING

En esta parte vamos a analizar cuáles son los requerimientos del proceso para que la Unidad Platforming de Refinería La Pampilla opere procesando 2640 B/D de Nafta Pesada que se obtendrá de la Unidad de Destilación Primaria II, luego de ser tratada en la Unidad Delsulfurizadora Unifining, y obtener una Nafta Reformada de 97 RONC con los rendimientos estimados, mostrados en el Anexo 5.

Puesto que el requerimiento principal para aumentar la capacidad de procesamiento de la unidad, es el aumento del volumen de catalizador, iniciaremos

el análisis por la sección de reacción que involucra a las demás secciones de la unidad.

a. Datos base para el estudio

Características de la carga a PT

La carga a PT es una Nafta Pesada cuyas características las hemos visto en el punto " Estudio del caso base"

Características de los productos

Se muestran en el Anexo 1 (Caso 1.3)

Rendimiento de los productos

Se muestran en el Anexo 5

Carga a PT en B/D

El objetivo es procesar en PT 2640 B/D

Velocidad espacial

La velocidad espacial LHSV será la misma que la de diseño de la unidad, es decir 1.5 hr^{-1}

Relación Molar H_2/HC

Se trabajará con una relación molar H_2/HC de 8.2

Catalizador

Se usará el catalizador monometálico R-11

b. Cálculo de los Flujos de la Carga a PT y del Gas de Reciclo

b.1 Flujo de la carga a PT

Carga a PT (B/D) = 2640

Cálculo de la carga a PT lb/hr:

$^{\circ}\text{API } 60/60 \text{ } ^{\circ}\text{F} = 52.0$

$\text{Sp-Gr } 60/60 \text{ } ^{\circ}\text{F} = 0.7711$

$$\text{Densidad} = 0.7711 * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densidad} = 48.1177 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Carga a PT (lb/hr)} = \text{Carga a PT B/D} * f * \text{Densidad}/24$$

Siendo f un factor de conversión de Barriles a ft³

Reemplazando datos:

$$\text{Carga a PT (lb/hr)} = 2640 * 5.6150 * 48.1177/24$$

$$\text{Carga a PT (lb/hr)} = 29719.9$$

Cálculo de la carga a PT en mol-lb/hr :

$$\text{Carga a PT (mol-lb/hr)} = \frac{\text{Carga a PT (lb/hr)}}{\text{Peso Molecular}}$$

$$= \frac{29719.9}{130}$$

$$\text{Carga a PT (mol-lb/hr)} = 228.6$$

b.2 Flujo del Gas de Reciclo

Partimos de la relación molar H₂/HC :

$$\frac{H_2}{HC} = \frac{\text{Moles de Hidrógeno en el Gas de Reciclo}}{\text{Moles de HC en la carga}}$$

El valor que tomamos de la relación H₂/HC es el mismo que el del caso base:

$$\frac{H_2}{HC} = 8.2$$

Con lo cual:

$$\text{Moles de H}_2 \text{ en el Gas de Reciclo} = 8.2 * \text{Moles de HC en la carga}$$

Reemplazando:

$$\text{Moles de H}_2 \text{ en el Gas de Reciclo} = 8.2 * 228.6 \text{ mol-lb/hr}$$

$$\text{Moles de H}_2 \text{ en el Gas de Reciclo} = 1874.52 \text{ mol-lb/hr}$$

Siendo la pureza del Hidrógeno en el Gas de Reciclo 0.628, entonces las moles totales en el Gas de Reciclo será:

$$\begin{aligned}\text{Moles del Gas de Reciclo} &= \frac{\text{Moles de H}_2 \text{ en el Gas de Reciclo}}{\text{Pureza de H}_2 \text{ en el Gas de Reciclo}} \\ &= \frac{1874.52}{0.628}\end{aligned}$$

$$\text{Moles del Gas de Reciclo} = 2984.9 \text{ mol-lb/hr}$$

Cálculo del flujo de Gas de Reciclo en lb/hr

$$\begin{aligned}\text{Flujo del Gas de Reciclo (lb/hr)} &= \text{Flujo del Gas de Reciclo (mol-lb/hr)} * \text{PM} \\ &= 2984.9 * 10.2\end{aligned}$$

$$\text{Flujo del Gas de Reciclo (lb/hr)} = 30627.08$$

c. Cálculo del Volumen de catalizador

El volumen de catalizador requerido se determinará a partir de la definición de la velocidad espacial LHSV :

$$\text{Velocidad Espacial (LHSV)} = \frac{\text{ft}^3 \text{ de Carga por hora}}{\text{ft}^3 \text{ de catalizador en todos los reactores}}$$

De donde:

$$\text{ft}^3 \text{ de catalizador en todos los reactores} = \frac{\text{ft}^3 \text{ de Carga por hora}}{\text{Velocidad Espacial (LHSV)}}$$

Reemplazando datos:

$$\text{ft}^3 \text{ de catalizador en todos los reactores} = \frac{2640 * 0.2339}{1.5}$$

$$\text{ft}^3 \text{ de catalizador en todos los reactores} = 411$$

Entonces el volumen total de catalizador R-11 requerido en los reactores es 411 ft³.

d. Distribución del Catalizador en los Reactores

Se presentan dos alternativas para distribuir el catalizador :

- a). Distribuir el catalizador en tres reactores de acuerdo al porcentaje en volumen de catalizador en cada reactor mostrado en la tabla 4.15.

TABLA 4.15

REACTOR	%V DE CATALIZADOR	VOL CATALIZADOR (ft ³)
R1	20	82.2
R2	30	123.3
R3	50	205.5

- b). Distribuir el catalizador en cuatro reactores de acuerdo al porcentaje en volumen de catalizador en cada reactor mostrado en la tabla 4.16, recomendado por la UOP

TABLA 4.16

REACTOR	%V DE CATALIZADOR	VOL CATALIZADOR (ft ³)
R1	10	41.1
R2	15	61.7
R3	25	102.7
R4	50	205.5

Tenemos que elegir la alternativa más conveniente en la ampliación. En la tabla 4.17 vemos el volumen de catalizador que se tiene en los reactores existentes.

TABLA 4.17

REACTOR	%V DE CATALIZADOR	VOL CATALIZADOR (ft ³)
C-3	20	55.0
C-4	30	82.0
C-5	50	137.0

Puesto que debemos usar la mayor parte de los equipos existentes, comparando el volumen de catalizador en los reactores que se tienen actualmente y los de las alternativas presentadas, vemos que en ambas alternativas es necesario adquirir un reactor nuevo en el cual el volumen de catalizador debe ser 205.5 ft³. De acuerdo a la alternativa "a" dejaremos de usar el reactor C-3 por tener una pequeña capacidad de catalizador usando el reactor C-4, el C-5 y el nuevo reactor que se debe adquirir. Así mismo de acuerdo a la alternativa "b" se puede usar todos los reactores existentes y adquirir uno nuevo.

Haciendo un análisis de ambas alternativas se llega a la conclusión que la mejor de ellas es la alternativa "b", por las siguientes razones:

Teniendo cuatro reactores es mejor la adición intermedia de energía requerida por el proceso.

Para el caso de tres reactores, se prevé que los requerimientos de hornos en la ampliación son mayores de los que se tiene en la actualidad y cabe la posibilidad de que ninguno de los hornos existentes puedan ser usados en la ampliación, teniéndose que hacer mayores inversiones adquiriéndose nuevos hornos.

Por estas razones elegimos la alternativa "b" para distribuir el catalizador requerido en cuatro reactores de acuerdo a la tabla 4.16.

e. Cálculo de la Caída de Presión en los Reactor y Hornos

e.1 Caída de Presión en los Reactores

Comparando los parámetros del Caso Base con los parámetros en la Ampliación, de los cuales depende la caída de presión en los reactores, vemos que los cambios de estos no son muy considerables a excepción del flujo. Es de esperar que la caída de presión en los reactores varíe en forma proporcional al flujo.

La caída de presión en los reactores se calculó usando la siguiente expresión:

$$\frac{\Delta P}{L} = 1.13 u^{1.73} \left(\frac{P}{T} \right)^{0.73}$$

Comparando ambos casos:

$$\text{Ampliación (A)} : \frac{\Delta P_A}{L_A} = 1.13 u_A^{1.73} \left(\frac{P_A}{T_A} \right)^{0.73} \quad (1)$$

$$\text{Base (B) : } \frac{\Delta P_B}{L_B} = 1.13 u_B^{1.73} \left(\frac{P_B}{T_B} \right)^{0.73} \quad (2)$$

Tenemos lo siguiente:

$$L_A \approx L_B$$

$$P_A \approx P_B$$

$$T_A \approx T_B$$

$$u_B \approx 1.5 u_B \text{ (Ampliación en 50\%)}$$

Dividiendo (1) y (2) y simplificando, obtenemos:

$$\frac{\Delta P_A}{\Delta P_B} = \frac{u_A^{1.73}}{u_B^{1.73}} = \frac{(1.5u_B)^{1.73}}{u_B^{1.73}} = 1.5^{1.73}$$

De donde:

$$\Delta P_A \approx 2\Delta P_B$$

Siendo la caída de presión media en los reactores, para el caso base, 3.95 PSI, entonces la caída de presión media en los reactores en la ampliación será:

$$\Delta P_A = 2 (3.95)$$

$$\Delta P_A = 7.9 \text{ PSI}$$

e.2 Caída de Presión en los Hornos

De igual manera que en el cálculo anterior la caída de presión en la tubería de los hornos dependen básicamente del flujo. Se deduce de igual forma

la siguiente expresión:

$$\Delta P_A \approx 2.25 \Delta P_B$$

Donde:

ΔP_A : Caída de presión en las tuberías de un horno, en la Ampliación

ΔP_B : Caída de presión en las tuberías de un horno en el Caso Base

La caída de presión media en los tubos de los hornos para el Caso Base es 20.5 PSI, en la Ampliación será:

$$\Delta P_A = 2.25 (20.5)$$

$$\Delta P_A = 46.1 \text{ PSI}$$

f. Cálculo de las temperaturas de Ingreso y Salida en los Reactores y Hornos

Como en este caso el catalizador, RONC, LHSV y la alimentación son los mismos que en el Caso Base, entonces la temperatura de ingreso a los reactores también tendrá el mismo valor, es decir, la temperatura de ingreso a los reactores es igual a 957 °F.

Ahora de la figura 22, Capítulo III de UOP PLATFORMING PROCESS TRAINING February 1995, podemos estimar la caída de temperatura en cada uno de los cuatro reactores elegidos para distribuir el catalizador, obteniéndose

$$\Delta T (1^\circ \text{ reactor}) = 135 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T (2^\circ \text{ reactor}) = 54 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T (3^\circ \text{ reactor}) = 32 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T (4^\circ \text{ reactor}) = 18 \text{ }^\circ\text{F}$$

Con estos valores y la temperatura de ingreso a cada reactor podemos conocer la temperatura a la salida de cualquiera de ellos

Temperatura a la salida del 1º reactor = 822 °F

Temperatura a la salida del 2º reactor = 903 °F

Temperatura a la salida del 3º reactor = 925 °F

Temperatura a la salida del 4º reactor = 939 °F

Implícitamente hemos calculado la temperatura de ingreso y salida de los hornos a excepción de la temperatura de ingreso al primer horno.

Entonces para determinar el calor que absorbe el primer horno falta calcular la temperatura de ingreso de la Carga y Gas de Reciclo, a éste. Para ello seguiremos el procedimiento que detallamos a continuación :

1. Análisis del intercambiador E-10, para calcular la temperatura de ingreso de la carga a la Estabilizadora.
2. Balance de energía en la Estabilizadora, donde se determina :
 - Carga calórica del Condensador
 - Carga calórica del Reboiler
3. Análisis del intercambiador E-9 para calcular la temperatura de salida en el lado de los tubos.
4. Análisis de los intercambiadores E-6 y E-7 para el cálculo de la temperatura de ingreso al primer horno.

f.1 Análisis del intercambiador E-10

El servicio que cumple este intercambiador es el de calentar la carga a la

estabilizadora. Por el lado de los tubos circula los fondos de la Estabilizadora ingresando al intercambiador a 486 °F, siendo este valor una temperatura muy cercana a la temperatura inicial del Flasheo a la presión de los fondos de la Estabilizadora, que por cuestiones operativas se debe encontrar en estos niveles.

Por el lado del casco ingresa el líquido proveniente del separador de productos, a una temperatura que debe ser 100 °F.

De acuerdo al balance de materia hecho en el Anexo 10, por los tubos hay un flujo de 23865.1 lb/hr y por el casco 26849.0 lb/hr.

El análisis básicamente va a consistir en determinar la temperatura de salida en el lado del casco y la temperatura de salida en el lado de los tubos, para ello tenemos que tener en cuenta las características de este intercambiador y ver si cumple con el servicio llevando la carga a la Estabilizadora a los niveles de temperatura especificados.

Lo que se tiene que ver es si el calor cedido en el lado de los tubos y el calor ganado en el lado del casco es igual al calor intercambiado, los cuales se calculan de la siguiente manera:

Calor cedido en el lado de los tubos (Q_T)

$$Q_T = (H_{T_o} - H_{T_i}) * m_T$$

Donde:

H_{T_o} = Entalpía de salida en los tubos

H_{T_i} = Entalpía de ingreso en los tubos

m_T = Flujo másico en los tubos (23865.1 lb/hr)

Calor ganado en el lado del Casco (Q_c) :

$$Q_c = (H_{co} - H_{ci}) * m_c$$

Donde:

H_{co} = Entalpía de salida en el casco

H_{ci} = Entalpía de ingreso en el casco

m_c = Flujo másico en el casco (26849.0 lb/hr)

Calor intercambiado (Q)

$$Q = U_d A MTD$$

Donde:

U_d = Coeficiente global de transferencia de calor del intercambiador E-10 en la ampliación (Anexo 8), $U_d = 40.84 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

A = Superficie de transferencia de calor, $A = 637.2 \text{ ft}^2$

MTD = Diferencia media de temperatura corregida

Si llamamos T_x a la temperatura de salida en el lado del casco y T_y a la temperatura de salida en el lado de los tubos y usando las correlaciones para el cálculo de entalpías mostradas en el Anexo 3, tenemos

- Calor cedido en el lado de los tubos (Btu/hr)

$$Q_T = [T_y (0.4164 + 2.7336 * 10^{-4} * T_y) - 266.94] * 23865.1 \quad (1)$$

- Calor ganado en el lado del Casco (Btu/hr)

$$Q_c = [T_x (0.41641 + 2.7336 * 10^{-4} * T_x) - 44.37] * 26849.0 \quad (2)$$

- Calor intercambiado ⁽¹⁾ (BTU/hr)

$$Q = 40.84 * 637.2 * \frac{[(T_y - 100) - (486 - T_x)] * 0.96}{\ln \frac{(T_y - 100)}{(486 - T_x)}}$$

$$Q = 24982.32 * \frac{[(T_y - 100) - (486 - T_x)]}{\ln \frac{(T_y - 100)}{(486 - T_x)}} \quad (3)$$

Como $Q_T = Q_C$, igualamos las expresiones (1) y (2) y obtenemos una relación entre T_x y T_y

$$T_y = [-T_x * (0.4685 + 3.0754 * 10^{-4} * T_x) + 316.86] / (0.4164 + 2.7336 * 10^{-4} * T_y) \quad (4)$$

Haciendo cálculos iterativos podemos encontrar un valor de T_y para un determinado valor de T_x , de los cuales se cumple que $Q_T = Q_C = Q$ cuando $T_x = 346$ °F y $T_y = 244$ °F.

Entonces de acuerdo a nuestros cálculos la temperatura de salida en el lado del Casco del intercambiador E-10 es 346 °F. Esta es la temperatura a la cual va a ingresar la alimentación a la Estabilizadora. Si comparamos este valor con el especificado en el diseño original, de 370 °F, vemos que es muy bajo, llegándose a la conclusión de que el intercambiador E-10 no es adecuado usarlo en la ampliación puesto que no eleva la temperatura de la alimentación a la Estabilizadora a los niveles especificados en el diseño.

(1) Se considera el mismo factor de corrección de temperatura que para el caso del diseño original

Esto trae como consecuencia el cambio de este intercambiador por otro de mayor superficie de transferencia de calor. El intercambiador nuevo debe llevar a la alimentación a los niveles de temperatura especificados de 370 °F con lo cual la temperatura de salida en el lado de los tubos es 214 °F. Más adelante se calculará las características del intercambiador que reemplazará al E-10.

f.2 Balance de energía en la Estabilizadora C-6

La estabilizadora debe operar de tal manera que se eliminen de la Nafta Reformada los butanos (C_4) y materiales más ligeros. Esta columna debe de operar a una presión razonablemente alta para mantener los butanos y propano en forma líquida de tal manera que puedan bombearse a la columna como una corriente de reflujo. La presión de ingreso de la alimentación a la estabilizadora es 277 PSIA y la presión de operación en el acumulador de tope es de 265 PSIA. En el análisis del intercambiador de calor E-10 se determinó que la temperatura de ingreso de la alimentación a la estabilizadora será de 370 °F, además se tiene que la temperatura en el acumulador de tope debe ser 100 °F, que es igual a la temperatura de salida de los fluidos del condensador de tope. La temperatura en el tope de la columna se mantiene a 174 °F usando un reflujo típico de operación de 10 (Relación reflujo/destilado). La temperatura de los fondos es de 486 °F que es una temperatura cercana al punto inicial del flasheo de la Nafta Reformado a la presión de los fondos, 280 PSIA.

El balance de energía en la Estabilizadora nos dirá la energía que debemos retirar en el tope para condensar el butano y el propano, en otras palabras nos proporcionará la carga calórica del condensador de tope. Así mismo este balance nos dirá el calor que hay que adicionar a los fondos a través del reboiler para vaporizar los hidrocarburos más ligeros presentes, esto es el calor del reboiler.

En la figura 4.5 se muestra las condiciones de presión y temperatura en diferentes partes de la sección de estabilización a las cuales debe operar.

Del balance de materia hecho en el Anexo 10 y en la figura 4.5, tenemos los siguientes datos:

$$m_3 = 1914 \text{ lb/hr}$$

$$m_5 = 1069.9 \text{ lb/hr}$$

$$m_6 = 23865.1 \text{ lb/hr}$$

Balance de materia en II

$$m_1 = m_3 + m_5 + m_6 \quad (5)$$

Reemplazando datos

$$m_1 = 1914.0 + 1069.9 + 23865.1$$

$$m_1 = 26849.0 \text{ lb/hr}$$

Balance de materia en I

$$m_2 = m_3 + m_4 + m_5 \quad (6)$$

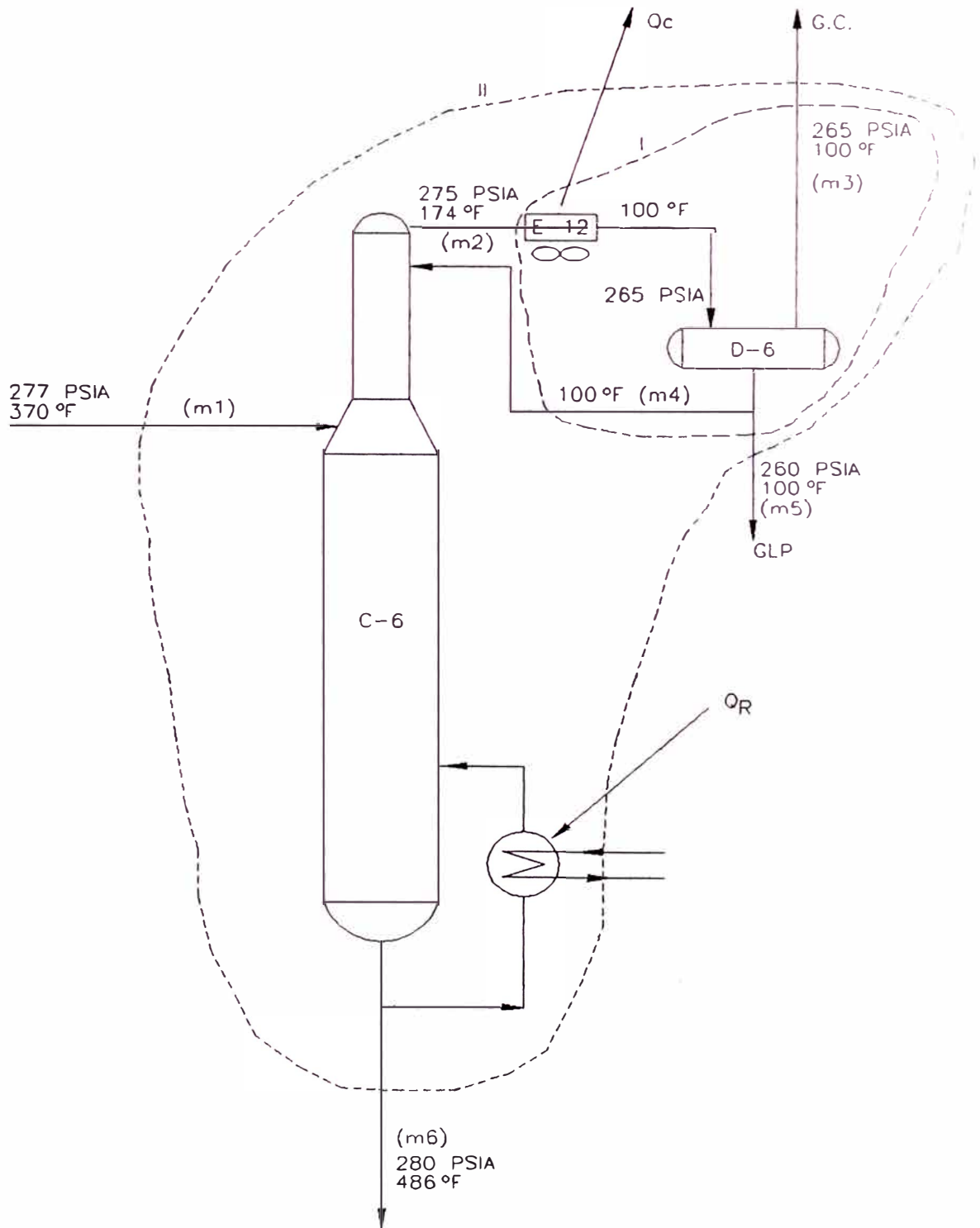
La relación es de reflujo (R) recomendada es:

$$R = \frac{m_4}{m_5} = 10$$

De donde :

$$m_4 = 10m_5 \quad (7)$$

FIGURA 4.5



Reemplazando (7) en (6)

$$m_2 = m_3 + 10m_5 + m_5 = m_3 + 11m_5 = 1914.0 + 11(1069.9)$$
$$m_2 = 13682.9 \text{ lb/hr}$$

Balance de energía en I:

$$m_2 H_2 = Q_C + m_3 H_3 + (m_4 + m_5) H_{4.5} \quad (8)$$

Balance de energía en II:

$$m_1 H_1 + Q_R = Q_C + m_3 H_3 + m_5 H_5 + m_6 H_6 \quad (9)$$

En las ecuaciones (8) y (9) solamente falta determinar las entalpías de las corrientes para poder calcular la carga calórica del Condensador y el calor del Reboiler. A partir de datos de planta y de la corrida de prueba a la unidad en octubre de 1989, Anexo 1(Caso 1.3), se puede saber la composición típica del gas que sale del acumulador de tope y la composición del GLP, a su vez a partir de estas composiciones se calcula la composición de los vapores que asciende por el tope de la columna e ingresan al condensador. En las siguientes tablas mostramos la composición del gas del acumulador, del GLP y la composición calculada de vapor de tope.

TABLA 4.18
COMPOSICION DEL GAS DEL ACUMULADOR D-6

COMPONENTE	FRACCION EN PESO
H ₂	0.0121
C ₁	0.0219
C ₂	0.1516
C ₃	0.5837
I-C ₄	0.1825
N-C ₄	0.0482

TABLA 4.19
COMPOSICION DEL GLP

COMPONENTE	FRACCION EN PESO
C ₁	0.0015
C ₂	0.0389
C ₃	0.2589
I-C ₄	0.2335
N-C ₄	0.4671

TABLA 4.20
COMPOSICION CALCULADA DE LOS VAPORES DE TOPE

COMPONENTE	FRACCION EN PESO
H ₂	0.0017
C ₁	0.0044
C ₂	0.0547
C ₃	0.3044
I-C ₄	0.2264
N-C ₄	0.4085

La entalpía de cada corriente lo podemos calcular como la entalpía de una mezcla, es decir, como la sumatoria del producto de la entalpía de cada componente individual multiplicado por su respectiva fracción en peso en la mezcla, calculándose la entalpía de los componentes a la presión y temperatura a la cual se encuentra la mezcla. Para el cálculo de estas entalpías usaremos las figuras 1.57, 1.58, 1.61 y 1.62 del libro de Pierre Wuithier, donde se salva la dificultad de hallar la entalpía cuando la temperatura de la mezcla es superior a las condiciones críticas de los hidrocarburos más ligeros que están en ella, como sucede con el metano en el GLP.

En las tablas siguientes se muestra las entalpías de cada componente en las corrientes y la entalpía de mezcla total a las condiciones que se encuentra.

TABLA 4.21
ENTALPIA DEL GAS DEL ACUMULADOR 12D-6

T = 100°F y P = 265 PSIA	
COMPONENTE	ENTALPIA (BTU/lb)
H ₂	1885.95
C ₁	302.38
C ₂	296.98
C ₃	264.58
I-C ₄	224.98
N-C ₄	233.98
ENTALPIA DE LA MEZCLA	281.22

$$Q_c = 2.07 * 10^6 \text{ BTU/hr}$$

Calculamos la entalpía de la alimentación a la Estabilizadora, asumiendo que tuviese las mismas propiedades que la Nafta Reformada, usando la figura 1.63 del libro de Pierre Wuithier, teniendo en cuenta que a las condiciones de presión de 277 PSIA y temperatura de 370°F esta alimentación está en estado líquido, como lo dice su curva EFV a esta presión (Anexo 6). De dicho gráfico se lee que la alimentación a la estabilizadora posee una entalpía de:

$$H_1 = 266.95 \text{ BTU/lb}$$

Así mismo a las condiciones en que se encuentra los fondos de la estabilizadora se determina, usando el gráfico 1.63 del libro de Pierre Wuither, que su entalpía es $H_6 = 353.2 \text{ BTU/lb}$.

Remplazando datos en la ecuación (9):

$$26849.0 * 266.95 + Q_R = 2.07 * 10^6 + 1914.0 * 281.22 + 1069.9 * 134.83 + 23865.1 * 353.2$$

$$Q_R = 4.01 * 10^6 \text{ BTU/hr}$$

f.3 Análisis del intercambiador E-9

La función que cumple este intercambiador de calor es la de ser Reboiler de la Estabilizadora.

En el balance de energía en la Estabilizadora, se calculó que el calor que se debería proporcionar a sus fondos, debe de ser $4.01 * 10^6 \text{ BTU/hr}$, este calor es cedido por los efluentes de los reactores que pasan por los tubos del intercambiador E-9.

En esta parte se calculará el flujo de los efluentes de los reactores necesario para suministrar la cantidad de calor requerido por el Reboiler y la temperatura a la

cual salen de los tubos. Para ello seguiremos el siguiente procedimiento de cálculo :

1. Asumimos un flujo másico por los tubos del intercambiador E-9.
2. Calculamos el coeficiente global de transferencia de calor, U_d siguiendo el procedimiento expuesto en el Anexo 8.
3. Con la ecuación teórica de transferencia de calor en un intercambiador calculamos el MTD de la siguiente manera:

$$MTD = \frac{Q}{A U_d}$$

Donde :

Q = Calor requerido por el Reboiler, $4.01 \cdot 10^6$ BTU/hr

A = Superficie de transferencia de calor del intercambiador E-9, 500.51ft^2

U_d = Coeficiente global de transferencia de calor

4. Como la diferencia de las temperaturas a la entrada y a la salida en el lado del casco es pequeña, se tiene que el MTD es aproximadamente igual al LMTD, entonces el LMTD es igual al MTD calculado en el punto 3.
5. Como se conoce la temperatura de ingreso en el lado de los tubos y la temperatura de ingreso y salida en el lado del casco, se calcula el LMTD de acuerdo a su definición, teniendo como incognita a la temperatura de salida en el lado de los tubos.
6. El LMTD hallado en el punto 4 se iguala al LMTD del punto 5, formando una ecuación con una sola incognita la solución de esta ecuación nos da la temperatura de salida en el lado de los tubos.

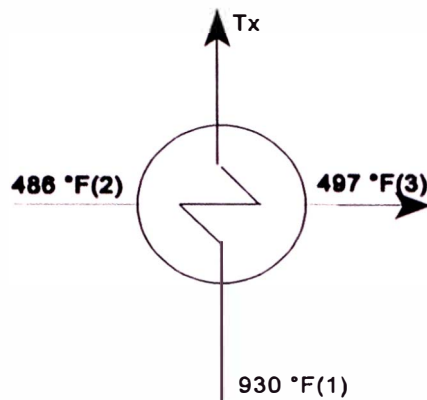
7. Para verificar si efectivamente el flujo asumido en el punto 1 es el que se requiere, calculamos el calor cedido como una diferencia de entalpía de salida e ingreso de los efluentes de los reactores en los tubos del intercambiador E-9 usando la temperatura de salida en el lado de los tubos calculada en el punto 6. Si este calor cedido es igual al calor requerido por el Reboiler, el flujo asumido en el punto 1 es el correcto y la temperatura calculada en el punto 6, es la temperatura de salida en el lado de los tubos del intercambiador E-9.

La aplicación del procedimiento de cálculo explicado más arriba requiere de una serie de cálculos intermedios iterativos, por ello se vio necesario el uso de un computador que nos facilite el trabajo. De acuerdo a ello el flujo de los efluentes de los reactores en el lado de los tubos del intercambiador E-9 debe de ser 18526.5 lb/hr.

En el Anexo 8 se calculó el coeficiente global de transferencia de calor en el intercambiador E-9, para el caso de la ampliación, obteniéndose el siguiente valor $U_d = 25.93 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$.

Haciendo un pequeño diagrama de este intercambiador, figura 4.6, indicamos las temperaturas en cada lado

FIGURA 4.6



- (1) Se calcula a partir de los datos obtenidos en el punto f considerando una calda de temperatura de 9° F de acuerdo al diseño original.
- (2) Se estimó cuando se hizo el balance de energía en la estabilizadora.
- (3) Se considera un pequeño incremento en la temperatura puesto que el calor cedido es para producir la vaporización de los fondos. De acuerdo al diseño original el incremento de temperatura es de 11 °F.

Tenemos también los siguientes datos:

$$Q = 4.01 \cdot 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$A = 500.51 \text{ ft}^2$$

$$U_d = 25.93 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Con la ecuación teórica de transferencia de calor calculamos el MTD:

$$\text{MTD} = \frac{Q}{A \cdot U_d} = \frac{4.01 \cdot 10^6}{500.51 \cdot 25.93}$$

$$\text{MTD} = 308.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Del diagrama anterior :

$$\text{LMTD} = \frac{T_x - 919}{\ln \left(\frac{T_x - 486}{433} \right)}$$

Debido a que la diferencia de temperaturas de ingreso y salida en el lado del casco es pequeña, el factor de corrección de temperatura es aproximadamente igual a la unidad, esto hará que el LMTD sea aproximadamente igual al MTD, entonces:

$$\frac{T_x - 919}{\ln \left(\frac{T_x - 486}{433} \right)} = 308.9$$

Resolviendo la ecuación mediante un procedimiento de prueba y error se obtiene $T_x = 697$ °F.

El flujo asumido se verifica viendo el calor cedido por los efluente del reactor en el lado de los tubos:

$$Q = (H_{OUT} - H_{IN}) * 18526.5 \text{ BTU/hr}$$

$$H_{OUT} = (H_{NR} * 0.492^{(1)} + H_{GR} * 0.508^{(2)})_{OUT} \text{ BTU/lb}$$

$$H_{IN} = (H_{NR} * 0.492 + H_{GR} * 0.508)_{IN} \text{ BTU/lb}$$

- (1) Es la fracción en peso de la Nafta Reformada en los efluentes del reactor.
 (2) Es la fracción en peso del Gas de Reciclo en los efluentes del reactor.

Donde:

NR : Nafta Reformada

GR : Gas de Reciclo

Calculando las entalpías a las respectivas condiciones de temperatura y presión al ingreso y salida en los tubos del intercambiador y considerando que no hay cambio de fase de los efluentes del reactor, es decir, que permanecen en estado gaseoso a la entrada y a la salida, se tiene:

$$H_{OUT} = (477.1 * 0.492 + (-684.9) * 0.508) = -113.2$$

$$H_{IN} = (635.4 * 0.492 + (-410.5) * 0.508) = 104.1$$

Entonces el calor cedido en el lado de los tubos es:

$$Q = (-113.2 - 104.1) * 18526.5$$

$$Q = 4.03 * 10^6 \text{ BTU/hr}$$

Por lo tanto, el resultado anterior verifica el flujo asumido y la temperatura de salida en el lado de los tubos es 697 °F.

f.4 Análisis de los intercambiadores E-6 y E-7

Estos intercambiadores tienen la función de precalentar la carga hacia los reactores de la sección de reacción de Platforming.

El análisis de estos intercambiadores en su conjunto tienen la finalidad de calcular la temperatura de ingreso al primer horno del sistema de reacción y ver si es factible el uso de estos intercambiadores, para ello será necesario realizar balances de energía tomando diferentes regiones y correlacionar las variables presentes.

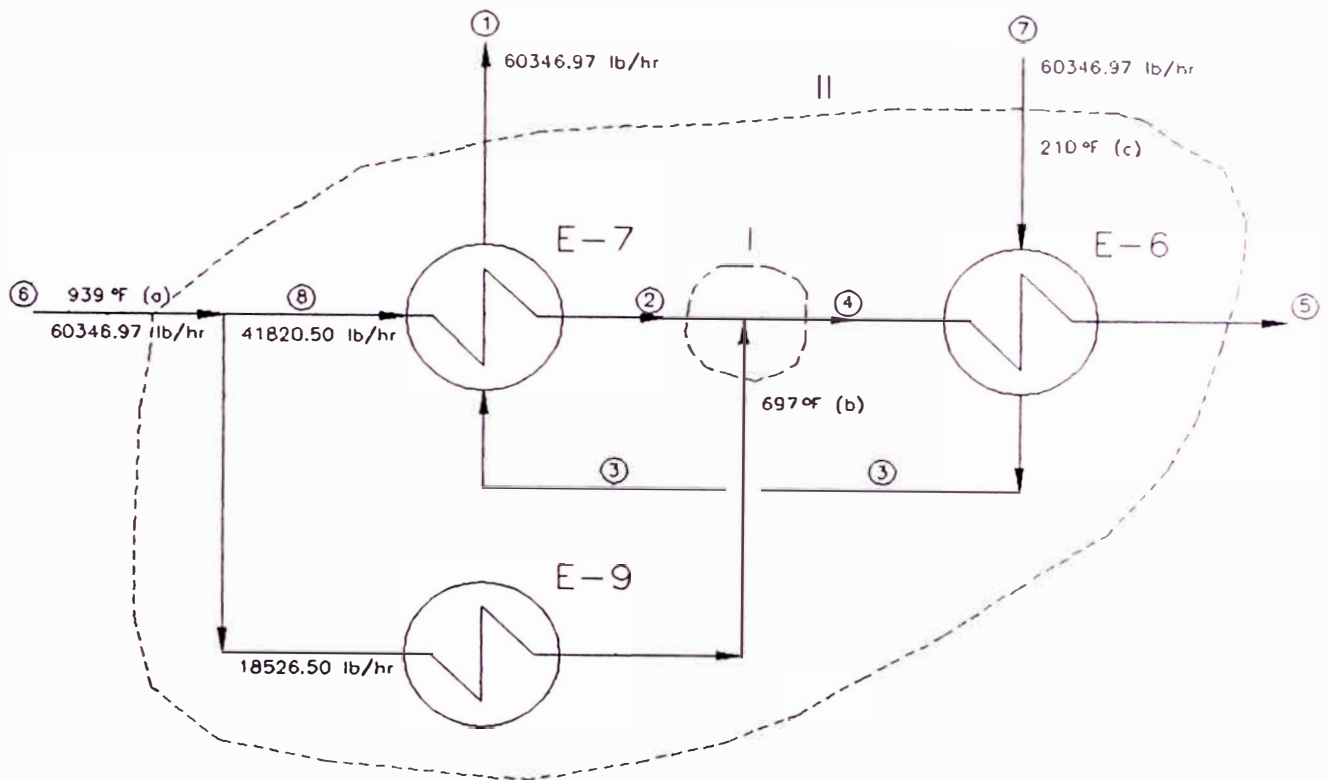
En la figura 4.7 se esquematiza a estos intercambiadores. Allí podemos apreciar todos nuestros datos y las variables que se nos presentan.

Antes de hacer el balance de energía veamos en que estado se encuentran la Nafta Alimentación a Platforming y la Nafta Reformada en los diferentes puntos, teniendo en cuenta las condiciones de presión y temperatura a los cuales se encuentran y observando su curva EFV en el Anexo 6, observar las figuras 4.7 y 2.1.

Punto 1 La Nafta Alimentación a Platforming se encuentra en estado gaseoso mezclado con el Gas de Reciclo.

Punto 2 : Los efluentes del reactor están en estado gaseoso mezclados con el Gas de Reciclo.

FIGURA 4.7



(a) Se calculó en la parte f

(b) Se calculó en el análisis del intercambiador E-9

(c) Se estima a partir de datos del diseño original

- Punto 3 :** La Nafta Alimentación a Platforming se ha vaporizado totalmente en el casco del intercambiador E-6 y se ha mezclado con el Gas de Reciclo.
- Punto 4 :** La Nafta Reformada se encuentra en estado gaseoso mezclada con el Gas de Reciclo, a punto de pasar al estado líquido.
- Punto 5 :** La Nafta Reformada ha pasado al estado líquido condensándose en los tubos del intercambiador E-6, hay presencia del Gas de Reciclo.
- Punto 6 :** Los efluentes de los reactores se encuentran en estado gaseoso.
- Punto 7 :** La Nafta Alimentación a Platforming se encuentra en estado líquido mezclada con el Gas de Reciclo.
- Punto 8 :** Los efluentes de los reactores están en estado gaseoso.

Entonces teniendo en cuenta el estado de los fluidos en los diferentes puntos, calculamos la entalpía de éstos en los siguientes balances de energía.

Balance de energía en (I)

$$18526.5 \cdot C_p \cdot (697 - T_0) + 41820.5 \cdot C_p \cdot (T_2 - T_0) = 60346.97 (T_4 - T_0)$$

Donde:

C_p : Capacidad calorífica de los fluidos^(*)

T_0 : Temperatura de referencia

(*) La capacidad calorífica de todos los fluidos tiene el mismo valor, debido a que estos poseen la misma composición química y están sometidos a similares órdenes de temperatura.

Simplificando la ecuación anterior se tiene

$$12912977.47 + 41820.46 * T_2 = 60346.97 * T_4$$

De donde:

$$T_2 = 1.443 T_4 - 308.772 \quad (10)$$

Balance de energía en (II)

$$(\text{Contenido calórico})_7 + (\text{Contenido calórico})_6 = (\text{Contenido calórico})_1 + (\text{Contenido calórico})_5 + Q_{E-9}$$

Donde:

$$(\text{Contenido calórico})_x = (H_N * M_N)_x + (H_{GR} * M_{GR})_x$$

Siendo:

- X Un punto cualquiera
- H_N Entalpía de la Nafta de Alimentación o Nafta Reformada
- M_N Masa de la Nafta de Alimentación o Nafta Reformada
- H_{GR} Entalpía del Gas de Reciclo
- M_{GR} Masa del Gas de Reciclo

Las entalpías de la Nafta de Alimentación y de la Nafta Reformada las hallamos en función de la temperatura usando las correlaciones del Anexo 3.

La entalpía del Gas de Reciclo se ha hallado en función de la temperatura como la entalpía de una mezcla, con la composición mostrando en la Tabla 4.11 y usando los gráficos 1.57 y 1.58 del libro de Pierre Wuithier.

Con las correlaciones halladas, determinamos el contenido calórico en cada punto en función de la temperatura :

$$\begin{aligned}
 (\text{Contenido calórico})_7 &= (H_N * M_N)_7 + (H_{GR} * M_{GR})_7 \\
 &= 106.1 * 29719.9 + 573 * 30627.08 \\
 (\text{Contenido calórico})_7 &= 20702598.23 \text{ BTU/hr} \quad (11)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (\text{Contenido calórico})_6 &= (H_N * M_N)_6 + (H_{GR} * M_{GR})_6 \\
 &= 641.98 * 29719.9 + 573 * 30627.08 \\
 (\text{Contenido calórico})_6 &= 60410825.86 \text{ BTU/hr} \quad (12)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (\text{Contenido calórico})_1 &= (H_N * M_N)_1 + (H_{GR} * M_{GR})_1 \\
 &= [156.002 + 5.0661 * 10^{-4} (670 + \frac{T_1}{2}) T_1] * 29719.9 + [291.3927 + 1.1258 T_1] * 30627.08
 \end{aligned}$$

Simplificando:

$$(\text{Contenido calórico})_1 = 13560871.37 + 44567.7547 * T_1 + 7.5282 * T_1^2 \text{ BTU/hr} \quad (13)$$

$$\begin{aligned}
 (\text{Contenido calórico})_5 &= (H_N * M_N)_5 + (H_{GR} * M_{GR})_5 \\
 &= [0.4164 + 2.7336 * 10^{-4} T_5] T_5 * 29719.9 + [370.907 + 1.0024 T_5] * 30627.08
 \end{aligned}$$

Simplificando:

$$(\text{Contenido calórico})_5 = 11359798.36 + 43076.249 * T_5 + 8.1242 * T_5^2 \text{ BTU/hr} \quad (14)$$

Reemplazando (11),(12),(13) y (14) en la ecuación de balance de energía anterior y simplificando obtenemos:

$$52182754.36 = 43076.249 * T_5 + 8.1242 * T_5^2 + 44567.7547 * T_1 + 7.5282 * T_1^2$$

De donde se deduce

$$T_1 = -0.96653 * T_5 - 1.8229 * 10^{-4} * T_5^2 - 1.6892 * 10^{-4} * T_1^2 + 1170.8634 \quad (15)$$

Entonces de la ecuación (10) podemos determinar la temperatura en el punto 2 conociendo la temperatura en el punto 4 y de la ecuación (15) podemos determinar la temperatura en el punto 1, conociendo la temperatura en el punto 5

De igual manera como se ha analizado los intercambiadores anteriormente, lo haremos más adelante teniendo como variables de la temperatura T_3, T_4 y T_5 .

Lo que tiene que hacerse, es dar valores a las variables T_3, T_4 y T_5 , calcular el calor cedido en los tubos y calcular el calor ganado en el casco del intercambiador E-6 como una diferencia de entalpías de los fluidos a la salida y a la entrada de cada lado. Asimismo también se calcula el calor intercambiado usando la ecuación teórica de transferencia de calor $Q = U_d A MTD$. Si estos tres calores son iguales para un determinado valor de las variables T_3, T_4, T_5 , entonces estos valores los aceptamos como la temperatura de esos puntos. Si no encontramos valores para los cuales el calor cedido en los tubos y calor ganado en el casco son iguales al calor intercambiado calculado con la ecuación teórica, entonces el intercambiador E-6 no es satisfactorio y tendrá que ser reemplazado por otro de mayor superficie de transferencia de calor.

En el caso de que existieran las temperaturas T_3, T_4, T_5 para los cuales los tres calores mencionados anteriormente son iguales, en el intercambiador E-7 se conocerán el calor cedido en los tubos y el calor ganado en el casco, los cuales deberán tener el mismo valor. Asimismo en el intercambiador E-7 el calor intercambiado calculado con la ecuación teórica de transferencia, si tiene el mismo valor que los otros dos calores, entonces este intercambiador es satisfactorio y se puede usar en la ampliación de lo contrario será necesario cambiarlo por otro de mayor superficie.

Entonces para aplicar lo dicho en los párrafos anteriores se tiene que calcular el contenido calórico en los puntos 2,3,4 y 8. Siguiendo el procedimiento usado para los casos anteriores el contenido calórico en estos puntos en función de la temperatura son los siguientes:

$$(\text{Contenido calórico})_3 = 14076230.19 + 43627.5 \cdot T_3 + 7.5282 \cdot T_3^2 \text{ BTU/hr} \quad (16)$$

$$(\text{Contenido calórico})_4 = 12865677.73 + 44345.8273 \cdot T_4 + 6.8035 \cdot T_4^2 \text{ BTU/hr} \quad (17)$$

$$(\text{Contenido calórico})_2 = 9070599.489 + 30507.398 \cdot T_2 + 4.7102 \cdot T_2^2 \text{ BTU/hr} \quad (18)$$

$$(\text{Contenido calórico})_8 = 41879045.49 \text{ BTU/hr}$$

En el intercambiador E-6

Calor cedido en los tubos (Q_t):

$$Q_t = (\text{Contenido calórico})_5 - (\text{Contenido calórico})_4$$

$$Q_t = (11359798.36 + 43076.249 \cdot T_5 + 8.1242 \cdot T_5^2) - (12865677.73 + 44345.8273 \cdot T_4 + 6.8035 \cdot T_4^2) \quad (19)$$

Calor ganado en el casco (Q_c):

$$Q_c = (\text{Contenido calórico})_3 - (\text{Contenido calórico})_7$$

$$Q_c = (14076230.19 + 43627.5 \cdot T_3 + 7.5282 \cdot T_3^2) - (20702598.23) \quad (20)$$

Calor intercambiado (Q):

$$Q = U_{d_6} A_6 \text{MTD}_6 \quad (21)$$

Del Anexo 8 se obtiene el coeficiente global de transferencia de calor, para el caso de ampliación, del intercambiador E-6

$$U_{d_6} = 84.93 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De los datos de diseño del intercambiador E-6 :

$$A_6 = 2174.3 \text{ ft}^2$$

$$MTD_6 = f * LMTD_6$$

Elegimos el mismo factor de correlación de temperatura que para el caso de diseño
 $f = 0.83$.

$$LMTD_6 = \frac{(T_4 - T_3) - (T_5 - 210)}{\ln \left(\frac{T_4 - T_3}{T_5 - 210} \right)}$$

Entonces:

$$MTD_6 = 0.83 \frac{(T_4 - T_3) - (T_5 - 210)}{\ln \left(\frac{T_4 - T_3}{T_5 - 210} \right)}$$

Reemplazando en la ecuación (21), tenemos el calor intercambiado en E-6:

$$Q = 84.93 * 2174.3 * 0.83 * \frac{(T_4 - T_3) - (T_5 - 210)}{\ln \left(\frac{T_4 - T_3}{T_5 - 210} \right)} \quad (22)$$

En el intercambiador E-7 :

Calor cedido en los tubos (Q'_t) :

$$Q'_t = (\text{Contenido calórico})_2 - (\text{Contenido calórico})_8$$

$$Q'_t = (9070599.489 + 30507.398 * T_2 + 4.71 * T_2^2) - 41879045.49 \quad (23)$$

Calor ganado en casco (Q'_c):

$$Q'_c = (\text{Contenido calórico})_1 - (\text{Contenido calórico})_3$$

$$Q'_c = (13560871.37 + 44567.7547 * T_1 + 7.5282 * T_1^2) - (14076230.19 + 43627.5 * T_3 + 7.53 * T_3^2) \quad (24)$$

Calor intercambiado (Q') :

$$Q' = U_{d7} A_7 MTD_7 \quad (25)$$

Del Anexo 8 se obtiene el coeficiente global de transferencia de calor, para el caso de ampliación, en el intercambiador E-7.

$$U_{d7} = 104.76 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

De los datos de diseño de este intercambiador :

$$A_7 = 249.7 \text{ ft}^2$$

Además se tiene :

$$MTD_7 = f * LMTD_7$$

Elegimos el mismo factor de corrección de temperatura que para el caso de diseño, $f = 0.91$.

$$LMTD_7 = \frac{(939-T_1)-(T_2-T_3)}{\ln \left(\frac{939-T_1}{T_2-T_3} \right)}$$

Entonces:

$$MTD_7 = 0.915 \frac{(939-T_1)-(T_2-T_3)}{\ln \left(\frac{939-T_1}{T_2-T_3} \right)}$$

Reemplazando en la ecuación (25) tenemos el calor intercambiado en E-7 :

$$Q' = 104.76 * 249.7 * 0.915 \frac{(939-T_1)-(T_2-T_3)}{\ln \left(\frac{939-T_1}{T_2-T_3} \right)} \quad (26)$$

Ahora con las ecuaciones (19),(20) y (22) y eligiendo valores de T_3, T_4 y T_5 convenientes, calculamos los tres calores para el intercambiador E-6. Como los calculos intermedios son engorrosos se facilitó el trabajo con ayuda de una computadora, con lo cual luego de mucha prueba, se halló que para :

$$T_3 = 618 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_4 = 749 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_5 = 330 \text{ }^\circ\text{F}$$

Los tres calores mencionados para el intercambiador E-6 son aproximadamente iguales teniendo los siguientes valores:

$$Q_t = -23.4 \cdot 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_c = 23.2 \cdot 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$Q = 23.2 \cdot 10^6 \text{ BTU/hr}$$

Empleando las ecuaciones (10) y (15), calculamos las temperaturas T_2 y T_1 respectivamente usando los valores hallados anteriormente.

$$T_1 = 739.6 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 772.0 \text{ }^\circ\text{F}$$

Calculando el calor cedido en los tubos y el calor ganado en el casco del intercambiador E-7 obtenemos:

$$Q'_t = -6.61 \cdot 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$Q'_c = 6.73 \cdot 10^6 \text{ BTU/hr}$$

Vemos que son aproximadamente iguales en valor, confirmando de esta manera lo que habíamos dicho anteriormente

Ahora calculando el calor intercambiado con la ecuación teórica obtenemos:

$$Q' = 4.6 \cdot 10^6 \text{ BTU/hr}$$

De acuerdo al último valor obtenido se puede decir que el intercambiador E-7 no será satisfactorio, puesto que el calor intercambiado es menor que el calor cedido en los tubos y ganado en el casco. Ello debido a que la superficie del intercambiador E-7 resulta pequeña, requiriendo el proceso una superficie de transferencia de calor mayor.

Entonces el intercambiador de calor E-7 deberá ser reemplazado por otro de mayor superficie. Más adelante se determinará las características del intercambiador que reemplazará al E-7 existente y que cumplirá con los requerimientos del proceso.

De esta manera ha quedado calculada la temperatura de salida en el lado del casco del intercambiador que reemplazará al E-7, es decir la temperatura de ingreso al primer horno la cual es $T_1 = 739.6 \text{ }^\circ\text{F}$.

Con los cálculos hechos ya podemos determinar el calor absorbido por los hornos y ver de esta manera el requerimiento de hornos del proceso. Esto lo veremos más adelante.

En las tablas siguientes se muestra la temperatura de ingreso y salida en los reactores y hornos para el caso de la ampliación.

TABLA 4.24
TEMPERATURA DE INGRESO Y SALIDA DE LOS REACTORES

REACTOR	R1	R2	R3	R4
Temperatura de Ingreso($^\circ\text{F}$)	957.0	957.0	957.0	957.0
Temperatura de Salida($^\circ\text{F}$)	822.0	903.0	925.0	939.0

TABLA 4.25
TEMPERATURA DE INGRESO Y SALIDA DE LOS HORNOS

HORNO	H1	H2	H3	H4
Temperatura de Ingreso(°F)	739.6	822.0	903.0	925.0
Temperatura de Salida(°F)	957.0	957.0	957.0	957.0

g. Estimado de las propiedades de la Nafta a la salida de cada reactor

Teniendo en cuenta las consideraciones hechas cuando se estimó lo mismo en el caso base, seguiremos el mismo procedimiento.

La caída de temperatura en cada reactor es :

$$\Delta T(R1) = 135 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T(R2) = 54 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T(R3) = 32 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T(R4) = 18 \text{ }^\circ\text{F}$$

La caída total de temperatura ES (ΔT_t) :

$$\Delta T_t = 239 \text{ }^\circ\text{F}$$

El cambio total en el peso molecular de la Nafta es (ΔM_t):

$$\Delta M_t = 108-130$$

$$\Delta M_t = -22$$

El cambio del peso molecular en cada reactor será:

$$\Delta M(R1) = \frac{(-22)*135}{239}$$

$$\Delta M(R1) = -12.4$$

$$\Delta M(R2) = \frac{(-22)*54}{239}$$

$$\Delta M(R2) = -5.0$$

$$\Delta M(R3) = \frac{(-22)*32}{239}$$

$$\Delta M(R3) = -2.9$$

$$\Delta M(R4) = \frac{(-22)*18}{239}$$

$$\Delta M(R4) = -1.7$$

Calculado el peso molecular a la salida de cada reactor obtenemos:

$$M (R1) = 130-12.4$$

$$M (R1) = 117.6$$

$$M (R2) = 117.6-5.0$$

$$M (R2) = 112.6$$

$$M (R3) = 112.6-2.9$$

$$M (R3) = 109.7$$

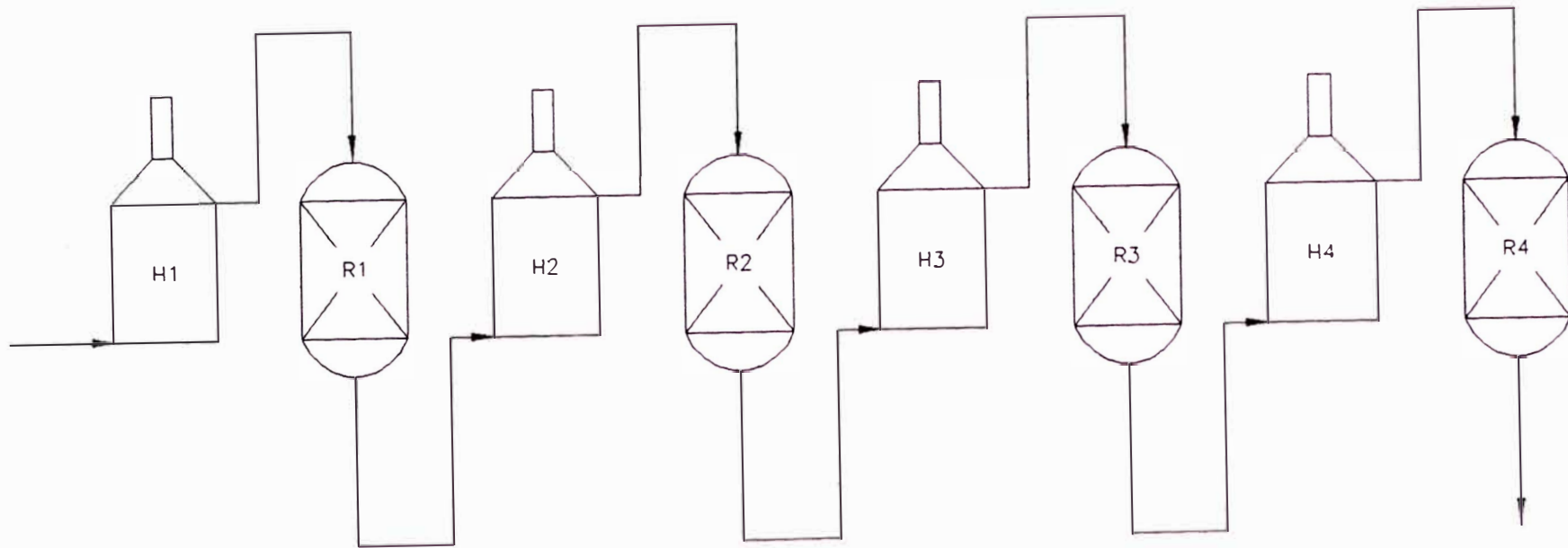
$$M (R4) = 109.7-1.7$$

$$M (R4) = 108$$

Conociendo el peso molecular de la Nafta a la salida de cada reactor y usando la figura 2B2.1 del TECHNICAL DATA BOOK se calcula su °API y K_{UOP} los resultados los indicamos en la figura 4.8.

FIGURA 4.8

PROPIEDADES ESTIMADAS DE LA NAFTA A LA SALIDA DE LOS REACTORES



API = 52.0
Kuop = 11.85
M = 130

API = 47.7
Kuop = 11.45
M = 117.6

API = 45.7
Kuop = 11.3
M = 112.6

API = 44.5
Kuop = 11.15
M = 109.7

API = 44.2
Kuop = 11.12
M = 108

4.2. Hornos

En el estudio que se hizo a la sección de Reacción, para el caso de la ampliación a Platforming, se determinó los flujos, temperaturas, presiones, °API, Kuop y otras propiedades de los fluidos en diversos puntos. A partir de estos datos podemos determinar los requerimientos de hornos del proceso expresados como el calor absorbido en cada horno.

El calor absorbido en un horno se determina mediante un balance de energía, como se hizo cuando se analizó el caso base, en el cual el calor absorbido es igual a :

$$Q_{abs} = \begin{array}{l} \text{Contenido calórico de la} \\ \text{Nafta y Gas de Reciclo a} \\ \text{la salida de horno} \end{array} - \begin{array}{l} \text{Contenido calórico de la} \\ \text{Nafta y Gas de Reciclo a} \\ \text{la entrada del horno} \end{array} \quad (27)$$

Siendo :

$$\begin{array}{l} \text{Contenido calórico de la} \\ \text{Nafta y Gas de Reciclo a} \\ \text{la entrada del horno} \end{array} = (m_N * H_N + m_{GR} * H_{GR})_{IN} \quad (28)$$

$$\begin{array}{l} \text{Contenido calórico de la} \\ \text{Nafta y Gas de Reciclo a} \\ \text{la salida del horno} \end{array} = (m_N * H_N + m_{GR} * H_{GR})_{OUT} \quad (29)$$

Donde:

Q_{abs} = Calor absorbido en el horno

m_N = Flujo másico de la Nafta, lb/hr

m_{GR} = Flujo másico del Gas de Reciclo, lb/hr

H_N = Entalpía de la Nafta, Btu/lb

H_{GR} = Entalpía del Gas de Reciclo, Btu/lb

Los datos que conocemos son los valores del flujo de la Nafta y del Gas de Reciclo :

$$m_N = 29719.90 \text{ lb/hr}$$

$$m_{GR} = 30627.08 \text{ lb/hr}$$

Conocemos los flujos de la Nafta y Gas de Reciclo en los tubos de cada horno, falta determinar la entalpía ambas al ingreso y salida de estos.

Cabe señalar que, como se hizo en el caso base, en este se supondrá que la composición y flujo del Gas de Reciclo permanecen constantes. También el flujo de la Nafta se supondrá constante más no su composición puesto que sufre cambios químicos en los reactores.

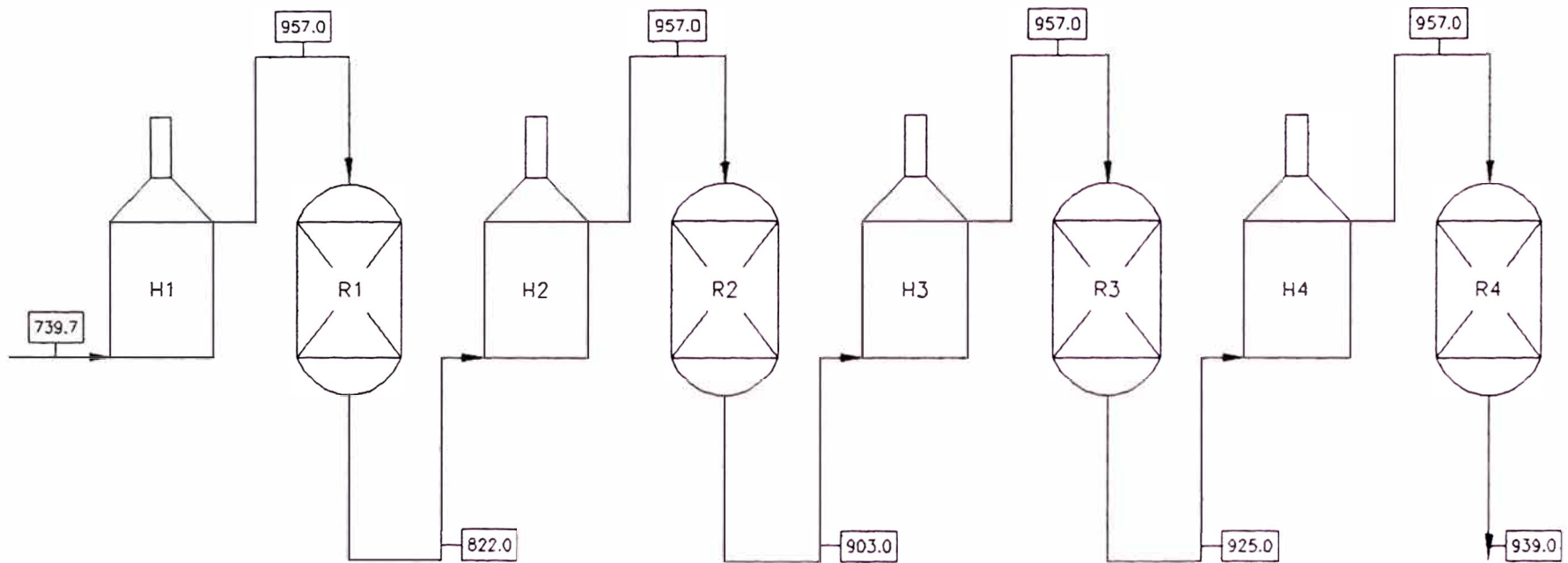
Para calcular la entalpía del Gas de Reciclo usaremos la correlación hallada cuando analizamos el caso base, la cual fue :

$$H_{GR} = 1.1777 T - 1505.7149 \text{ BTU/lb} \quad (30)$$

Para determinar la entalpía de la Nafta usaremos las correlaciones del Anexo 3.

Anteriormente se ha calculado las propiedades de la Nafta en diferentes puntos de la sección de reacción como se muestra en la figura 4.9, observando que el API, K_{UOP} y Sp-Gr al ingreso y salida del horno tienen el mismo valor. En este mismo gráfico se muestra la temperatura en distintos puntos de la sección de reacción, calculadas anteriormente.

FIGURA 4.9
 PROPIEDADES DE LA NAFTA EN
 DIFERENTES PUNTOS



□ °F

API = 52.0
 Kuop = 11.85
 Sp-Gr = 0.7711

API = 47.7
 Kuop = 11.45
 Sp-Gr = 0.7896

API = 45.7
 Kuop = 11.3
 Sp-Gr = 0.7958

API = 44.5
 Kuop = 11.18
 Sp-Gr = 0.8040

API = 44.2
 Kuop = 11.12
 Sp-Gr = 0.805

La correlación para calcular la entalpía de la Nafta en estado gaseoso es la siguiente:

$$H_N = 64.25 + 70.75/Sp.Gr + (4 - Sp.Gr) \cdot (0.12 \cdot K_{UOP} - 0.41) \cdot (670 + \frac{T}{2}) \cdot T / 6450 \quad (31)$$

Hay que anotar que la base de referencia para el cálculo de las entalpías de la Nafta y el Gas de Reciclo no son las mismas, pero como estamos evaluando una diferencia de entalpías no interesa la base de referencia.

Mediante el uso de las correlaciones (30) y (31) y los datos de la figura 4.9 se puede calcular el calor absorbido en cada horno. Estos cálculos se han hecho diseñando una hoja de cálculo por computadora, cuyos resultados los mostramos en la tabla 4.26.

Los resultados nos indican que los requerimientos de hornos del proceso son como se muestra en la tabla 4.27.

TABLA 4.26

CALCULO DEL CALOR ABSORBIDO EN LOS HORNOS

Horno		°API	Kuop	Sp-Gr	T (°F)	H (Btu/lb)	H (Btu/lb)	Flujo (lb/hr)	Flujo (lb/hr)	Calor Total (Btu/hr)	Calor absorbido (Btu/hr)
						NAFTA	GR	NAFTA	GR		
H1	IN	52.00	11.85	0.7711	739.66	545.64	-634.62	29719.90	30627.07	-3219999.94	
	OUT	52.00	11.85	0.7711	957.00	712.82	-378.66	29719.90	30627.07	9587857.16	12.8E+06
H2	IN	47.70	11.45	0.7896	822.00	580.20	-537.65	29719.90	30627.07	777119.41	
	OUT	47.70	11.45	0.7896	957.00	681.22	-378.66	29719.90	30627.07	8648706.33	7.87E+06
H3	IN	45.70	11.30	0.7985	903.00	628.37	-442.25	29719.90	30627.07	5130171.57	
	OUT	45.70	11.30	0.7985	957.00	668.94	-378.66	29719.90	30627.07	8283631.21	3.15E+06
H4	IN	44.50	11.18	0.8040	925.00	635.82	-416.34	29719.90	30627.07	6145162.52	
	OUT	44.50	11.18	0.8040	957.00	659.62	-378.66	29719.90	30627.07	8006635.89	1.86E+06

TABLA 4.27

HORNO	CALOR ABSORBIDO (MMBTU/hr)
H1	12.80
H2	7.87
H3	3.15
H4	1.86

El calor absorbido de diseño en los hornos existentes se muestran en la tabla 4.28.

TABLA 4.28

HORNO	CALOR ABSORBIDO (MMBTU/hr)
H-3	7.96
H-4	5.25
H-5	2.38

Comparando los hornos que requiere el proceso en la ampliación y los que se tiene actualmente en la unidad se llega a la conclusión de que podemos usar sin ningún problema los hornos existentes de la manera mostrada en la tabla 4.29.

TABLA 4.29

HORNO REQUERIDO	HORNO QUE SE USARA
H2	H-3
H3	H-4
H4	H-5

Para completar nuestros requerimientos de hornos del proceso nos falta el horno H1, el cual debe ser comprado formando parte de la inversión.

4.3. Recipientes

En esta parte se verá los recipientes que requiere el proceso, en la ampliación a Platforming, y se analizará si es posible usar los que se tiene actualmente en la unidad. Primeramente tocaremos los reactores luego los separadores para terminar con las columnas en Platforming.

4.3.1 Reactores

Como se ha visto anteriormente, para aumentar la capacidad de procesamiento en Platforming en 50%, manteniendo la misma velocidad espacial de diseño (1.5), es necesario aumentar el volumen del catalizador también en 50% del que se tiene actualmente. Esto da lugar a que el volumen total de catalizador que se requiere en la ampliación sea 411 ft³. También se vió que la mejor manera de distribuir el catalizador es en cuatro reactores, siendo la distribución en cuatro reactores, recomendada por la UOP, en el siguiente orden: 10, 15, 25 y 50% en volumen, de tal manera que el volumen de catalizador en cada reactor es como se muestra en la tabla 4.30.

TABLA 4.30

REACTOR	%Vol de Catalizador	Vol de Catalizador (ft³)
R1	10	41.1
R2	15	61.7
R3	25	102.7
R4	50	205.5

Comparándolos con el volumen de catalizador que se tiene en los reactores

existentes: C-3, C-4 y C-5 de 55.0, 82.0 y 137.0 ft³ respectivamente, vemos que es posible usar estos tres reactores en la ampliación sin problema alguno, así sea el espacio abierto en los reactores (figura 2.3) mayor, puesto que los problemas se presentan cuando el espacio abierto es menor de 18" de acuerdo a la UOP.

Los reactores existentes los usaremos de la siguiente manera

TABLA 4.31

REACTOR REQUERIDO	REACTOR USADO
R1	C-3
R2	C-4
R3	C-5

Nos hace falta el reactor R4 en el cual el volumen del catalizador es 205.5 ft³, siendo esta su principal especificación de diseño. Entonces es necesario adquirir un nuevo reactor de la capacidad de catalizador mencionado, ello implica también la compra de 205.5 ft de catalizador R11 a la compañía UOP, monto que formará parte de la inversión del proyecto.

Al reactor R4 se le denominará C-501.

4.3.2 Separadores

Es indudable que la capacidad tanto del gas como la del líquido en los separadores será mayor en la ampliación, pero, ello no impide que éstos puedan ser usados. En la ampliación usaremos los separadores D-5 y D-6 tal como se indica figura 4 del Anexo 9. Se debe tener en cuenta que el nivel del líquido en ambos separadores debe ser inferior al nivel normal de diseño.

Como se explica en el Anexo 9 es necesario un separador adicional que

denominaremos D-501, para cumplir con los objetivos. En primera instancia las características de éste debe de ser las mismas que del D-5, siendo la capacidad estimada del gas 29.7 MMSCFD a 14.7 PSIA y 60°F y la capacidad estimada del líquido 2283.5 BPD (66.6 GPM).

4.3.3 Columnas

La única columna con que cuenta la unidad Platforming es la estabilizadora C-6.

En columnas como esta se puede procesar a flujos mayores de su diseño sin dar serios problemas. Se estima que esta columna operará convenientemente en la Ampliación.

4.4. Intercambiadores de calor

De acuerdo a los cálculos hechos se ha determinado que intercambiadores de calor de los existentes en la unidad serán adecuados en la ampliación y cuales deben ser reemplazados por otros que cumplan con los requerimientos del proceso.

Los intercambiadores de calor que se usarán en la ampliación serán los siguientes

Intercambiador de calor E-6, cuyo servicio es de precalentar la alimentación a Platforming.

Intercambiador de calor E-9, cuyo servicio es de Reboiler de la Estabilizadora.

Los intercambiadores de calor que deben de ser reemplazados son los siguientes:

Intercambiador de calor E-7

Puesto que la superficie de transferencia de calor de éste resulta pequeña en la ampliación debe ser reemplazado por otro de mayor superficie. La superficie de transferencia de calor del nuevo intercambiador se estima de la siguiente manera : De los datos obtenidos cuando se analizaron los intercambiadores de calor E-6 y E-7 tenemos la tabla 4.32.

TABLA 4.32

Calor intercambiado (BTU/hr)		6.73 *10 ⁶	
Coeficiente global de transferencia de calor en la Ampliación (BTU/hr ft ² °F)(*)		104.8	
		TUBOS	CASCO
Temperatura (°F)	IN	939.00	618.00
	OUT	772.00	739.60
Flujo (lb/hr)		41820.50	60346.97

(*) Anexo 8

Entonces:

$$LMTD= 175.7$$

$$K= 0.52$$

$$R= 0.73$$

Del Reporte espacial "How to estimate heat Exchanger" de la Revista OIL AND GAS JOURNAL, Enero 18 de 1960 :

Figura 5 : F = 0.89 (1 paso por el casco, 2 o más pasos por los tubos)

Figura 6 : F = 0.96 (2 pasos por el casco, 4 o más pasos por los tubos)

Figura 7 : $F = 0.98$ (4 pasos por el casco, 4 o más pasos por los tubos)

El criterio para elegir el número de cascos en el intercambiador es que F de ser mayor de 0.8 ($F > 0.8$), entonces el intercambiador puede ser de 1,2,4 pasos por el casco. Elegimos el más económico, es decir el de 1 casco, con lo cual $F = 0.89$ y

$$MTD = 0.89 * LMTD = 0.89 * 175.7$$

$$MTD = 156.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

En la ecuación teórica

$$Q = A * U * MTD$$

$$A = \frac{Q}{U * MTD} = \frac{6.73 * 10^6}{104.8 * 156.4}$$

$$A = 410.6 \text{ ft}^2$$

Entonces la superficie estimada del intercambiador que reemplazará al E-7 será de 410.6 ft^2 , teniendo el intercambiador un paso por el casco y dos por los tubos. A éste le denominamos E-701.

Intercambiador de calor E-10

La superficie de transferencia de calor de este intercambiador quedará pequeña en la ampliación y debe ser reemplazada por otro cuya superficie estimada es 944.98 ft^2 , teniendo este nuevo intercambiador 3 pasos por el casco y 6 pasos por el lado de los tubos. A éste le denominaremos E-1001

Enfriadores atmosféricos

Con los datos hallados en los cálculos anteriores veremos si los enfriadores atmosféricos existentes en la unidad puede ser usados en la ampliación.

Enfriador atmosférico E-8

Después de analizar los intercambiadores E-6 y E-7 se determinó que la temperatura de ingreso al enfriador E-8 es 330 ° F, siendo el calor intercambiado de diseño en este enfriador de $6.5 \cdot 10^6$ BTU/hr, se calcula que la temperatura de salida de los fluidos en este enfriador será aproximadamente 207 °F, lo cual no es la requerida por el proceso, debe ser 100°F para que ingrese al separador D-5. Para cumplir con este objetivo es necesario colocar en serie otro enfriador que remueva $5.45 \cdot 10^6$ BTU/hr que enfríe los fluidos hasta 100°F. En la ampliación se debe colocar otro enfriador en serie con el E-8 cuyo calor intercambiado sea $5.45 \cdot 10^6$ BTU/hr, a este le denominaremos E-801, como se aprecia en la figura 4 del Anexo 9.

Enfriador atmosférico E-11

La misión de este intercambiador es enfriar la Nafta Reformada que sale por los tubos del intercambiador que sustituye al E-10 para luego ser enviado al tanque de almacenamiento. De acuerdo a nuestros cálculos la Nafta Reformada en estado líquido ingresa a los tubos de este enfriador a 124 °F, siendo el calor intercambiado de diseño de este intercambiador de $1.36 \cdot 10^6$ BTU/hr, se calcula que la temperatura de salida de los fluidos de este enfriador es 101°F, la cual es una temperatura bien cercana a las condiciones requeridas en el límite de batería (100 °F). Con lo cual el enfriador E-11 puede ser usado sin ningún problema en la ampliación.

Enfriador atmosférico E-12

Cuando hicimos el balance de energía en la Estabilizadora se calculó que la carga calórica del condensador requerido era de $2.07 \cdot 10^6$ BTU/hr que es bastante mayor de la carga calórica del enfriador E-11 de $1.68 \cdot 10^6$ BTU/hr, con lo cual este enfriador no debe ser usado en la ampliación y será reemplazado por otro cuyo carga calórica sea $2.07 \cdot 10^6$ BTU/hr. A este nuevo enfriador se le llamará E-1201.

Luego de ser comprimidos los gases del separador D-5 elevan su temperatura hasta 190°F , es necesario que estos gases sean enfriados hasta 100°F , para ello se requiere un enfriador que disminuya la temperatura de esos gases de 190°F a 100°F , siendo el calor intercambiado $3.75 \cdot 10^6$ BTU/hr. Este enfriador lo apreciamos en la figura 4 del Anexo 9. Se le denominará E-1301.

4.5. Bombas y compresores

Un análisis de los requerimientos de bombas y compresores del proceso arroja como resultado que ninguna de las bombas y compresores existentes pueden ser usados en la ampliación. Se tiene que comprar las bombas y compresores cuyo requerimiento son los siguientes (Ver figura 4 Anexo 9) :

Bomba de carga a Platforming (P-601 A/B)

Temperatura de bombeo, $^\circ\text{F}$: 280

Sp-Gr a la temperatura de bombeo : 0.661

USGPM @ P,T : 90

Presión de Succión, PSIA : 160

Presión de descarga, PSIA : 600

Diferencial de presión, PSI : 440

Bomba de reflujo a la Estabilizadora (P-801 A/B)

Temperatura de bombeo, °F : 100
Sp-Gr a la temperatura de bombeo : 0.52
USGPM @ P,T : 41.1
Presión de Succión, PSIA : 260
Presión de descarga, PSIA : 315
Diferencial de presión, PSI : 55

Bomba de fondos del separador D-5 (P-901 A/B)

Temperatura de bombeo, °F : 100
Sp-Gr a la temperatura de bombeo : 0.785
USGPM @ P,T : 63.5
Presión de Succión, PSIA : 168
Presión de descarga, PSIA : 430
Diferencial de presión, PSI : 262

- Compresor de baja presión ⁽¹⁾ (G-01 A/B)

Tipo : Compresor Reciprocante
MMSCFD a 14.7 PSIA y 60°F : 30.2
CFM a las condiciones de succión : 1473.2
Temperatura de succión, °F : 100
Temperatura de descarga ⁽²⁾, °F : 190
Presión de succión, PSIA : 220
Presión de descarga, PSIA : 435
Diferencial de presión, PSI : 215
Relación de compresión : 1.93
 C_p/C_v aproximado : 1.31⁽³⁾
BHP requerido estimado : 1300⁽⁴⁾

Compresor de alta presión⁽¹⁾ (G-02 A/B)

Tipo : Compresor Reciprocante
MMSCFD a 14.7 PSIA y 60°F : 27.2
CFM a las condiciones de succión : 695.3
Temperatura de succión, °F : 100
Temperatura de descarga ⁽²⁾, °F : 145
Presión de succión, PSIA : 430
Presión de descarga, PSIA : 600
Diferencial de presión, PSI : 170
Relación de compresión : 1.4
 C_p/C_v aproximado : 1.31⁽³⁾
BHP requerido estimado : 600⁽⁴⁾

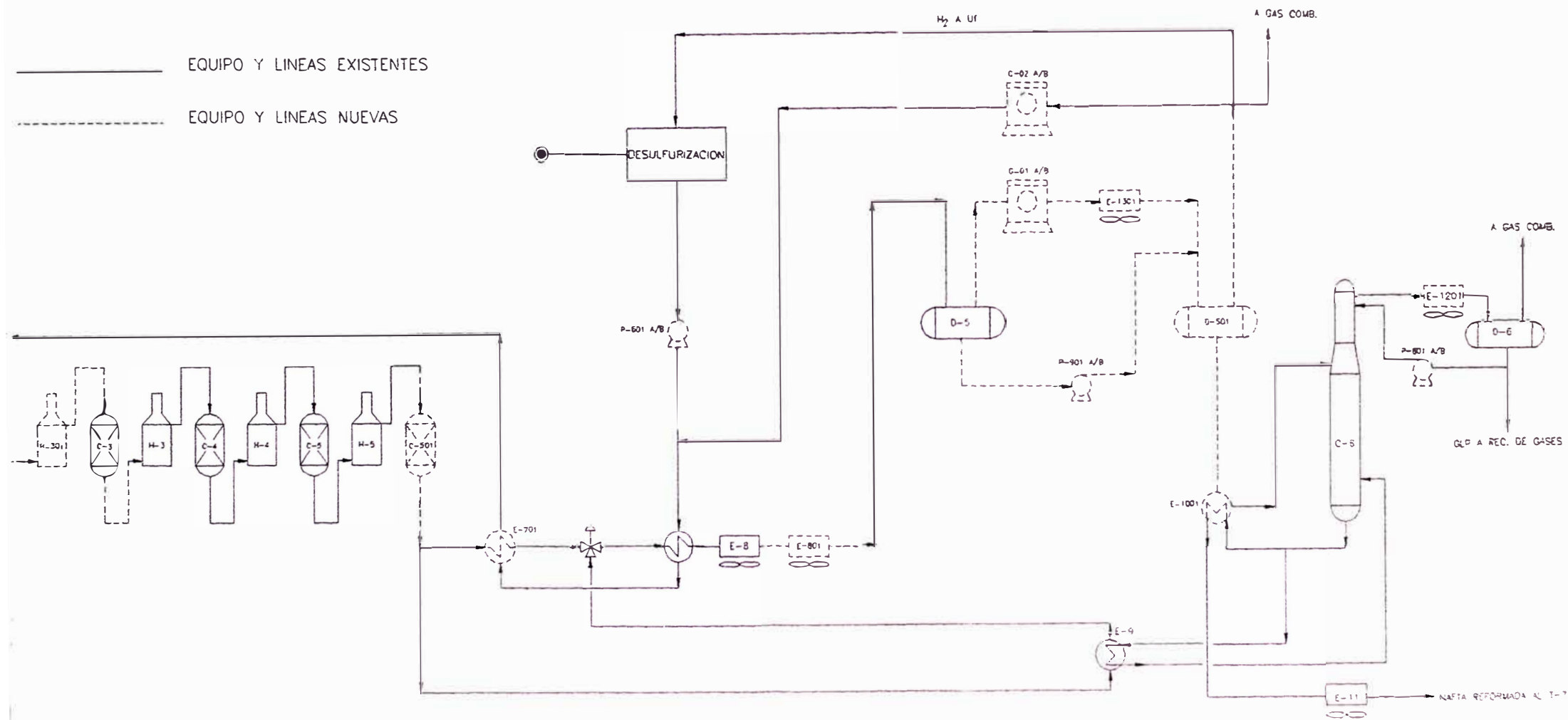
- (1) Ver Anexo 9
- (2) Estimado a partir del Gráfico V.II.27 del libro de Pierre Wuithier
- (3) Estimado a partir de datos de diseño
- (4) Estimado a partir del Gráfico V.II.28 del libro de Pierre Wuithier

4.6. Diagramas

A partir del estudio realizado y con lo detallada en el Anexo 9, hacemos la figura 4.10 en la cual vemos el diagrama de flujo de la Unidad Platforming en la Ampliación, mostrando los equipos requeridos.

FIGURA 4.10

EQUIPOS REQUERIDOS EN LA AMPLIACION
A PLATFORMING



4.7. Principales especificaciones de los equipos por adquirir

Ver la figura 4.10.

4.7.1 HORNOS

HORNO	CANTIDAD	SERVICIO	CALOR ABS(MMBTU/hr)
H-301	1	Horno de Platforming	12.8

4.7.2 RECIPIENTES

a). Reactores

REACTOR	CANTIDAD	SERVICIO	VOL DE CAT(Ft ³)
C-501	1	Reactor de Platforming	205.5

b). Separadores

SEPARADOR	CANTIDAD	SERVICIO	TIPO	LONGITUD DE TANGENTES	DIAMETRO INTERNO
D-501	1	Separador de productos de Platforming	Horizontal	10' - 0"	5' - 6"

4.7.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR

a). Intercambiadores de calor de casco y tubos

INTERCAMBIADOR DE CALOR	E-701	E-1001
SERVICIO	Precalentar alimentación a Platforming	Calentar alimentación a la estabilizadora
CALOR INTERCAMBIADO (MMBTU/hr)	6.73	3.95
AREA ESTIMADA (ft ²)	410.6	944.98
PASOS CASCO/TUBOS P.C.	1S/2T	3S/6T

b). Enfriadores atmosféricos

ENFRIADOR ATMOSFERICO	E-801	E-1201	E-1301
SERVICIO	Enfriar productos de Platforming	Condensador de tope del estabilizador	Enfriar gases del separador D-5
CALOR INTERCAMBIADO (MMBTU/hr)	5.45	2.07	3.75
TEMPERATURA DE INGRESO (°F)	207	174	190
TEMPERATURA DE SALIDA (°F)	100	100	100
FLUJO (lb/hr)	60346.97	13682.90	35411.98

4.7.4 BOMBAS Y COMPRESORES

a). Bombas

BOMBA	P- 601A/B	P- 801A/B	P- 901A/B
SERVICIO	Carga a Platforming	Reflujo a la Estabiliz.	Fondos de D-5
GPM @ P,T	90.0	41.1	63.5
HEAD (PSI)	440.0	55.0	262.0
Sp-GR @ P,T	0.66	0.52	0.785

b). Compresores

COMPRESOR	G - 01A/B	G - 02A/B
SERVICIO	Gases de D-5	Gas de Reciclo a Platforming
TIPO	Reciprocante	Reciprocante
MMSCFD @ 14.7 PSIA y 60 °F	30.2	27.2
DIFER. DE PRESION (PSI)	215	170
BHP ESTIMADO	1300	600

4.8. Equipos existentes en la Refinería La Pampilla que se usarán

Se pretende en lo posible minimizar la adquisición de nuevos equipos a utilizar en la Unidad Platforming con capacidad de procesamiento ampliada. De acuerdo a lo dicho, los equipos existentes, cuyas principales especificaciones se encuentran en el capítulo 2, que se usarán son los siguientes

a). HORNOS

Se usaran los hornos H-3, H-4 y H-5.

b). RECIPIENTES

Se usaran los reactores: C-3, C-4 y C-5; los separadores D-5 y D-6; y la columna C-6.

c). INTERCAMBIADORES DE CALOR

Se usaran los intercambiadores de calor E-6 y E-9; y los enfriadores atmosféricos E-8 y E-11.

CAPITULO 5

CONSIDERACIONES ECONOMICAS

CAPITULO 5

CONSIDERACIONES ECONOMICAS

En esta parte se hará una Evaluación Económica del Proyecto de Ampliación de la Capacidad de Procesamiento de la Unidad de Reformación Catalítica Platforming de la Refinería La Pampilla, determinando la rentabilidad del total de la inversión requerida para ejecutar el proyecto.

5.1 Bases de Evaluación

a). METODOLOGIA

Para la realización de la Evaluación Económica se ha empleado la metodología del "Flujo de Fondos", el cual consiste en proyectar los Ingresos y Egresos del proyecto así como la necesidad de Inversión, trayendo el flujo resultante a su valor presente de acuerdo a una tasa de descuento.

El flujo de fondos lo presentaremos expresados en dólares constantes para efectos de la evaluación del proyecto.

b). PERIODO DE PROYECCION

Se toma un período de 5 años, puesto que se estima una vida útil del catalizador de Platforming de 5 años.

c). TASA DE ACTUALIZACION

Se usará una Tasa de Actualización de 15% anual, según las normas de la Empresa.

d). DEPRECIACION

Consideraremos una depreciación del tipo lineal a 5 años, de acuerdo a la vida del proyecto.

e). IMPUESTO A LA RENTA

El impuesto a la renta se considera el 30% sobre la utilidad bruta.

f). CRITERIOS DE RENTABILIDAD

La Evaluación Económica de este proyecto será llevado a cabo siguiendo los criterios del Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR), y el Período de Recuperación de la Inversión (PAYOUT).

5.2 Inversión Total

El estimado de la Inversión Total se efectúa en base a cotizaciones de equipos en el mercado y/o a estimaciones estándares de costos de equipos en función a sus dimensiones.

En la tabla 5.1 se detalla el estimado de Inversión Total a Mayo de 1995.

Estimado de costo de equipos

a). BOMBAS CON MOTOR ELETRICO

BOMBA	CANTIDAD	SERVICIO	MUS\$ c/u	MUS\$
P-601	2	Carga a Platforming	40.00	80.00
P-801	2	Reflujo a la estabilizadora	15.00	30.00
P-901	2	Fondos del separador D-5	20.00	40.00

b). INTERCAMBIADORES DE CALOR

INTERC.	CANTIDAD	SERVICIO	MUS\$ c/u	MUS\$
E-701	1	Precalear alimentación a Platforming	50.00	50.00
E-1001	1	Calentar alimentación a la Estabilizadora	60.00	60.00

c). ENFRIADORES ATMOSFERICOS

ENFRIA.	CANTIDAD	SERVICIO	MUS\$ c/u	MUS\$
E-801	1	Enfriar productos de Platforming	30.00	30.00
E-1301	1	Enfriar Gases del separador 12D-5	20.00	20.00
E-1201	1	Condensador de tope del Estabilizador	20.00	20.00

d). SEPARADOR (De alta Presión)

SEPARAD.	CANTIDAD	SERVICIO	MUS\$ c/u	MUS\$
D-501	1	Separador de productos de Platforming	40.00	40.00

e). HORNO

HORNO	CANTIDAD	SERVICIO	MUS\$ c/u	MUS\$
H-301	1	Horno de Platforming	193.00	193.00

f). REACTOR

REACTOR	CANTIDAD	SERVICIO	MUS\$ c/u	MUS\$
C-501	1	Reactor de Platforming	101.00	101.00

g). COMPRESORES

COMPRES.	CANTIDAD	SERVICIO	MUS\$ c/u	MUS\$
G-02	1(*)	Reciclo de Gas de Platforming	259.00	259.00
G-02	1(**)	Reciclo de Gas de Platforming	259.00	259.00
G-01	1(*)	Comprimir gases del separador 12D-5	502.00	502.00
G-01	1(**)	Comprimir gases del separador 12D-5	502.00	502.00

(*) Con motor eléctrico

(**) Con turbina a vapor

h). CATALIZADOR

CATALIZ.	ft ³	SERVICIO	MUS\$/ft ³	MUS\$
R-11 UOP	137	Catalizador de Platforming	0.45(*)	62.00

(*) Calculado en base a datos proporcionados por UOP

TOTAL EQUIPO PRINCIPAL	2248.00
-------------------------------	----------------

TABLA 5.1
ESTIMADO DE INVERSION INSTALADO EN REFINERIA

CONCEPTO	MUS\$
(1) Equipo principal	2248.00
(2) Otros equipos y materiales Instrumentación y Control, tuberías y obras civiles (50% de (1))	1124.00
(3) Total equipo principal y otros ((1) + (2))	3372.00
(4) Fletes (12% de (3))	404.60
(5) Diseño Detallado, Presupuesto y Memoria Descriptiva	20.00
(6) Aranceles (25% de (3) + (4))	944.20
(7) Impuesto general a las ventas (18% de (3)+(4)+(5)+(6))	853.30
(8) Subtotal ((3)+(4)+(5)+(6)+(7))	5594.10
(9) Contingencias (10% de (8))	559.40
INVERSION TOTAL	6153.50

5.3 Estimado de Ingresos

En el Capítulo 3 se estimaron los rendimientos de los productos en Unifining y en Platforming para el caso de la Ampliación a Platforming.

Siguiendo el mismo procedimiento empleado en el Capítulo 3, calcularemos los ingresos derivados de la operación de la Unidad, con la Capacidad Ampliada en 50% de su Capacidad de Diseño. Esto se muestra en la Tabla 5.2.

Los precios de los productos son los mismos que los que se usó en ese Capítulo.

TABLA 5.2
ESTIMADO DE INGRESOS

PRODUCTO	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
Gas Combustible	582.40	12.86	7489.66
Pentanos	0.00	15.55	0.00
GLP	133.10	24.23	3225.01
Nafta Reformda	2012.50	15.55	31294.38
Mayor Ganancia en G-97			10730.94
Mayor Ganancia en G-84			29028.55
TOTAL DE INGRESOS			81768.54

TOTAL DE INGRESOS (MUS\$/A)	(*)29027.83
------------------------------------	-------------

(*) Se considera el factor de servicio

5.4 Estimado de Egresos

Los egresos son debidos al costo de la carga procesada y al costo de operación de la unidad (costo operativo).

En el capítulo 3 se estimó el costo operativo de la unidad con la capacidad ampliada de Platforming en 50% de su capacidad de diseño, el cual fue 1.53 US\$/B.

El estimado de egresos lo hacemos en la Tabla 5.3.

TABLA 5.3
ESTIMADO DE EGRESOS

CONCEPTO	VOLUMEN B/D	PRECIO US\$/B	MONTO US\$/D
Costo operativo	2640.00	1.53	4039.20
Costo de la carga	2640.00	26.53	70039.20
TOTAL DE INGRESOS			74078.40

TOTAL DE INGRESOS (MUS\$/A)	(*)26297.83
------------------------------------	-------------

(*) Se considera el factor de servicio

5.5 Rentabilidad de la Inversión

En la Tabla 5.4 siguiente determinamos el flujo de fondos a actualizarse y r los valores de los criterios de rentabilidad para determinar cuan rentable es el proyecto o no.

TABLA 5.4
RENTABILIDAD DE LA INVERSION
MUS\$

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreclia. Lineal	Utilidad Bruta	Impuestos 30%	Utilidad Neta	Flujo de Fondos
0	6153.50							-6153.50
1		29027.83	26297.83	1230.70	1499.30	449.79	1049.51	2280.81
2		29027.83	26297.83	1230.70	1499.30	449.79	1049.51	2280.21
3		29027.83	26297.83	1230.70	1499.30	449.79	1049.51	2280.21
4		29027.83	26297.83	1230.70	1499.30	449.79	1049.51	2280.21
5		29027.83	26297.83	1230.70	1499.30	494.79	1049.51	2280.21

VAN AL 15% = 1490.12 MUS\$
 AÑO 0

TIR = 25.00 %

PAYOUT = 2.70 Años

iv. CONCLUSIONES

De lo expuesto se concluye lo siguiente

1. El Proyecto de Ampliación de la Capacidad de Procesamiento de la Unidad de Reformación Catalítica de Refinería La Pampilla es rentable y potenciará a la Refinería principalmente por la conversión de Nafta Pesada de Bajo Octanaje en una Nafta de Alto Octanaje.

Los indicadores económicos son :

- Valor Actual Neto (VAN) : 1490.12 MUS\$
- Tasa Interna de Retorno (TIR) : 25.00 %
- Período de Recuperación de la Inversión : 2.70 Años

2. La Nafta Reformada, producida en la Refinería, permitirá la disminución del uso de productos importados de alto valor, como son la Nafta Reformada y el MTBE.

La Nafta Reformada Importada será reemplazada totalmente por la Nafta Reformada producida en La Pampilla. El consumo de MTBE no es afectado en forma apreciable, siendo prácticamente el mismo.

3. Los beneficios económicos obtenidos debido a la operación de la Unidad Unifining-Platforming de Refinería La Pampilla se incrementa a medida que se aumenta la carga a la Unidad, pudiendo ser esta una Nafta Liviana o una Nafta Pesada como la que se obtendrá en la Unidad de Destilación Primaria II.

v. RECOMENDACIONES

Nuestras recomendaciones son las siguientes :

- 1.** Que Refinería La Pampilla S.A. incluya en su Presupuesto el Proyecto de Ampliación de la Capacidad de Procesamiento de la Unidad de Reformación Catalítica, realizando un estudio mas detallado al respecto.
- 2.** Que se efectúe una corrida de prueba en la Unidad Unifining-Platforming, para actualizar los consumos de insumos y servicios, asimismo los rendimientos obtenidos en la Unidad procesando Nafta Pesada de la Unidad de Destilación Primaria II. Con los datos obtenidos hacer una Evaluación Económica de la operación de la Unidad, siguiendo el procedimiento que se ha empleado en este estudio, a fin de obtener resultados mas confiables.
- 3.** La Unidad de Reformación Catalítica (Platforming), deberá operar a Máxima severidad, para que de esta manera se obtenga un Reformado de elevado Octanaje, que es lo que se desea.

vi . ANEXOS

ANEXO 1

CORRIDA DE PRUEBA UNIFINING-PLATFORMING OCTUBRE 1989

TABLA 1

CALIDAD DE LAS CARGAS								
ETAPA	1			2			3	
OPERACION	NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REF. BT	
CASO	1.1	1.2	1.3	2.1	2.2	2.3	3.1	3.2
CARGA A UNIFINING								
TIPO	OASO UDPI	OASO UDFPI	OASO UDPI	OASO UDPI	OASO UDFPI	OASO UDFPI	OASO UDPI	OASO UDFPI
DENSIDAD (API)	59.0	56.0	58.8	58.8	58.8	58.8	65.8	65.8
P.I. (°C)	60	56	--	--	--	--	60	60
P.F. (°C)	185	200	200(1)	200(1)	200(1)	200(1)	152	152
AZUFRE (PPM)	27.8	32.8	--	--	--	--	--	--
PLOMO (PPB)	<10	<10	--	--	--	--	--	--
CARGA A PLATFORMING								
DENSIDAD (API)	53.7	53.4	53.6	56.2	56.3	56.2	60.9	61.6
P.I. (°C)	113	115	114	87	82	87	86	82
P.F. (°C)	185	188	200	204	200(1)	187	152	150
AZUFRE (PPM)	0.2	0.4	--	--	--	--	--	--
PLOMO (PPB)								
P (%V)	46.4	43	43(1)	51.8(1)	51.8	51.8(1)	58.5	58.5(1)
O (%V)	< 1	< 1	< 1(1)	< 1(1)	< 1	< 1(1)	< 1	< 1(1)
N (%V)	45.8	48.4	48.4(1)	41.4(1)	41.4	41.4(1)	37.1	37.1(1)
A (%V)	7.7	7.6	7.6(1)	6.7(1)	6.7	6.7(1)	4.4	4.4(1)

(1) Valores asumidos

TABLA 2

CALIDAD DE LOS PRODUCTOS								
ETAPA	1			2			3	
OPERACION	NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REF. BT	
CASO	1.1	1.2	1.3	2.1	2.2	2.3	3.1	3.2
NAFTA REFORMADA								
DENSIDAD (API)	42.4	44.3	44.2	47.8	47.9	49.1	46.7	48.3
OCTANAJE (RONC)	95.6	93.5	97.0	95.0	94.1	81.8	97.3	94.6
P.V.R. (PSIG)	0.8	--	2.4	--	4.5	5.5	3.2	7
PI (°C)	86	86	45	--	39	37	48	44
T 10% (°C)	108	97	84	--	--	71	73	74
P.F. (°C)	224	226	224	--	--	230	181	186
P (%V)	--	37.7	--	--	36.8	--	33.6	41.0
O (%V)	--	< 1	--	--	< 1	--	< 1	4.1
N (%V)	--	1.6	--	--	2.2	--	1.7	1.6
A (%V)	--	60.7	--	--	60.8	--	64.7	55.4
PLOMO (PPB)	< 10	< 10	--	--	--	--	--	--
PENTANOS								
DENSIDAD (API)	72.0	--	--	--	--	--	--	--
GLP								
GR.SP. 60/60°F	0.591	0.572	0.551	0.546	0.548	0.548(1)	0.565	0.565
METANO	0.3	0.5	0.6	0.8	0.3	--	--	0.4
ETANO	5.8	5.2	6.7	8.1	5.2	--	--	7.1
PROPANO	24.2	23.4	30.4	35.0	31.7	--	--	28.5
I-BUTANO	13.3	15.2	20.0	18.8	27.9	--	--	16.9
N-BUTANO	22.8	33.8	41.6	34.7	34.9	--	--	31.1
I-PENTANO	19.6	19.5	0.0	0.6	0.0	--	--	11.0
N-PENTANO	13.8	2.4	0.0	0.0	0.0	--	--	5.1
GAS DE RECICLO								
GRAV. SCHILLING	0.32	0.32	0.40	0.36(1)	0.39	0.36(1)	0.47	0.31
HIDROGENO	73.4	73.8	62.8	66.0	67.7	69.8	62.8	62.6
METANO	15.8	15.8	21.8	--	18.8	--	19.0	18.1
ETANO	7.3	7.2	10.3	--	8.7	--	11.7	11.9
PROPANO	2.6	2.3	3.8	--	3.5	--	4.9	5.4
I-BUTANO	0.4	0.4	0.8	--	0.6	--	0.8	0.9
N-BUTANO	0.4	0.4	0.7	--	0.6	--	0.8	0.9

(1) Valores asumidos

TABLA 3A

PRODUCCIONES Y RENDIMIENTOS												
ETAPA	PRIMERA											
OPERACION	NAFTA REFORMADA MOTOR											
TIPO DE CARGA	GASOLINA DE AMPLIO RANGO UDP II											
CASO	1.1				1.2				1.3			
UNIFINING	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)
CARGAS												
GASOLINA	16266	95.7	1500	100.0	16912	96.2	1535	100.0	16361	95.3	1508	100.0
GAS DE RECICLO	734	4.3	77		662	3.8	70		803	4.7	78	
TOTAL	17000	100.0	1500	100.0	17574	100.0	1535	100.0	17164	100.0	1508	100.0
PRODUCTOS												
GAS COMBUSTIBLE	492	2.9	55		505	2.9	63		574	3.3	67	
PENTANOS	5219	30.7	514	34.3	8185	35.1	807	39.5	5512	32.1	543	36.0
NAFTA TRATADA	11289	66.4	1012	67.5	10904	62.0	976	63.6	11078	64.5	993	65.8
TOTAL	17000	100.0	1526	101.7	17574	100.0	1583	103.1	17164	100.0	1536	101.9
PLATFORMING												
CARGAS												
NAFTA TRATADA	11289	100.0	1012	100.0	10904	100.0	978	100.0	11078	100.0	993	100.0
TOTAL	11289	100.0	1012	100.0	10904	100.0	976	100.0	11078	100.0	993	100.0
PRODUCTOS												
GAS COMBUSTIBLE	1498	13.3	143		1450	13.3	141		1779	16.1	169	
GLP	1431	12.7	166	16.4	442	4.1	53	5.4	403	3.6	50	5.0
NAFTA REFORMADA	8360	74.1	704	69.6	9012	82.6	767	78.6	8896	80.3	757	76.2
TOTAL	11289	100.0	870	86.0	10924	100.0	820	84.0	11078	100.0	807	81.3
REND. NAFTA REFORM. C5+ (UOP)				81.1				83.0				80.1
DIF. RENDIMIENTO UOP VS. CORRIDA				3.1				4.0				3.9

(1) EN LOS ESTIMADOS DE VOLUMEN TOTAL Y PORCENTAJE (%V) NO SE CONSIDERA EL GAS COMBUSTIBLE Y/O GAS DE RECICLO LOS CUALES SE EXPRESAN EN BEFO

(2) RENDIMIENTO CORREGIDO CONSIDERANDO LA NAFTA REFORMADA C5+

TABLA 3B

PRODUCCIONES Y RENDIMIENTOS												
ETAPA	SEGUNDA											
OPERACION	NAFTA REFORMADA MOTOR											
TIPO DE CARGA	GASOLINA DE AMPLIO RANGO UDPII											
CASO	2.1				2.2				2.3			
UNIFINING	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)
CARGAS												
GASOLINA	21080	95.8	1942	100.0	18061	85.0	1756	100.0	20929	98.5	1929	100.0
GAS DE RECICLO	818	4.2	92		995	5.0	99		753	3.5	75	
TOTAL	21998	100.0	1492	100.0	20056	100.0	1756	100.0	21682	100.0	1929	100.0
PRODUCTOS												
GAS COMBUSTIBLE	477	2.2	52		548	2.7	60		458	2.1	49	
PENTANOS	3130	14.2	330	17.0	3289	16.4	346	19.7	2832	13.1	296	15.4
NAFTA TRATADA	18391	83.6	1671	86.0	16219	80.9	1474	83.9	18391	84.8	1671	86.6
TOTAL	21998	100.0	2001	103.0	20056	100.0	1820	103.6	21682	100.0	1969	102.1
PLATFORMING	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)
CARGAS												
NAFTA TRATADA	18391	100.0	1671	100.0	16219	100.0	1474	100.0	18391	100.0	1671	100.0
TOTAL	18391	100.0	1671	100.0	16219	100.0	1474	100.0	18391	100.0	1671	100.0
PRODUCTOS												
GAS COMBUSTIBLE	3494	19.0	331		3032	18.7	284		3253	17.7	308	2.8
GLP	432	2.3	54	3.2	421	2.6	53	3.6	388	2.0	46	77.3
NAFTA REFORMADA	14465	78.7	1254	75.0	12766	78.7	1109	75.2	14770	80.3	1291	
TOTAL	18391	100.0	1308	78.3	16219	100.0	1162	78.8	18391	100.0	1337	80.0
REND. NAFTA REFORM. C5+ (UOP)				79.5				80.3				82.1
DIF. REDIMIENTO UOP VS. CORRIDA				4.5				5.1				4.8

(1) EN LOS ESTIMADOS DE VOLUMEN TOTAL Y PORCENTAJE (%V) NO SE CONSIDERA EL GAS COMBUSTIBLE Y/O GAS DE RECICLO LOS CUALES SE EXPRESAN EN BEFO

TABLA 3C

PRODUCCIONES Y RENDIMIENTOS								
ETAPA	TERCERA							
OPERACION	NAFTA REFORMADA BTX							
TIPO DE CARGA	GASOLINA LIVIANA DE LA UDPI							
CASO	3.1				3.2			
UNIFINING	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)	LB/HR	%PESO	BPDO(1)	%V(1)
CARGAS								
GASOLINA	13398	93.4	1280	100.0	16852	95.9	1612	100.0
GAS DE RECICLO	953	6.6	91		721	4.1	68	
TOTAL	14351	100.0	1280	100.0	17573	100.0	1612	100.0
PRODUCTOS								
GAS COMBUSTIBLE	497	3.5	51		551	3.1	57	
PENTANOS	3160	22.0	333	26.0	3170	18.0	334	20.7
NAFTA TRATADA	10694	74.5	996	77.8	13852	78.8	1295	80.3
TOTAL	14351	100.0	1329	103.8	17573	100.0	1629	101.1
PLATFORMING								
CARGAS								
NAFTA TRATADA	10694	100.0	996	100.0	13852	100.0	1295	100.0
TOTAL	10694	100.0	996	100.0	13852	100.0	1295	100.0
PRODUCTOS								
GAS COMBUSTIBLE	2457	23.0	220		2623	18.9	234	
GLP	745	7.0	90	9.0	840	6.1	102	7.9
NAFTA REFORMADA	7492	70.1	650	65.3	10389	75.0	904	69.8
TOTAL	10694	100.0	740	74.3	13852	100.0	1006	77.7
REND. NAFTA REFORM C5+ (UOP)				74.3				77.2
DIF. REDIMIENTO UOP VS. CORRIDA				9.0				7.4

(1) EN LOS ESTIMADOS DE VOLUMEN TOTAL Y PORCENTAJE (%V) NO SE CONSIDERA EL GAS COMBUSTIBLE Y/O RECICLO LOS CUALES SE EXPRESAN EN BEFO

TABLA 4

CONSUMO DE SERVICIOS								
ETAPA	1			2			3	
OPERACION	NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REF. BT.	
CASO	1.1	1.2	1.3	2.1	2.2	2.3	3.1	3.2
COMBUSTIBLE								
12H-1 (MMBTU/HR)	3 15	3 11	3 09	3 86	3 80	3 67	2 74	7 36
12H-2 (MMBTU/HR)	3 80	3 80	3 80	2 80	2 55	2 80	2 70	3 80
12H-3 (MMBTU/HR)	1 31	1 29	1 16	1 52	1 35	1 51	1 68	2 14
12H-4/H-5 (MMBTU/HR)	2 48	2 61	2 72	3 72	3 06	3 25	1 92	3 26
TOTAL (MMBTU/HR)	10 74	10 81	10 77	11 90	10 58	11 23	9 04	10 60
TOTAL (BTU/LB NAFTA REFORM.)	1284 70	1188 50	1210 70	822 70	827 20	760 30	1206 60	1020 30
RESIDUAL 6 BPD	80 70	81 20	80 90	89 40	79 30	84 30	87 90	79 60
ELECTRICIDAD								
TOTAL (KW)	268 28	269 64	288 59	285 45	278 22	284 95	259 73	273 76
VAPOR (MOLB/HR)								
COMPRESOR 12G1B				10 00	10 00	10 00		
ATOMIZACION COMB.	0 34	0 34	0 34	0 38	0 34	0 36	0 29	0 34
TOTAL (MOLB/HR)	0 34	0 34	0 34	10 38	10 34	10 36	0 29	0 34
AGUA(CONDENSADO/BPD)								
LAVADO NAFTA TRATADA	45 00	48 10	45 20	58 30	52 70	57 90	38 40	48 4
REACTORES PLATFORMING	0 003	0 003	0 003	0 005	0 004	0 005	0 003	0 004
TOTAL(BPD)	45 00	48 10	45 20	58 30	52 70	57 90	38 40	48 4
CLORUROS (DICLOROETANO, DCE)								
REACTOR DE PLATFORMING (GPD)	0 054	0 052	0 053	0 088	0 078	0 001	0 051	0 066
TOTAL (GPD)	0 054	0 052	0 053	0 088	0 078	0 001	0 051	0 066

NOTAS :

- 1 EL CONSUMO EN HORNOS 12H-4/H-5 SE ESTIMA EN BASE AL CALOR DE REACCION
2. PARA ESTIMADO CONSUMO RESIDUAL 6 SE ASUME API 15.1, TEMP. GASES COMB. 1150 °F, EXCESO AIRE 30%, EFICIENCIA 75%, CALOR NETO DISPONIBLE 12600 BTU/LB RESIDUAL 6
3. EL VAPOR CONSUMIDO SE CONSIDERA DE 213 PSIG (VAPOR DE ALTA)
4. CONSUMO VAPOR ATOMIZACION SE ESTIMA 80% DEL COMBUSTIBLE QUEMADO ES RESIDUAL 6
5. EL AGUA CONSUMIDA EN UF Y PT ES CONDENSADO RECUPERADO
- 6 SE CONSIDERA CONSUMO D.C.E., EN LUGAR DE D.C.P. POR CORRESPONDER EL PRIMERO A UN INSUMO NACIONAL QUE SE ESPERA USAR EN LO SUCESIVO (SUMINISTRADO POR PARAMONGA)

TABLA 5

CONSUMO DE ELECTRICIDAD (KW)										
CODIGO DE BOMBA	SERVICIO	NOMINAL	CASO 1.1	CASO 1.2	CASO 1.3	CASO 2.1	CASO 2.2	CASO 2.3	CASO 3.1	CASO 3.2
12P-1	CARGA A UNIFINING	34.00	18.89	19.33	18.99	24.45	22.11	24.29	18.12	20.86
12P-2	INYECCION DE AGUA A UF	1.00	0.58	0.57	0.56	0.72	0.65	0.71	0.47	0.61
12P-3	REFLUJO DEL AGOTADOR	2.50	1.39	1.42	1.40	1.80	1.63	1.79	1.19	1.52
12P-4A	REFLUJO DEL REBOILER DEL AGOTADOR	35.00	19.44	19.90	19.55	25.17	22.76	25.01	16.59	21.27
12P-6A	CARGA A PLATFORMING	28.00	15.56	15.92	15.64	20.14	18.21	20.00	13.27	17.02
12P-7	ADICION DE CLORO ORGANICO Y AGUA	0.20	0.11	0.11	0.11	0.14	0.13	0.14	0.09	0.12
12P-8A	REFLUJO DE LA ESTABILIZADORA	4.20	2.33	2.39	2.35	3.02	2.73	3.00	1.99	2.55
12G-1A	COMPRESOR	162.00	162.00	162.00	162.00	162.00	162.00	162.00	162.00	162.00
12E-2	ENFRIADOR DE NAFTA TRATADA	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00
12E-4	ENFRIADOR DE PENTANOS	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
12E-5	CONDENSADOR DE AGOTADOR	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
12E-8	ENFRIADOR DE NAFTA REFORMADA	18.00	16.00	18.00	16.00	16.00	16.00	16.00	16.00	16.00
12E-11	ENFRIADOR DE NAFTA REFORMADA ESTABILIZADA	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00
12E-12	CONDENSADOR DE LA ESTABILIZADORA	8.00	8.00	8.00	8.00	8.00	8.00	8.00	8.00	8.00
TOTAL		314.90	268.28	269.64	268.59	285.45	278.22	284.95	259.73	273.76

TABLA 6

CONSUMO DE SERVICIOS - REGENERACION OCTUBRE 1989	
COMBUSTIBLE RESIDUAL 6 (BARRILES)	160.00
ELECTRICIDAD TOTAL (KW)	200.00
CLORUROS (DICLOROETANO D.C.E /99.92%W) TOTAL (KG)	450.00
SODA CAUSTICA (50% PESO) TOTAL (KG)	960.00
NITROGENO (99.5% MOL MIN.) TOTAL (m3)	980.00

NOTAS :

1. EL DICLOROETANO O CLORURO DE ETILENO SERA SUMINISTRADO POR PARAMONGA
2. EL NITROGENO SERA SUMINISTRADO EN 140 BOTELLAS DE 7 M3/CU
3. SE CONSIDERA 10 DIAS PARA LA REGENERACION

TABLA 7

VARIABLES OPERATORIAS								
ETAPA	1			2			3	
OPERACION	NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REF. BTX	
CASO	1.1	1.2	1.3	2.1	2.2	2.3	3.1	3.2
NAFTA REFORMADA								
RONC	95.0 (1)	93.50	97.00	95.00	94.10	91.80	97.30	94.60
CARGA A PLATFORMING								
NAFTENICOS (%VOL)	45.90	49.40	49.40	41.40	41.40	41.40	37.10	37.10
AROMATICOS (%VOL)	7.70	7.60	7.60	6.70	6.70	6.70	4.40	4.40
FLUJO (BPD)	1012.00	976.00	983.00	1671.00	1474.00	1671.00	996.00	1295.00
VELOCIDAD ESPACIAL (HR-1)	0.86	0.83	0.85	1.43	1.26	1.43	0.85	1.11
PESO MOLECULAR	124.00	127.00	125.00	120.00	118.00	118.00	104.00	103.00
P.F. DESTILACION (°C)	195.00	198.00	200.00	204.00	200.00	197.00	152.00	150.00
RELACION MOLAR H2/HC	9.00	9.60	8.20	5.50	5.50	6.60	7.40	5.40
% MOLAR H2 EN GAS DE RECICLO	73.40	73.80	62.80	66.00	67.70	69.80	62.80	62.80
REACTORES								
PRESION MEDIA (PSIG)	453.00	450.00	458.00	490.00	483.00	495.00	460.00	468.00
T. ENTRADA C3 (°F)	940.00	942.00	951.00	970.00	967.00	960.00	980.00	980.00
T. ENTRADA C4 (°F)	930.00	932.00	941.00	960.00	955.00	950.00	970.00	971.00
T. ENTRADA C5 (°F)	921.00	921.00	930.00	958.00	945.00	943.00	964.00	968.00
DT C3 (°F)	122.00	115.00	114.00	114.00	102.00	104.00	98.00	101.00
DT C4 (°F)	31.00	28.00	25.00	15.00	20.00	18.00	12.00	10.00
DT C5 (°F)	18.00	18.00	17.00	8.00	13.00	10.00	9.00	7.00
DT TOTAL (°F)	172.00	161.00	156.00	137.00	135.00	132.00	119.00	119.00
HUMEDAD Y CLORUROS								
CARGA A PLATFORMING								
AGUA ppm wt	8.30	8.60	21.00	16.50	26.10	--	--	12.20
Cl ppm wt	0.90	0.50	0.70	0.31	0.78	--	--	0.67
GAS DE RECICLO								
AGUA ppm mol	31.10	45.80	51.30	34.70	45.10	--	--	26.00
Cl ppm mol	0.20	0.05	0.20	1.80	0.10	--	--	0.13

(1) CORREGIDO PARA UNA NAFTA REFORMADA CON P.I. 45°C

TABLA 8

VARIABLES DE CONTROL								
ETAPA	1			2			3	
OPERACION	NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REFORMADA MOTOR			NAFTA REF BTX	
CASO	1.1	1.2	1.3	2.1	2.2	2.3	3.1	3.2
ACTIVIDAD								
SOR WAIT	923.00	911.00	932.00	942.00	932.00	934.00	950.00	946.00
WAIT	928.00	928.00	938.00	961.00	952.00	949.00	969.00	971.00
DELTA WAIT	5.00	17.00	6.00	19.00	20.00	15.00	19.00	25.00
CLORUROS EN CATALIZ. (%W)	0.82	0.67	0.67	0.93	0.37	--	--	-
DESACTIVACION								
OCTANAJE	1.00	0.72	1.40	1.00	0.80	0.50	1.48	0.90
N+A (%VOL)	1.30	1.20	1.20	1.45	1.45	1.45	1.68	1.68
P.F. CARGA A PT	0.90	0.98	1.00	1.17	1.00	0.94	0.50	0.49
H ₂ /HC	0.75	0.72	0.83	1.44	1.34	1.10	0.92	1.47
DESACTIVACION TOTAL	0.88	0.61	1.39	2.44	1.55	0.75	1.14	1.04
CALOR TOTAL DE REACCION (BTU/LB)	334.00	327.00	343.00	273.00	266.00	263.00	277.00	232.00
CALOR DE REACCION (BTU/LB-100°F DT)	194.00	203.00	220.00	189.00	187.00	180.00	233.00	197.00

ANEXO 2

DATOS PARA LA DETERMINACION DE LA TEMPERATURA DE INGRESO AL HORNO H-3 (*)

N°	CARGA A PT (B/D)	TEMP. IN H-3 (°F)	N°	CARGA A PT (B/D)	TEMP. IN H-3 (°F)
1	1201	653	20	1539	703
2	1208	691	21	1497	718
3	1491	677	22	1213	675
4	1313	669	23	1138	643
5	1622	668	24	1100	648
6	1322	698	25	1359	671
7	1328	687	26	1414	698
8	1364	680	27	1463	721
9	1167	645	28	1440	707
10	1200	673	29	1580	699
11	926	619	30	1481	707
12	1000	624		SEGUNDA REGENERACION	
13	1116	609	31	1401	684
14	1445	688	32	1600	708
15	1011	674	33	1524	717
16	1271	642	34	1531	717
17	1210	665	35	1588	728
18	1055	664	36	1544	718
	PRIMERA REGENERACION		37	1568	725
19	1143	612	38	1364	680

(*) Reportes de Planta

ANEXO 3

CALCULO DE LA ENTALPIA DE HIDROCARBUROS

Para líquidos

$$F = 0.35 + 0.055D$$

$$H = F(0.6811 - 0.308S + (0.0004075 - 0.000153S)T)T$$

Para vapores

$$H = 64.25 + 70.75/S + (4-S)(0.12D - 0.41)(670+T/2)T/6450$$

Donde :

D = Factor UOP (K_{UOP})

S = Gravedad Específica 60/60°F

T = Temperatura en °F

Aplicando estas correlaciones a la Nafta alimentación a Platforming y a la Nafta Reformada

Nafta alimentación a Platforming

$$K_{UOP} = 11.85$$

$$Sp-Gr 60/60 \text{ °F} = 0.7711$$

$$\text{Líquido : } H = (0.44438 + 2.90028 \times 10^{-4} T)T$$

$$\text{Vapor : } H = 156.0020 + 5.0661 \times 10^{-4} (670 + T/2)T$$

Nafta Reformada

$$K_{UOP} = 11.12$$

$$\text{Sp-Gr } 60/60 \text{ } ^\circ\text{F} = 0.8054$$

$$\text{Líquido : } H = (0.41641 + 2.73358 \times 10^{-4} T)T$$

$$\text{Vapor : } H = 152.0945 + 4.5784 \times 10^{-4} (670 + T/2)T$$

ANEXO 4

CONSTANTES PARA EL CALCULO DE ENTALPIAS CON LA CORRELACION

$$H_i = m_i T + b_i (*)$$

GRUPO	i	m _i	b _i
Naftenos con anillos de 6 carbonos	C6	0.762	-858.700
	C7	0.772	-900.300
	C8	0.783	-912.600
	C9	0.793	-924.400
Naftenos con anillos de 5 carbonos	C6	0.732	-755.100
	C7	0.768	-816.600
	C8	0.768	-816.600
	C9	0.768	-816.600
Parafinas	C6	0.793	-1082.500
	C7	0.794	-1052.700
	C8	0.792	-1015.200
	C9	0.792	-984.000
Aromáticos	C6	0.558	305.700
	C7	0.585	75.000
	C8	0.606	-75.900
	C9	0.624	-175.700
Otros	C1	0.907	-2208.600
	C2	0.828	-1432.800
	C3	0.813	-1231.000
	I-C4	0.809	-1211.100
	N-C4	0.801	-1145.600
	I-C5	0.797	-1130.500
	N-C5	0.795	-1082.700
Hidrógeno	H2	3.5	-296.800

(*) Hydrocarbon Processing Dic 73, Página 68

ANEXO 5

RENDIMIENTO DE LOS PRODUCTOS EN PLATFORMING PARA EL CASO DE AMPLIACION

De acuerdo a los rendimientos obtenidos en la corrida de Prueba que se hizo en la unidad Unifining-Platforming en octubre de 1989 (Anexo 1 caso 1.3), se estima que los rendimientos de los productos en Platforming para el caso de ampliación es el que se muestra en la tabla 1.

TABLA 1

PRODUCTO	%VOL	%PESO
Gas Combustible	17.02	16.1
GLP	5.04	3.6
Nafta Reformada	76.23	80.3

En el Capítulo 4, se ha calculado que la carga a Platforming, para el caso de la ampliación, es 29719.9 lb/hr. Con los rendimientos mostrados en la tabla anterior, el flujo másico de cada producto será como se indica en la tabla siguiente.

TABLA 2

PRODUCTO	LB/HR
Gas Combustible	4784.9
GLP	1069.9
Nafta Reformada	23865.1

A partir de operaciones típicas de planta se estima que del total del Gas Combustible : 1914.0 lb/hr se obtendrán en el separador D-6 y 2870.9 lb/hr en el separador adicional (Anexo 9, figura 4), de los cuales 1900 lb/hr se usará como gas de reciclo a Unifining y el resto se derivará a la red de gas combustible.

ANEXO 6

CURVA EFV DE LA NAFTA REFORMADA A DIFERENTES PRESIONES

A partir de la curva de destilación ASTM de la Nafta Raformada obtenemos su curva EFV atmosférica, mediante los procedimientos y gráficos del TECHNICAL DATA BOOK de agosto de 1963

TABLA 1
DESTILACIÓN ASTM DE LA NAFTA REFORMADA

%VOL	T (°F)
PI	113.0
10	183.2
30	232.0
50	274.0
70	317.0
90	370.0
PF	435.2

API = 44.2

Sp-Gr = 0.8054

$K_{UOP} = 11.12$

Pendiente = $\frac{317 - 183.2}{60}$

Pendiente = 2.23 °F/%Destil.

De la figura 3B1.1

$$\text{Temp } 50\% \text{ EFV} = 274 + (-27) = 247^{\circ}\text{F}$$

Obtenemos las diferencias de temperatura para cada porción de la curva EFV, figura 3B1.2

TABLA 2

SEGMENTO DE CURVA	ΔT_{ASTM}	ΔT_{EFV}
0 - 10	70.2	33.0
10 - 30	48.8	29.0
30 - 50	42.0	23.0
50 - 70	43.0	22.0
70 - 90	53.0	27.0
90 - 100	65.2	27.0

La curva EFV atmosférica de la Nafta Reformada la vemos en la tabla 3.

TABLA 3

CURVA EFV DE LA NAFTA REFORMADA

%VOL	T (°F)
PI	162.0
10	195.0
30	224.0
50	247.0
70	269.0
90	296.0
PF	323.0

Usando la figura 3B3.1 determinamos la curva EFV a presiones mayores de un atmósfera, tabla 4.

TABLA 4
CURVAS EFV DE LA NAFTA REFORMADA(°F)

%VOL	14.7 PSIA	225 PSIA	261 PSIA	280 PSIA	308 PSIA
PI	162.0	455.0	477.0	486.0	505.0
10	195.0	477.0	498.0	509.0	529.0
30	224.0	498.0	522.0	527.0	547.0
50	247.0	516.0	534.0	541.4	558.0
70	269.0	549.0	549.0	555.8	570.0
90	296.0	565.0	581.0	570.2	585.0
PF	323.0	581.0	597.0	584.6	599.0
%VOL	318 PSIA	334 PSIA	357 PSIA	378 PSIA	410 PSIA
PI	514.0	522.0	536.0	545.0	559.0
10	534.0	543.0	554.0	563.0	574.0
30	552.0	558.0	570.0	577.0	590.0
50	563.0	572.0	581.0	588.0	599.0
70	574.0	583.0	592.0	599.0	608.0
90	588.0	595.0	604.0	610.0	622.0
PF	601.0	608.0	619.0	624.0	635.0

ANEXO 7

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DE PLATFORMING PARA EL CASO DE LA AMPLIACION

Básicamente los fluidos que tenemos en cuenta para la ampliación de Platforming tienen similares propiedades a los fluidos que se consideraron en el diseño original de esta unidad. Se puede calcular la caída de presión en los intercambiadores de calor y enfriadores atmosféricos, para el caso de ampliación, a partir de la caída de presión considerada en su diseño original UOP.

En las tablas 1 y 2 vemos la caída de presión en estos equipos de acuerdo a su diseño.

TABLA 1
CAIDA DE PRESION EN LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR
DE ACUERDO AL DISEÑO ORIGINAL UOP

(*)

INTERCAMBIADOR DE CALOR	FLUJO (lb/hr)		CAIDA DE PRESION (PSI)	
	Tubos	Casco	Tubos	Cascos
E-6	29509.0	29508.0	13.0	8.0
E-7	19545.0	29508.0	5.0	5.0
E-9	11712.0	87114.0	5.0	0.5
E-10	17977.0	18114.0	10.0	10.0

(*) Datos obtenidos de las Especificaciones de Proyecto de la Unidad Platforming de la compañía UOP

TABLA 2
CAIDA DE PRESION EN LOS ENFRIADORES ATMOSFERICOS
DE ACUERDO AL DISEÑO ORIGINAL UOP

(*)

ENFRIADOR	FLUJO (lb/hr)	CAIDA DE PRESION(PSI)
E - 8	29508.0	10.0
E - 11	17977.0	10.0
E - 12	9115.0	5.0

(*) Datos obtenidos de las Especificaciones de Proyecto de la Unidad Platforming de la compañía UOP

Las ecuaciones básicas que usaremos para tales cálculos son las siguientes

:

- Para estimar la caída de presión en el lado de los tubos usaremos la ecuación :

:

$$\Delta P_2 = \left(\frac{G_2}{G_1} \right)^8 \Delta P_1$$

- Para estimar la caída de presión en el lado del casco usaremos la ecuación

:

$$\Delta P_2 = \left(\frac{G_2}{G_1} \right)^{1.84} \Delta P_1$$

Si designamos a 1 como el caso del diseño original y a 2 como el caso de la ampliación, los valores de G_1 y ΔP_1 para cada intercambiador de calor están indicados en las tablas anteriores. Los flujos en los intercambiadores para el caso de la ampliación, se han calculado en el Capítulo 4. Entonces aplicando las ecuaciones indicadas, la caída de presión en los intercambiadores serán las mostradas en las tablas siguientes.

TABLA 3
CAIDA DE PRESION PREVISTA EN LOS INTERCAMBIADORES
DE CALOR EN LA AMPLIACION DE PLATFORMING

(*)

INTERCAMBIADOR DE CALOR	FLUJO (lb/hr)		CAIDA DE PRESION (PSI)	
	Tubos	Casco	Tubos	Cascos
E-6	60346.97	60346.97	47.10	29.80
E-7	41820.46	60346.97	15.60	18.7
E-9	18526.51 ^(*)	118500.0 ^(**)	15.60	0.85
E-10	23865.10	26849.00	16.70	20.6

(*) Es el flujo necesario por los tubos del intercambiador E-9 que transfiere a los fondos de la estabilizadora el calor requerido por el reboiler. Su calculo se explica en el análisis del intercambiador E-9.

(**) Se estima a partir de datos de diseño.

TABLA 4
CAIDA DE PRESION PREVISTA EN LOS ENFRIADORES
ATMOSFERICOS EN LA AMPLIACION A PLATFORMING

(*)

ENFRIADOR	FLUJO (lb/hr)	CAIDA DE PRESION(PSI)
E - 8	60346.97	36.20
E - 11	23865.10	16.70
E - 12	13682.90	10.4

ANEXO 8

CALCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DE PLATFORMING PARA EL CASO DE LA AMPLIACION

Los fluidos que se tienen en cuenta en la ampliación a Platforming básicamente tienen similares propiedades a los fluidos que se consideraron en el diseño original de esta unidad. Se puede calcular el Coeficiente Global de Transferencia de calor de los intercambiadores de Platforming, en la Ampliación, a partir de los Coeficientes Globales del diseño original.

Los coeficientes globales de diseño los mostramos en la tabla siguiente y el procedimiento de cálculo para el caso de Ampliación lo explicaremos calculando el coeficiente global para el intercambiador E-9.

TABLA 1
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE LOS INTERCAMBIADORES DE PLATFORMING DE ACUERDO AL DISEÑO ORIGINAL

INTERCAMBIADOR DE CALOR	Ud(BTU/hr.ft ² .°F)
E-6	57.1
E-7	71.1
E-9	20.0
E-10	33.3

Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de calor del intercambiador E-9 en la Ampliación

Para hacer este cálculo aplicaremos la siguiente fórmula

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_o} + r_o + r_w + r_i \left(\frac{A_o}{A_i} \right) + \frac{A_o}{h_i A_i}$$

Donde :

h_o = Conductancia promedio por unidad de superficie en el lado exterior de la tubería, BTU/hr ft² °F

h_i = Conductancia promedio por unidad de superficie en el lado interior de la tubería, BTU/hr ft² °F

r_o = Unidad de resistencia de incrustación sobre el lado exterior de la tubería en hr ft² °F/BTU

r_i = Unidad de resistencia de incrustación sobre el lado interior de la tubería en hr ft² °F/BTU

r_w = Unidad de resistencia de la pared de la tubería en hr ft² de superficie exterior del tubo °F/BTU

$$r_w = \frac{L_w}{K_w}$$

L_w = Espesor de la tubería

K_w = Conductancia térmica del material de la tubería

$\frac{A_o}{A_i}$ = Relación de superficie externa e interna de la tubería

De los datos de diseño del intercambiador E-9

- Area de superficie por casco = $46.50 \text{ m}^2 = 500.51 \text{ ft}^2$
- Número de tubos por casco = 64
- Número de cascos = 1
- Diámetro del casco (DI) = $400 \text{ mm} = 15.75 \text{ inch}$
- Tamaño de tubo = $19.05 \times \text{BWG} \#14 \times 6100$
- Arreglo de tubos = Cuadrado paso 25 mm
- Espacio entre bafles = 680 mm
- Corte de bafle = Vertical 25%
- Número de pasos por los tubos = 2

Se tiene los siguientes datos

$$L_w = 0.083 \text{ inch}$$

$$\frac{A_o}{A_i} = 1.284$$

$$K_w = 23 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$r_w = 0.083/12 \times 23 = 0.0003$$

De las especificaciones del proyecto de la compañía UOP :

$$r_o = 0.002 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

$$r_i = 0.001 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

Vamos a denotar al caso del diseño original con el número 1 y al caso de la ampliación lo denotaremos con el número 2.

Para el caso del diseño original se tiene :

$$\frac{1}{U_{d1}} = \frac{1}{h_{o1}} + r_o + r_w + r_i \left(\frac{A_o}{A_i} \right) + \frac{A_o}{h_{i1} A_i}$$

$$\frac{1}{U_{d1}} = \frac{1}{h_{o1}} + r_o + r_w + r_i \left(\frac{A_o}{A_i} \right) + \frac{A_o}{h_{i1} A_i}$$

$$\frac{1}{h_{o1}} + \frac{1.284}{h_{i1}} = 0.046416$$

Asumimos que $h_{o1} = h_{i1}$

En la ecuación anterior

$$\frac{1}{h_{o1}} + \frac{1.284}{h_{o1}} = 0.046416$$

Resolviendo $h_{o1} = h_{i1} = 49.21$

Se tiene las siguientes correlaciones

$$\frac{1}{h_{o2}} = \left(\frac{G_1}{G_2} \right)^{0.6} \frac{1}{h_{o1}}$$

$$\frac{1}{h_{i2}} = \left(\frac{G_1}{G_2} \right)^{0.6} \frac{1}{h_{i1}}$$

Reemplazando datos

$$\frac{1}{h_{o2}} = \left(\frac{87176}{118500} \right)^{0.6} \frac{1}{49.21}$$

$$h_{o2} = 59.16$$

$$\frac{1}{h_{i2}} = \left(\frac{11712}{18526.51} \right)^{0.6} \frac{1}{49.21}$$

$$h_{i2} = 71.02$$

En la ecuación inicial

$$\frac{1}{U_{d2}} = \frac{1}{h_{o2}} + r_o + r_w + r_i \left(\frac{A_o}{A_i} \right) + \frac{A_o}{h_{i2} A_i}$$

$$\frac{1}{U_{d2}} = \frac{1}{59.16} + 0.002 + 0.0003 + 0.001 * 1.284 + \frac{1.284}{71.02}$$

$$U_{d2} = 25.93$$

De igual manera se puede hacer el mismo cálculo para los otros intercambiadores, obteniéndose como resultado los mostrados en la siguiente tabla

TABLA 2
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE LOS
INTERCAMBIADORES DE PLATFORMING PARA EL CASO
DE AL AMPLIACION

INTERCAMBIADOR DE CALOR	Ud(BTU/hr ft ² °F)
E-6	84.93
E-7	104.76
E-9	25.93
E-10	40.84

ANEXO 9

CALCULO DE LA PRESION EN DISTINTOS PUNTOS DE PLATFORMING PARA EL CASO DE LA AMPLIACION

En el Capítulo 4 se calculó la caída de presión en los reactores y hornos. En el Anexo 7 se determinó la caída de presión en los intercambiadores de calor y enfriadores atmosféricos. A partir de estos datos podemos hallar la presión en diferentes puntos del sistema de reacción y del sistema de precalentamiento. Tales valores los resumimos en la figura 1.

De acuerdo al estudio realizado en este mismo capítulo es necesario un enfriador adicional, al que denominaremos E-801, en serie con el E-8, para que de esta manera los fluidos a la salida de este intercambiador, que se dirigen al separador D-5, estén a una temperatura de 100°F. Considerando que existe una caída de presión en el enfriador E-801 de 5 PSI, los fluidos a la salida de este estarán a una presión de 220 PSIA. A esta presión en el separador D-5 obtenemos un gas de reciclo pobre en hidrógeno, debido a la baja presión los hidrocarburos más livianos de la Nafta Reformada serán arrastrados por el gas de reciclo. Entonces es necesario llevar a este gas de reciclo a niveles de presión que nos aseguren la riqueza de hidrógeno requerida en éste. Un esquema que consideramos el más apropiado para cumplir este fin, es comprimir los gases del separador D-5 hasta una presión de 435 PSIA (estimado de acuerdo al diseño original de la UOP) , enfriarlos luego en un enfriador adicional, al que denominaremos E-1301 donde consideraremos una caída de presión de 5 PSI. Así mismo se deberá incrementar la presión del líquido que sale por los fondos de este separador, hasta 430 PSIA. Luego unir ambas corrientes y enviarlas hacia otro separador adicional que denominaremos D-501. Los gases que se obtienen de este separador adicional serán ricos en hidrógeno. Parte de este gas se usará como gas de reciclo a Platforming, para ello deberá ser comprimido hasta una presión de 600 PSIA en una segunda etapa de compresión.

El esquema explicado más arriba gráficamente se muestra en la figura 2.

Hay que notar que la presión de descarga de la bomba y del compresor, se ha calculado teniendo en cuenta la caída de presión en el intercambiador E-10, para que la carga a la estabilizadora ingrese a los niveles de presión de operación de la estabilizadora de acuerdo a su diseño.

En la sección de estabilización, la estabilizadora debe de operar a condiciones de presión y temperatura establecidas, por ello se ha tenido en cuenta de que la bomba tenga una presión de descarga necesaria de tal manera que la alimentación a la estabilizadora llegue con la presión requerida. Las presiones se muestran en la figura 3.

En la figura 4 se muestra un esquema general de todo el proceso, indicándose las presiones en diferentes puntos.

FIGURA 1

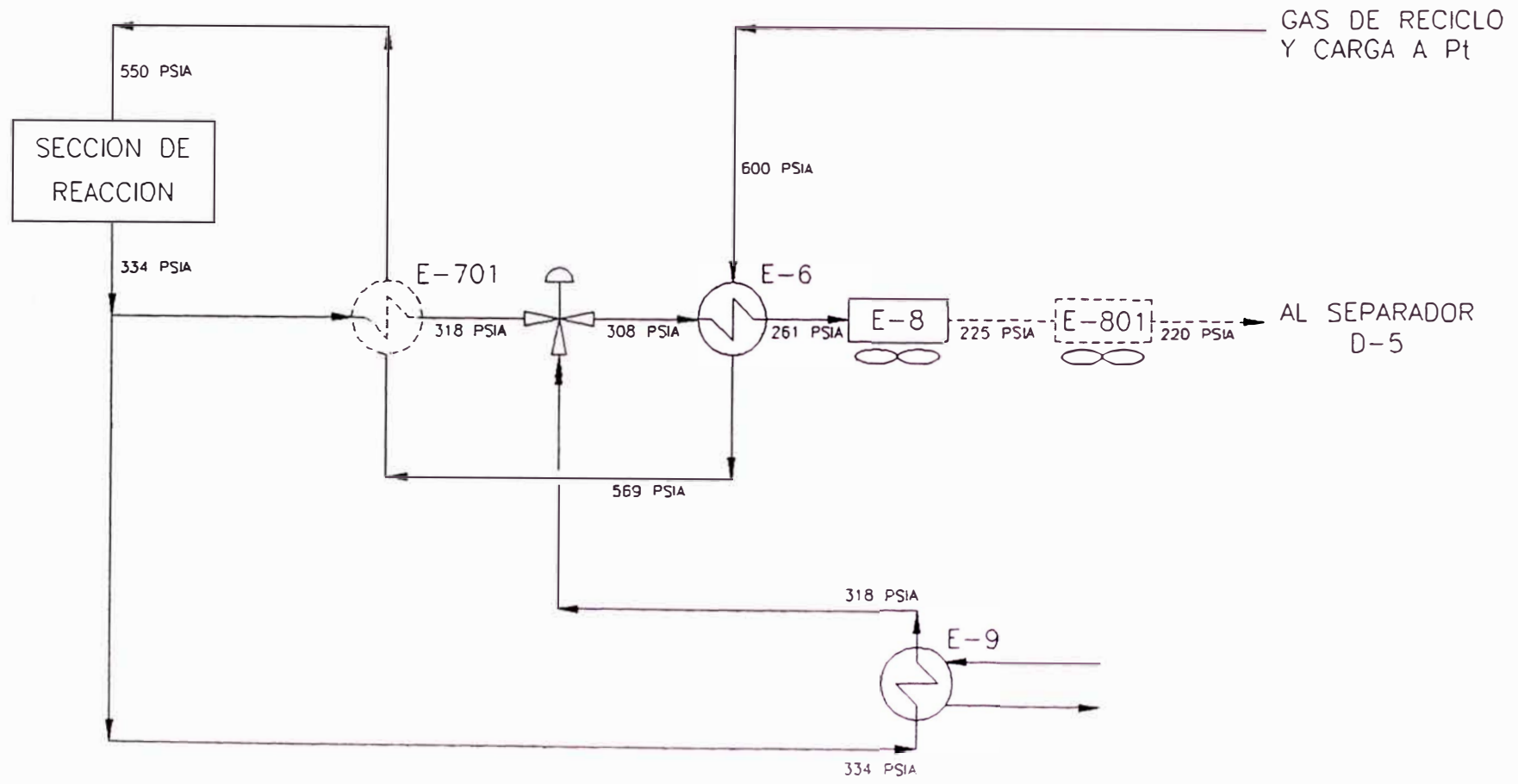
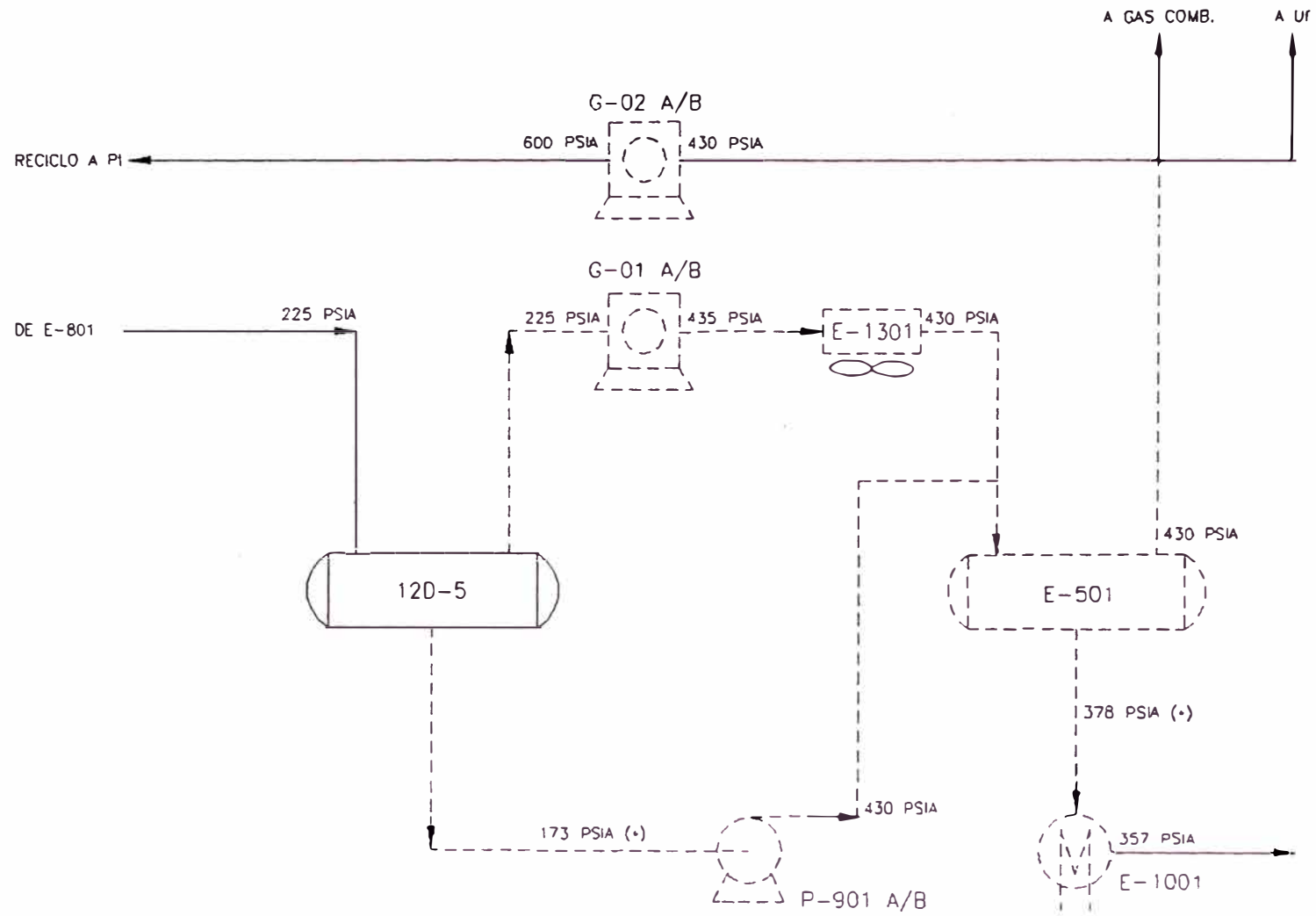


FIGURA 2



(*) Se estima una caída de presión en el líquido de 52 psi, a partir de los datos de diseño

FIGURA 3

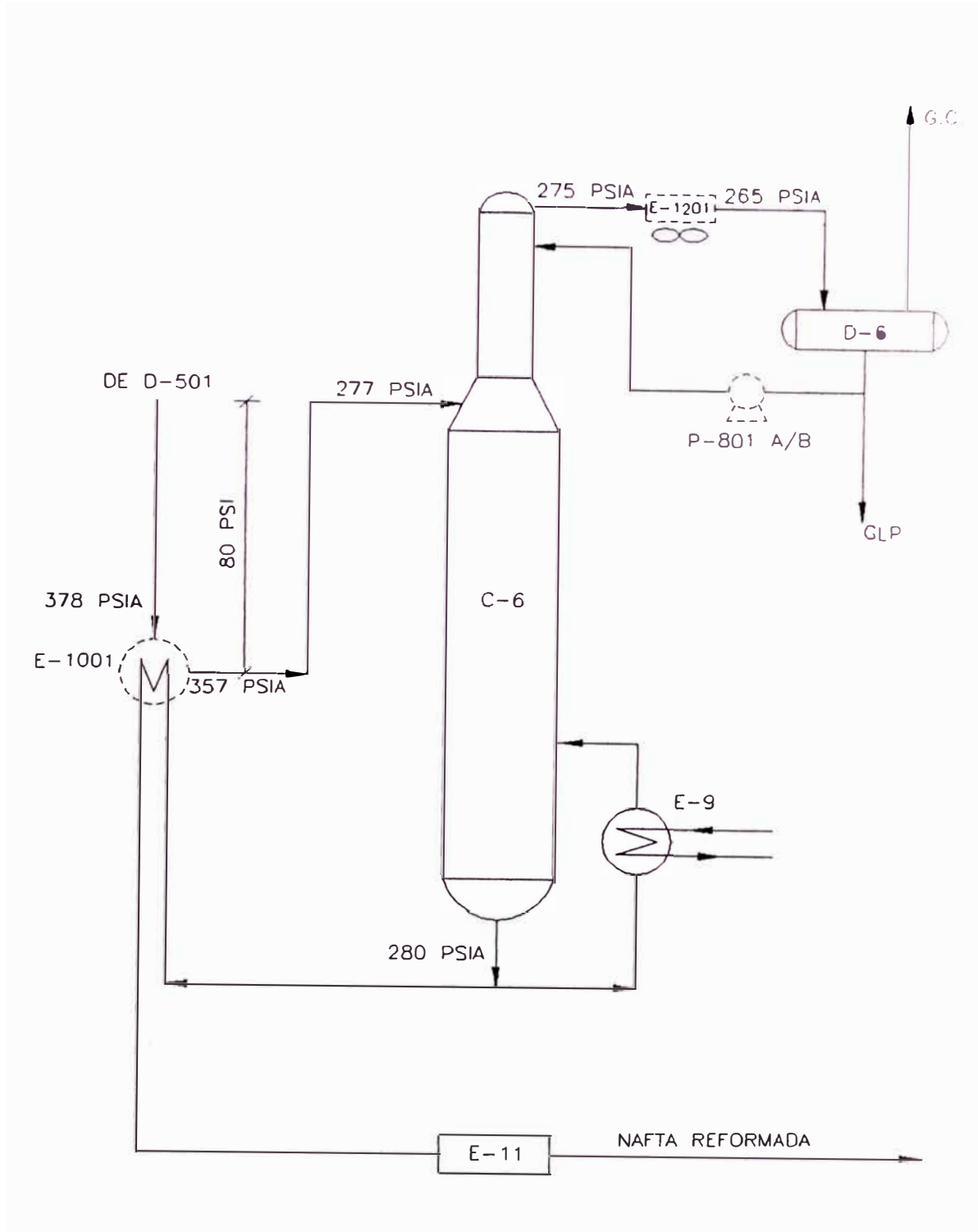
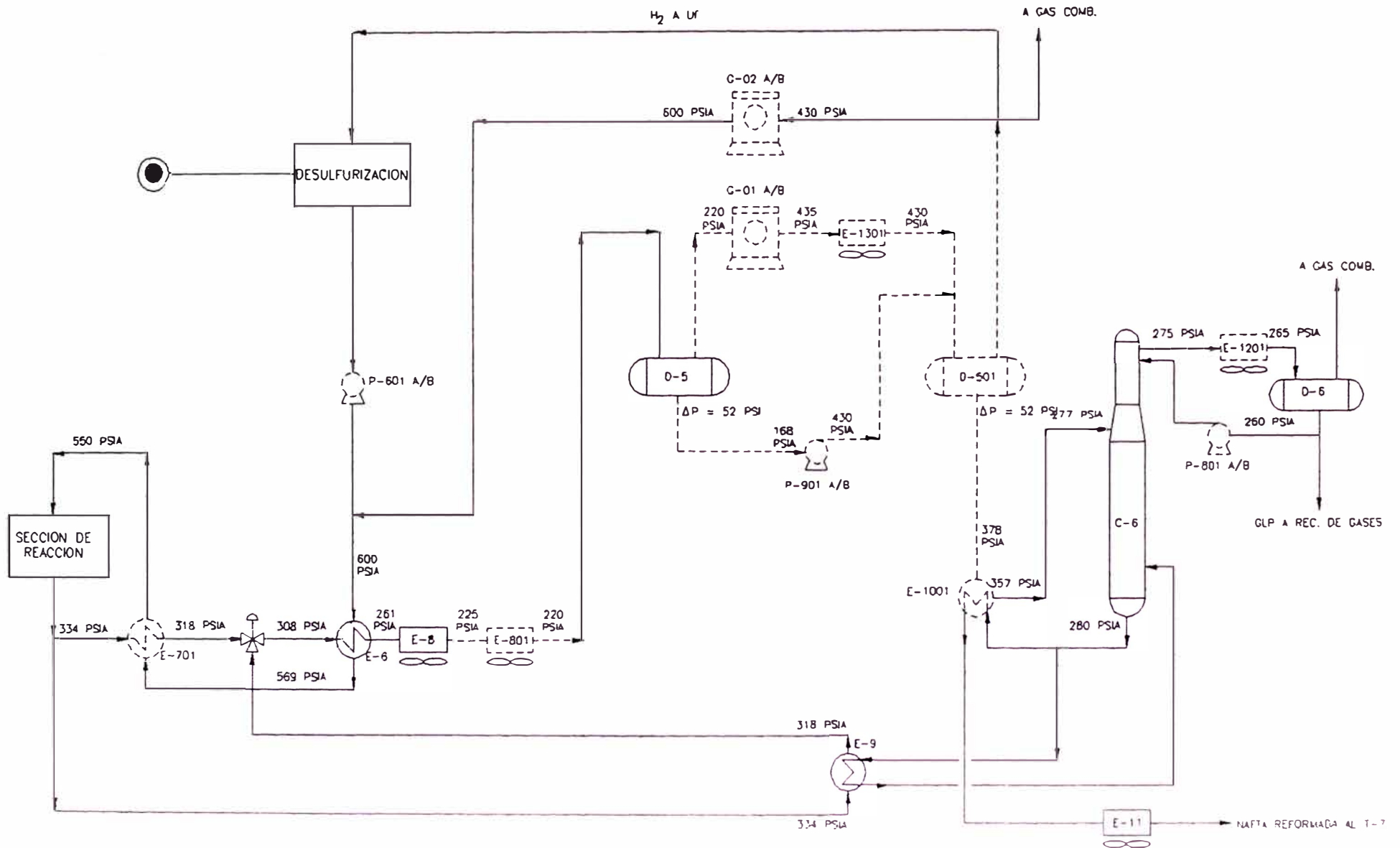


FIGURA 4



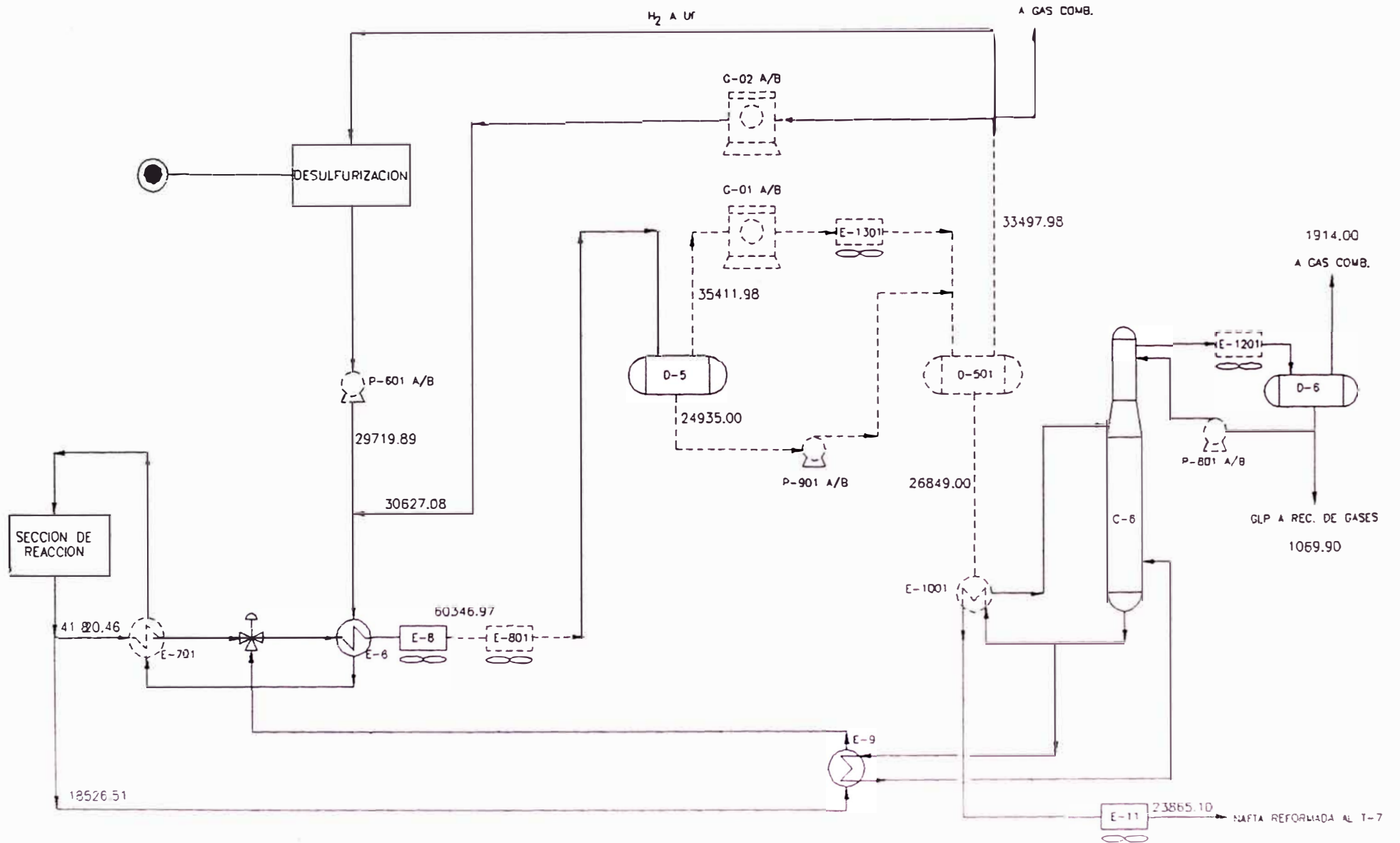
ANEXO 10

BALANCE DE MATERIA EN PLATFORMING EN LA AMPLIACION

En el punto c del Capítulo 4 se calculó el flujo másico de la carga y gas de reciclo que ingresa a Platforming. Cuando analizamos el intercambiador E-9 determinamos el flujo másico a través de los tubos de éste. Asimismo en el Anexo 5 determinamos los rendimientos de los productos en Platforming para el caso de ampliación.

Con los datos que hacemos referencia en el párrafo anterior hacemos un balance de materia, indicando en figura siguiente el flujo másico en distintos puntos de la unidad, en la ampliación a Platforming.

FIGURA 1
 BALANCE DE MATERIA
 (lb/hr)



vii. BIBLIOGRAFIA

1. EL PETROLEO - REFINO Y TRATAMIENTO QUIMICO
TOMOS I Y II
Pierre Wuithier
Edición 1971

2. INGENIERIA DE PROYECTOS PARA PLANTAS DE PROCESOS
H.F. Rase y M.H. Barrow
Cuarta impresión - Octubre 1977

3. PRINCIPIOS Y CALCULOS BASICOS DE LA INGENIERIA QUIMICA
David M. Himmelblau
Novena impresión - Mayo 1986

4. OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA
Robert E. Treybal
Segunda Edición

5. PROBLEMAS DE INGENIERIA QUIMICA
OCON/TOJO
Tercera Edición - 1982

6. PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
Donald Q. Kern
Decimonovena impresión - Agosto 1986

7. TECHNICAL DATA BOOK PETROLEUM REFINING
American Petroleum Institute
Secound Edition 1970

8. PETROLEUM REFINERY ENGINEERING
Nelson W. L.
Mc Graw Hill
9. MANUAL DE RICHADSON Y LUMMUS
10. DATA BOOK ON HYDROCARBONS
Maxwell J.R.
Princeton 1950
11. ADVENCES IN CATALYTIC REFORMING
Vladimir Haensel y G.E. Addinson
VII Congreso Mundial de Petróleo 1968
12. ESTIMATIONS MANUAL OF EQUIPEMENT AND INSTALATION COSTS
John S. Page (Gulf Publishing Co)
Biblioteca RELAPASA
13. PROJECT SPECIFICATIONS - UOP PLATFORMING PROCESS
Biblioteca RELAPASA
14. PLATFORMING OPERATIONS HANDBOOK
UOP Inc.
Octubre 1988
15. UOP PLATFORMING PROCESS TRAINING
UOP Inc.
Febrero 1995
16. MANUAL DE OPERACIONES DE LA UNIDAD UNIFINING-
PLATFORMING DE REFINERIA LA PAMPILLA.
División de Operaciones 1994

17. REFORMACION CATALITICA Y DESULFURIZACION CATALITICA
Refineria La Pampilla - 1974

18. DATOS DE LA CORRIDA DE PRUEBA EN LA UNIDAD UNIFINING-
PLATFORMING EN OCTUBRE DE 1989
Refinería La Pampilla 1989
División Técnica

19. CURSO DE TECNOLOGIA DE LA REFINACION
FLUJO DE FLUIDOS
PETROPERU S.A.

20. CURSO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR
PETROPERU S.A.
Agosto 1985

21. CURSO DISEÑO MECANICO DE HORNOS Y CALDEROS
PETROPERU S.A.
Octubre 1979

22. HOW TO ESTIMATE HEAT EXCHAGERS
OIL AND GAS JOURNAL
January 18, 1960-VOL. 58, NO. 3

23. LO BASICO DE LA REFORMACION
PETROLEO INTERNACIONAL
Enero-Febrero 1993

24. REVISTA CHEMICAL ENGINEERING
Julio 1991, Diciembre 1992, Mayo 1993

25. REVISTA HYDROCARBON PROCESSING
Setiembre 1992

26. ESTIMATING PROCESS EQUIPMENT COSTS
CHEMICAL ENGINEERING
Noviembre 21, 1988