



# **UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**“ESTUDIO PARA IDENTIFICAR EL POTENCIAL  
DE RECUPERACIÓN DE CORRIENTES DE  
DESFOGUE ÁCIDO EN UN SECTOR DE  
HIDRODESULFURACIÓN EN UNA REFINERÍA”**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**P R E S E N T A:**

**RODRIGO BRAVO HUIZAR**



**MÉXICO, D.F.**

**2011**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

**JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:**                   **Profesor: M. EN I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ**  
**VOCAL:**                           **Profesor: ING. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA**  
**SECRETARIO:**               **Profesor: DR. JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE**  
**1er. SUPLENTE:**           **Profesor: ING.MAYO GINES MARTÍNEZ KAHN**  
**2° SUPLENTE:**               **Profesor:ING. VICENTE ROSAS GÓMEZ**

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

**TORRE DE INGENIERÍA, UNAM**

**ASESOR DEL TEMA:** \_\_\_\_\_

**DR. JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE**

**SUPERVISOR TÉCNICO:** \_\_\_\_\_

**ING. GUILLERMO GARZA PUIG**

**SUSTENTANTE:** \_\_\_\_\_

**RODRIGO BRAVO HUIZAR**

## **AGRADECIMIENTOS:**

A México por el orgullo de ser mexicano.

A la Universidad Nacional Autónoma de México

y a la Escuela Nacional Preparatoria No. 9, por la oportunidad de estudiar en sus aulas, el orgullo de ser universitario y tantas maravillosas experiencias vividas y amistades hechas en esta mi alma máter.

Al Dr. Fernando Barragán, por la oportunidad de formar parte de su equipo de trabajo, y asesoramiento durante la realización de este trabajo.

A los maestros José Antonio Ortiz y Agustín Texta por su atención y comentarios a este trabajo.

A los compañeros de La Torre de Ingeniería especialmente a los ingenieros María Aurelia Flores, Vicente Rosas, Baltazar Miranda y Luis Mendiola.

Y en especial al Ingeniero Guillermo Garza Puig, por su asesoría, interés y apoyo para la realización de esta tesis.

Y al Ingeniero Gil Cortez del IMP, por su valioso tiempo, y asesoría

A todos ustedes Gracias!!!!

## **DEDICATORIAS:**

A Dios por su infinito amor, paciencia, sus dones y la maravillosa familia y amigos que ha puesto en mi camino, y estar siempre a nuestro lado en las penas y en las alegrías, por darme el aliento y la fuerza para seguir en todo momento. Gracias Dios mío!!!

A mis papas Socorro y Rodrigo por su amor, confianza, cariño, enseñanzas, regaños, y buen ejemplo.

A mi hermano Víctor por su gran cariño y ser un maravilloso hermano.

A mis abuelitos Austrobertha y Manuel Por su gran amor y apoyo a lo largo de todos estos años.

A mi abuelita Victoria (†)

A mi abuelito Daniel (†)

Mi tía Tere (†)

Mi tío Mario (†)

A Cynthia por su cariño y amistad, y creer en mí a lo largo de todos años, por ser mi gran amiga y apoyo desde la prepa y por todos los buenos momentos que hemos vivido juntos desde entonces.

A Maru, tantas veces llamada a mi lado, que al cabo se ha vuelto mi hermana, por aguantarme y brindarme su amistad.

A Paco, por su valiosa amistad y todas las buenas charlas desde política y religión hasta literatura de alto nivel.

A Mary, Jorge, Heysol, Eliza, Martha y todos los amigos de las piedras y la facultad, por tantos momentos gratos y su amistad que no tiene precio.

A Mónica, Mario (Panda), Mario (Koala) e Isma, por su amistad, apoyo y buenos momentos a lo largo de estos años.

A Ely, por sus porras, confianza y sincera amistad.

Y por Supuesto a Marisol, por su grandiosa amistad y compartir conmigo desde un regaño, hasta una palabra de aliento, en el momento indicado para concluir este trabajo.

A los grandes maestros que han contribuido en mi formación en especial a La Dra. Claudia García Aranda por su amistad y apoyo, al Dr. Ricardo Martínez Galicia, al Maestro Mayo Gines Martínez Khan, y al maestro Arturo Jiménez Ruiz.

A todos ellos a los que se fueron, a los que están y a los que vendrán, muchas gracias.

*¡México, Pumas, Universidad!*

*¡Goya!, ¡Goya!, ¡¡Cachun, Cachun, Ra, Ra, Goooya Universidad!!!*

*¡Hasta La Victoria Siempre!*

*Henos aquí, igual que en las grandes historias, las que realmente importan, llenas de oscuridad y de constantes peligros. Ésas de las que no quieres saber el final, porque ¿cómo van a acabar bien? ¿Cómo volverá el mundo a ser lo que era después de tanta maldad como ha sufrido? Pero al final, todo es pasajero. Como esta sombra, incluso la oscuridad se acaba, para dar paso a un nuevo día. Y cuando el sol brilla, brilla más radiante aún. Esas son las historias que llenan el corazón, porque tienen mucho sentido, aun cuando eres demasiado pequeño para entenderlas. Pero creo, que ya lo entiendo. Ahora lo entiendo. Los protagonistas de esas historias se rendirían si quisieran. Pero no lo hacen: siguen adelante, porque todos luchan por algo.*

# **“Estudio para identificar el potencial de recuperación de corrientes de desfogue ácido en un sector de hidrodeshulfuración de una refinería”**

<b>1. Objetivo.</b>	1
<b>2. Introducción.</b>	2
2.1 Desarrollo Sustentable y Mecanismos de Desarrollo Limpio	2
2.2 El Azufre como contaminante	5
2.3 El Azufre como materia prima	6
2.4 Sistemas de Recuperación	7
<b>3. Marco Teórico</b>	9
3.1 Refinación del Petróleo	9
3.2 Descripción del proceso de refinación en México.	10
3.3 Procesos adicionales de Refinación:	12
a) Hidrotratamiento	12
b) Reformación de nafta	13
c) Isomerización	14
d) Desintegración Catalítica Fluida (FCC)	14
e) Alquilación	15
f) Éteres	15
g) Fondo de barril	16
h) Lubricantes	17
i) Endulzamiento y Recuperación de Azufre	17
3.4 Descripción del proceso de Hidrodeshulfuración	18
3.5 Descripción de cada unidad del sector de Hidrosulfuración	21

a) Planta Recuperadora de Azufre	21
1. Química del Proceso	26
2. Descripción del Flujo	28
b) Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos	31
1. Sección de acondicionamiento de la carga	32
2. Sección de reacción	33
3. Sección de estabilización y lavado cáustico	34
c) Planta Hidrodesulfuradora de Naftas	35
d) Unidad Reformadora de Naftas	37
1. Sección de carga y reacción	38
2. Sección de de compresión de hidrógeno	39
3. Sección de estabilización	40
e) Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos	42
1. Tratamiento con DEA	43
2. Tratamiento cáustico	43
3. Fraccionamiento de ligeros	44
4. Fraccionamiento de pesados	44
5. Sección de tratamiento con DEA (Girbotol)	44
f) Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios I y II	47
1. Sección de reacción	48
2. Sección de agotamiento	49
3. Sección de fraccionamiento	49
g) Hidrodesulfuradora de diesel	50

<b>4.Caso de estudio</b>	52
4.1 Refinería de estudio	52
4.2 Corrientes que integran el sistema de Desfogue Actual	54
4.3 Análisis de las corrientes que integran el cabezal de Desfogue Ácido	62
4.4 Posibles Usuarios del Gas Ácido a Recuperar:	71
a) Opción 1: Planta de Recuperación de Azufre I	71
b) Opción 2: Planta de Recuperación de Azufre II	75
c) Opción 3: Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, Sector de Tratamiento con DEA (Unidad Girbotol)	77
<b>5.Análisis de Resultados</b>	84
<b>6. Conclusiones</b>	87
<b>7. Referencias</b>	89
<b>8. Anexos</b>	92
I. Diagrama de Balance del Sistema de Desfogue Actual, Sector de Hidrodesulfuración (A-101)	92
II. Corriente de Gas Ácido a Recuperar (Corriente 34) (Balance de masa y determinación de la temperatura)	94
III. Diagrama de Flujo del Proceso. Recuperación de Gas Ácido, Sector de Hidrodesulfuración Opción 1(A-102)	112
IV. Diagrama de Flujo del Proceso. Recuperación de Gas Ácido, Sector de Hidrodesulfuración Opción 2(A-103)	114
V. Diagrama de Flujo del Proceso. Recuperación de Gas Ácido, Sector de Hidrodesulfuración Opción 3(A-104)	116
VI. Memoria de cálculo: Estimación de la caída de presión empleando una fórmula empírica, opción 1 y 2	118

VII. Memoria de cálculo: Estimación de la caída de presión empleando una fórmula empírica, opción 3	123
VIII. Memoria de cálculo: Cálculo de Compresor de Gas Ácido GB-101	128
IX. Memoria de cálculo: Cálculo de Cambiador de Calor EA- 101	137
X. Memoria de cálculo: Estimación de CO de la planta de Azufre	149
XI. Esquemas y Diagramas de Procesos de Refinación.	151
<b>9. Glosario</b>	<b>159</b>

## Símbolos y Abreviaturas:

$\dot{M}$	Flujo másico
$\dot{V}$	Flujo volumétrico
$\dot{n}$	Flujo molar
$\Delta H$	Diferencia de entalpía
°C	Grados Celsius
°F	Grados Fahrenheit
°R	Grados Rankine
atm	Atmósfera
BHp	Caballo de Fuerza al Freno
BPD	Barriles por día
C <sub>1</sub>	Metano
C <sub>2</sub>	Etano
C <sub>3</sub>	Propano
C <sub>4</sub>	Butano
C <sub>5</sub>	Pentano
C <sub>6</sub> + P	Hexano más hidrocarburos pesados.
C <sub>6</sub>	Hexano
Ca	Caudal
Condiciones PEMEX	1kgf/cm <sup>2</sup> abs y 20°C
Cp	Capacidad Calorífica a presión constante
cp	Centipoise
D	Diámetro
DE	Diámetro externo de tubo
DI	Diámetro interno de tubo
DS	Desarrollo Sustentable
E	Equipo
E. de T.	Equipo de Transferencia de Calor
ft	Pies
ft <sup>2</sup>	Pies cuadrados

ft <sup>3</sup> /día	Pies cúbicos por día
gpm	Galones por minuto
HC	Hidrocarburos
Hp	Caballo de Fuerza
hr	Hora
i- C <sub>5</sub>	Iso-pentano
lbf/in <sup>2</sup> man	Libra fuerza sobre pulgada cuadrada “manométrica”
i-C <sub>4</sub>	Iso- butane
i-C <sub>6</sub>	Iso-hexano
In	Pulgada
K	Kelvin
kg	Kilogramo
kg/día	Kilogramos por día
kg/m <sup>3</sup>	Kilogramo sobre metro cúbico
kgf/cm <sup>2</sup> abs	Kilogramo Fuerza sobre centímetro cuadrado “absoluto”
kgf/cm <sup>2</sup>	Kilogramo Fuerza sobre centímetro cuadrado
kgf/cm <sup>2</sup> man	Kilogramo Fuerza sobre centímetro cuadrado “manométrico”
kgmol	Kilogramo-mol
kJ/mol	Kilojoule sobre mol
kJ/mol °C	Kilojoule sobre mol grado centígrado
kW	Kilowatts
L	Longitud
L.B.	Límite de Batería
lb	Libra
lb/día	Libras por día
lb/ft s	Libra sobre pie segundo
lb/ft <sup>3</sup>	Libra sobre pie cúbico
lbf/in <sup>2</sup>	Libra fuerza sobre pulgada cuadrada
lbmol	Libramol
m	Metro

$m^2$	Metro cuadrado
$m^3/\text{día}$	Metro cúbico por día
$m^3/\text{min}$	Metros cúbicos por minuto
mm	Milímetros
$Mm^3$	Miles de metros cúbicos
$Mm^3/\text{día}$	Miles de metros cúbicos por día
Mo	Molibdeno
mol	Mol
n-C <sub>4</sub>	n-Butano
n-C <sub>5</sub>	n-Pentano
n-C <sub>6</sub>	n-Hexano
Pa	Pascal
$P_{\text{abs}}$	Presión absoluta
$P_{\text{atm}}$	Presión atmosférica
$P_c$	Presión Crítica
PM	Peso molecular
$P_{\text{man}}$	Presión manométrica
ppmv	Partes por millón volumen
psia	Psia (Libra sobre pulgada cuadrada)
psig	Psig (Libra sobre pulgada cuadrada "manométrica")
std	A condiciones estándar (varía según la planta)
$T_c$	Temperatura Crítica
W	Watt
$\Delta P$	Caída de presión
$\Delta P_s$	Caída de presión en coraza
$\Delta P_T$	Caída de presión en tubos
$\rho$	Densidad
$Q$	Calor
$W$	Trabajo
$y_i$	Fracción mol del componente "i" (gases)
Z	Factor de compresibilidad

## Siglas y Acrónimos

ASTM	American Society for Testing Materials (Sociedad Americana para Pruebas y Materiales)
BWG	Birmingham Wire Gauge (Calibre para láminas y alambre)
CER	Certificados de Emisiones Reducidas
DEA	Di-Etanol-Amina
FCC	Fluid Catalytic Cracking (Desintegración Catalítica Fluida)
GEI	Gas de Efecto Invernadero
HDD	Hidrodeshulfuradora de Diesel
HDS	Hidrodeshulfuración
IVA	Impuesto al Valor Agregado
L.P.	Licuado de petróleo
LPG	Gas licuado de petróleo
MDL	Mecanismos de Desarrollo Limpio
MTBE	Metil-tert- butil- éter
PEMEX	Petróleos Mexicanos
PSA	Pressure Swing Adsorber (Unidad Purificadora de Hidrógeno)
RON	Research Octane Number (Octanaje o índice de Octano)
TAME	Tert-amil metil éter
TGTU	Unidad Tratadora de Gas Cola

## 1. OBJETIVO

Desarrollar el estudio de identificación del potencial de recuperación de corrientes de desfogue ácido en el Sector de Hidrodesulfuración de una refinería, para ser empleadas en dicho sector.

La selección de las corrientes se realizará en función de sus características de composición y flujo.

Para la recuperación e integración de las corrientes de desfogue ácido del Sector de Hidrosulfuración que actualmente son enviadas al quemador elevado QE-01, se busca un proceso que permita la reutilización de dichas corrientes, el cual puede ser parte de la actual configuración de la refinería de estudio o una incorporación nueva al esquema actual de la refinería.

### **Alcance:**

Estudio realizado en función de los datos disponibles para el sector de hidrodesulfuración de una refinería en México.

Para el estudio de recuperación de corrientes de desfogue ácido, los posibles usuarios receptores, deben pertenecer al sector de hidrodesulfuración de la refinería de estudio.

## 2. INTRODUCCIÓN

### **2.1 Desarrollo Sustentable y Mecanismos de Desarrollo Limpio<sup>(19),(22)</sup>**

Actualmente el desarrollo tecnológico, económico y el crecimiento poblacional, demandan una cantidad impresionante de materias primas y energía, por ende la disposición de energéticos y materias primas derivadas del petróleo es fundamental como motor del crecimiento económico de un país, tal es el caso de México, nación que dispone de yacimientos de petróleo y gas natural como parte de sus recursos naturales no renovables.

Ante tal panorama resulta claro que el desarrollo industrial se ha convertido en el propulsor de la economía moderna, sin embargo el vertiginoso desarrollo industrial es también considerado como causa de la cada vez mayor deterioro de la biosfera, como es el caso de la llamada contaminación atmosférica a través de emisiones de agentes contaminantes tales como CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, los cuales son generados en: fábricas, transportes que funcionan con combustibles fósiles, centros generadores de electricidad, así como plantas y complejos petroquímicos, entre otras fuentes, todas ellas de origen antropogénico, es decir derivadas de las actividades humanas.

Es importante señalar que la contaminación atmosférica es considerada como principal promotora del actual cambio climático y el calentamiento global, como es el caso de los gases de efecto invernadero (GEI) concretamente el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), estos gases son generados en diversos procesos industriales, ante tal problemática diversos sectores de la sociedad incluyendo gobiernos de varios países del mundo buscan e implementan soluciones conjuntas que buscan combatir el cambio climático, la contaminación atmosférica y el deterioro de la biosfera.

Ante esta situación la comunidad mundial ha buscado alternativas para frenar el calentamiento global así como las consecuencias derivadas del mismo en el ámbito ambiental, económico y por ende social, esto es se busca impulsar un

Desarrollo Sostenible, es decir el bienestar social en comunión con el medio ambiente y la bonanza económica.<sup>(25)</sup>

En esta categoría surgen convenios mundiales como el protocolo de Kioto<sup>(17)</sup>, acuerdo internacional que tiene como objetivo combatir el cambio climático a través de la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), como son el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), metano (CH<sub>4</sub>) y óxido nitroso (N<sub>2</sub>O), así como la reducción de gases industriales fluorados: Hidrofluorocarbonos (HFC), Perfluorocarbonos (PFC) y Hexafluoruro de azufre (SF<sub>6</sub>). El objetivo buscado es la reducción global de emisiones, de al menos un 5.2 % respecto a las emisiones registradas en 1990, en el periodo que va de 2008 a 2012.<sup>(17)</sup>

Dentro de las medidas para el control y reducción de emisiones surgidas a raíz del protocolo de Kioto surge el concepto de Mecanismo de Desarrollo Limpio por medio de los cuales se pretende definir proyectos viables en los aspectos ambiental, social y económico de manera simultánea, representando así una alternativa para reconciliar dichos aspectos en las actividades humanas.

Por medio de este sistema los países industrializados proporcionan a los países en vías de desarrollo los fondos económicos y la tecnología para ejecutar proyectos enfocados en la reducción de emisiones, promoviendo al mismo tiempo el desarrollo sostenible y la reducción o la progresiva absorción de emisiones nocivas. Los países industrializados también podrán realizar conjuntamente estos proyectos, en cuyo caso el mecanismo se denominaría “Aplicación Conjunta”.

Otro mecanismo de descontaminación surgido a través del protocolo de Kioto son los Bonos Verdes también llamados Bonos de Carbono<sup>(17)</sup>, mecanismo que tiene como finalidad la reducción de gases de efecto invernadero (GEI), a través de ofrecer incentivos económicos para empresas privadas que regulen las emisiones generadas por sus procesos industriales, hecho que propicia una mayor calidad ambiental; este mecanismo también considera el derecho a emitir CO<sub>2</sub> como un bien canjeable con un precio establecido en el mercado, de tal forma que un bono de carbono se define como el derecho a emitir una tonelada de carbono. La

transacción de bonos de carbono permite por lo tanto disminuir la generación de gases de efecto invernadero, beneficiando a las empresas que disminuyen la emisión o no emiten dióxido de carbono y obligando a pagar a aquellas empresas que generen más de lo permitido.

Para el caso de otros contaminantes atmosféricos, las reducciones de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), se miden en toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente a través de un potencial de calentamiento global, dichas reducciones se traducen en Certificados de Emisiones Reducidas (CER). Un CER es equivalente a una tonelada de CO<sub>2</sub> que se deja de emitir a la atmósfera y puede ser vendida en el mercado de bonos de carbono a países altamente industrializados llamados “países Anexo I” de acuerdo a la nomenclatura del protocolo de Kioto.

Dado que los bonos de carbono son un esfuerzo por reducir las emisiones a la atmósfera que provocan el cambio climático, entre los tipos de proyectos que pueden aplicar una certificación CER, están mejoramiento de eficiencia energética de procesos, generación de energía renovable, forestación etc.

Para cumplir los acuerdos del protocolo de Kyoto, para reducir los gases de efecto invernadero (GEI) los países industrializados están financiando proyectos de captura o abatimiento de estos gases en países en vía de desarrollo, acreditando tales disminuciones y considerándolas como si hubiesen sido hechas en su territorio. Y al mismo tiempo favorecen el desarrollo económico de los países anfitriones al generar condiciones óptimas de inversión extranjera así como al recibir tecnología por parte de naciones más industrializadas. Las compañías que necesiten aumentar las emisiones por encima de su límite deberán de comprar créditos a otras compañías que contaminen por debajo del límite que marca el número de créditos que le ha sido concedido, de tal forma que la transferencia de créditos es entendida como una compra, en la cual el comprador “paga una cantidad de dinero por contaminar” y el vendedor se ve recompensado por reducir sus emisiones a la atmósfera, esta dinámica es conocida como mercado de bonos de carbono.

El comercio de derechos de emisión es visto como un enfoque más eficiente que la transacción o la regulación directa por parte de gobiernos y autoridades centrales, además la mayoría del dinero generado por este sistema se destina a actividades enfocadas en el cuidado del medio ambiente.

En el caso de nuestro país Pemex<sup>(21)</sup> es la empresa, que se encarga de la explotación y manejo del petróleo y gas natural, como parte de su compromiso con la sociedad y el medio ambiente la empresa busca incorporar mecanismos de desarrollo limpio que impulsen el desarrollo sustentable de la paraestatal en beneficio de la nación mexicana.

## **2.2 El Azufre como contaminante.**<sup>(24)</sup>

Entre los contaminantes atmosféricos también encontramos el azufre, el cual es emitido a la atmósfera como dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ), aunque no es considerado como un gas de efecto invernadero como el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ); este gas proviene de la combustión del carbón que posee azufre y de emisiones provenientes de fábricas, centrales eléctricas, y vehículos a base de carbón o combustibles derivados del petróleo, el  $\text{SO}_2$  es considerado como uno de los principales contaminantes de la atmósfera y causante de padecimientos como bronquitis y agravamiento de enfermedades respiratorias, cardiovasculares e incluso la muerte siendo los grupos más vulnerables los niños y los ancianos.

También existe el problema de la lluvia ácida, al interaccionar con vapor de agua el  $\text{SO}_2$  emitido por fábricas, centrales eléctricas y automotores que queman carbón o aceite, se oxida formando ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), paralelamente los óxidos de nitrógeno también se combinan con la humedad del aire formando la lluvia ácida o deposición húmeda, la cual es nociva para las plantas y dado su carácter corrosivo representa un peligro para monumentos y estructuras.

Otras veces, aunque no llueva, van cayendo partículas sólidas con moléculas de ácido adheridas este fenómeno es conocido como deposición seca; en su forma seca, la deposición ácida puede ser inhalada por los seres humanos y causar problemas de salud a algunas personas.

Los contaminantes que pueden formar la lluvia ácida pueden recorrer grandes distancias, trasladados por los vientos antes de precipitar con el rocío, lluvia, nieve o la niebla normales del lugar en que se precipitan, volviéndose ácidos al combinarse con dichos gases residuales.

Por ello con el objeto de reducir las emisiones de  $\text{SO}_2$  a la atmósfera de procesos como el endulzamiento (desulfuración) de gas y condensados amargos a niveles acordes con los estándares nacionales e internacionales, Pemex busca modernizar la infraestructura de control de emisiones de azufre a través de los más avanzados desarrollos tecnológicos.

### **2.3 El Azufre como materia prima.** <sup>(9)</sup>

Es importante señalar que el azufre es vital como materia prima para muchos procesos principalmente la producción de ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), empleado para fabricación de baterías, la fabricación de pólvora y en vulcanización del caucho, también es empleado como fungicida y en las industrias del papel, de tratamiento del acero, de extracción de metales no ferrosos, fotográfica, y en la elaboración de explosivos y de manufactura de fertilizantes.

Los Sulfitos se emplean para blanquear el papel y las cerillas. El Tiosulfato de Sodio ( $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ ) o Amonio ( $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ ) se emplea en la industria fotográfica como “fijador” ya que disuelve el bromuro de plata ( $\text{AgBr}$ ), y el sulfato de magnesio ( $\text{MgSO}_4$ ) tiene diversos usos como laxante, exfoliante, o suplemento nutritivo para plantas.

Respecto al ácido sulfúrico este es ampliamente empleado para diversas aplicaciones como:

a) La industria de los fertilizantes para la producción del ácido fosfórico, que a su vez se utiliza para fabricar materiales fertilizantes como el superfosfato triple y los fosfatos de mono y diamonio. Aproximadamente el 60% del ácido sulfúrico es empleado en este campo.

b) En la refinación del petróleo en procesos como la alquilación y purificación de destilados de crudo y como medio de reacción en procesos químicos orgánicos y petroquímicos involucrando reacciones como nitraciones, condensaciones y deshidrataciones.

c) En la producción de pigmentos como óxido de titanio (IV), ácido clorhídrico y fluorhídrico.

d) En la extracción de metales ferrosos y para el tratamiento del acero, cobre, uranio y vanadio y en la preparación de baños electrolíticos para la purificación y plateado de metales no ferrosos.

e) Manufactura de explosivos, plásticos y fibras.

f) Procesos textiles, fibras químicas y tratamiento de pieles y cuero.

En cuanto a los usos directos, probablemente el uso más importante es el sulfuro que se incorpora a través de la sulfonación orgánica, particularmente en la producción de detergentes.

Por último es importante señalar que la producción de ácido sulfúrico, es un indicador del nivel industrial y económico de un país y los recientes incrementos a nivel mundial en la tonelada de esta sustancia a impulsado nuevos proyectos para su producción mediante fuentes minerales, reciclaje y mejoras a los procesos de refinación de petróleo crudo con alto contenido de azufre.

#### **2.4 Sistemas de Recuperación <sup>(13)</sup>**

Por todo lo anterior resulta fundamental, la incorporación de procesos que resulten viables y sostenibles económica, social y ambientalmente en aquellos campos orientados en la producción y generación de bienes y servicios, como es el caso de la industria de la extracción de crudo y en el área de la petroquímica. En este campo una alternativa consiste en el uso de sistemas de recuperación, los cuales

son sistemas cerrados asociados al sistema de desfogue perteneciente a los complejos petroquímicos.

La finalidad de un sistema de recuperación es recolectar el fluido relevado y proporcionar el tratamiento adecuado, para recuperar sustancias de alto valor económico, o convertir en productos menos riesgosos para la salud, el ambiente y las instalaciones mismas.

Para su tratamiento las corrientes de desfogue se dividen en 3 tipos:

1. Desfogue de Baja.
2. Desfogue de Alta.
3. Desfogue Ácido.

La terminología “de Baja” y “de Alta” se relaciona a la presión asociada a las corrientes de desfogue, mientras que el término Desfogue Ácido se refiere a corriente que presentan determinada cantidad de H<sub>2</sub>S y de CO<sub>2</sub> compuestos que le dan el carácter de ácido a dichas corrientes.

El tipo de corrientes de interés en el presente trabajo son las corrientes de desfogue ácido, como se mencionó anteriormente el carácter contaminante del H<sub>2</sub>S y del CO<sub>2</sub> es notable, pero también la gama de aplicaciones y la importancia industrial del azufre como materia prima, por ello la presente investigación se enfoca en analizar la posibilidad de recuperación de corrientes de carácter ácido en el sector de hidrosulfuración de una refinería, dicho análisis se hará desde una perspectiva técnica y económica.

De ser viable la recuperación de estas corrientes de desfogue de forma total o parcial, se generará un impacto ambiental positivo y por ende social, al tiempo que la recuperación y reutilización de corrientes permite mejorar el proceso, y al mismo tiempo obtener una materia prima (azufre) al reutilizar compuestos en la refinería, que originalmente serían enviados al quemador elevado (QE-01) lo cual implica un beneficio económico para la refinería.

### 3. MARCO TEÓRICO

#### **3.1 Refinación del Petróleo.** <sup>(1), (11)</sup>

La refinación del petróleo consiste en una serie de procesos por medio de los cuales es posible obtener una gama de productos entre los que encontramos: combustibles, ceras (parafinas), lubricantes, aceites minerales, asfaltos y petroquímicos como las olefinas empleados como materias primas en otros procesos como es el caso de la industria del plástico, de todos estos productos probablemente el más importante es la gasolina, debido a su empleo como combustible en motores de combustión y por ende en el área del transporte, tal y como sucede en México.

El proceso por medio del cual se obtiene la gasolina es complejo y de acuerdo al tipo de crudo a procesar puede presentar variaciones.

El lugar donde el petróleo crudo se transforma en derivados comerciales como la gasolina se conoce como refinería, toda refinería es diseñada en función de las características del crudo a tratar pero conservando una capacidad para tratar una gama amplia de crudos.

Cada refinería posee su propio y único esquema del proceso, él cual está determinado por el equipo disponible, costos de operación y demanda de producto, de tal forma que no existen dos refinerías idénticas en sus operaciones, debido a que el modelo óptimo de flujo para una refinería viene dictaminado por condiciones económicas y del tipo y cantidad de crudo disponible.

Para la disposición comercial de la gasolina es importante que la cantidad de azufre sea la adecuada de acuerdo a la legislación correspondiente así como las características técnicas de los motores en que será empleada, al igual que el octanaje, donde la especificación del producto final debe de ser superior a 80 RON.

### **3.2 Descripción del proceso de refinación en México.**

El petróleo crudo está compuesto por una gama de subproductos, los cuales son empleados como materias primas de alto valor agregado, y como combustibles, por si solo el petróleo crudo es empleado en ocasiones como combustible, por lo cual es fundamental la extracción y separación de los diferentes componentes del crudo, dicha separación se logra mediante un proceso llamado “destilación fraccionada”, esta función está destinada a las refinerías, centro de transformación y sector clave de la industria petrolera.

Hoy en día el término refino se reviste de tres operaciones:

- Separación de los productos petrolíferos unos de otros, y la destilación del crudo.
- Depuración de los productos petrolíferos unos de otros, sobretodo su desulfuración.
- Síntesis de hidrocarburos nobles mediante nuevas combinaciones de átomos carbono y de hidrógeno, obtenidos por el efecto conjugado de temperatura, presión y catalizadores apropiados. En esta categoría se encuentran procesos como: deshidrogenación, isomerización y ciclado.

Previo al proceso de refinación el petróleo es depositado en tanques de almacenamiento, en donde permanece varios días para sedimentar y drenar el agua que normalmente contiene, para posteriormente mezclarse con otros crudos sin agua y ser bombeado a la planta para su refinación.

El primer proceso que aparece en una refinería es la destilación, proceso fundamental pues permite realizar una separación de los hidrocarburos en función de sus diferentes puntos de ebullición.

Una vez trasladado el crudo a la refinería el primer paso en el proceso de refino es la destilación atmosférica<sup>1</sup>. El crudo de petróleo se calienta en un horno y se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde

---

<sup>1</sup> Ver Figura XI.1 y XI.2, para ver esquemas generales

aprovechando la diferente volatilidad de los componentes se separa en: butanos y gas húmedo más ligero, todo el intervalo de gasolinas no estabilizadas, nafta pesada, queroseno, gasóleo ligero y pesado y crudo de cabeza llamado también residuo atmosférico que corresponde a los componentes más pesados que no llegaron a evaporarse. El crudo de cabeza se envía a la torre de vacío<sup>2</sup> en la que se extrae el gas-oil (gasóleo) de vacío, dejando como producto residual el residuo de vacío. El gasóleo de vacío es empleado como materia prima en otros procesos dentro de la refinería, como las plantas de desintegración catalítica FCC para lograr la conversión de este producto a otros ligeros de mayor valor económico. En este proceso, el petróleo se separa en fracciones que después de procesamientos adicionales, dan origen a productos de alta demanda como son el gas LP, la gasolina, turbosina, diesel y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales, todos estos productos deben de cumplir con una serie de especificaciones que aseguren su comportamiento satisfactorio.

En un principio el enfoque de las especificaciones en los productos derivados del petróleo, eran de carácter técnico, como es el caso del número de octano de la gasolina o el punto de humo del queroseno, sin embargo ante el panorama ambiental actual, el cambio climático y la lluvia ácida, producto de emisiones de contaminantes a la atmósfera, las consideraciones de protección ambiental han incorporado muchos más requerimientos, por ejemplo en el caso de la gasolina al limitar el contenido de azufre (compuesto que al quemarse, produce dióxido de azufre que al pasa a la atmósfera se oxida, y al mezclarse con el agua da origen a la lluvia ácida), benceno, olefinas y aromáticos, otra especificación importante es la presión de vapor la cual debe limitarse para reducir las emisiones evaporarías en los automóviles y gasolineras, dentro de las especificaciones incluso se requiere la presencia de compuestos oxigenados que favorecen la combustión completa en los motores automotrices.

---

<sup>2</sup> Ver Figura XI.3 y XI.4, para ver esquemas generales

### **3.3 Procesos adicionales de Refinación:**

Además de la destilación atmosférica y al vacío, entre otros procesos de refinación tenemos: el hidrotratamiento, la reformación de nafta, la isomerización, la desintegración catalítica fluida (FCC), la alquilación, el endulzamiento y recuperación de azufre, el procesamiento de gas natural y los procesos de fondo de barril.

#### **a) Hidrotratamiento**

El hidrotratamiento se utiliza para eliminar alrededor del 90 % de los contaminantes, como nitrógeno, azufre, metales e hidrocarburos insaturados (olefinas), de las fracciones de petróleo líquidas, como la gasolina de destilación directa. Como se mencionó actualmente en los combustibles se reducen los compuestos de azufre para evitar daños ambientales por lluvia ácida así como evitar corrosión en los motores de combustión. Para tal propósito diversas fracciones que se obtienen en la destilación atmosférica y al vacío se someten al proceso de hidrodesulfuración<sup>3</sup>, llamado así por estar basado en el uso de hidrógeno, el cual reacciona con los compuestos de azufre presentes en los hidrocarburos para formar ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y compuestos orgánicos; este compuesto, posteriormente mediante el proceso de recuperación de azufre se convierte en azufre elemental sólido con una importante aplicación industrial. Durante la hidrodesulfuración ocurren reacciones adicionales que permiten completar el tratamiento al eliminar compuestos nitrogenados, convertir las olefinas en compuestos saturados y reducir el contenido de aromáticos.

El proceso también cuenta con un sistema de separación para eliminar los compuestos ligeros ( $H_2$ ,  $H_2S$  e hidrocarburos ligeros) del diesel así como un sistema de recirculación. Es importante señalar que el  $H_2S$  al ser inhibidor de las reacciones de HDS (Hidrodesulfuración) y envenenar el catalizador debe ser removido constantemente. Este proceso requiere de altas temperaturas y presiones, y la conversión se realiza en un reactor químico con un catalizador

---

<sup>3</sup> Ver Figura XI.5 y XI.6, para ver esquema general.

constituido por un soporte de alúmina impregnada con molibdeno, níquel y cobalto.

El sistema de reacción típicamente consta de reactores empacados de tres fases: una fase líquida (gasóleo), la fase gas ( $H_2$  y  $H_2S$ ) y una fase sólida constituida por el catalizador. Este sistema opera a co-corriente, es decir, la fase líquida y gas fluyen en la misma dirección mientras la masa del catalizador se mantiene fija.

Entre los factores de los que depende el nivel de hidrodesulfuración además de la temperatura y presión se encuentran la fracción de petróleo a tratar, su composición y tipos de compuestos de azufre presente, la selectividad y actividad del catalizador empleado así como la relación hidrocarburo/hidrógeno y el diseño del proceso.

Otros procesos de importancia dentro de esta investigación son la reformación de nafta y la isomerización.

### ***b) Reformación de nafta<sup>4</sup>***

Los cortes de nafta obtenidos por destilación directa presentan un número de octano muy bajo (45 a 55) para cualquier tipo de petróleo, sin embargo los automóviles modernos requieren números de octano de 80 a 100, por lo cual es necesario modificar la estructura química de los compuestos que integran las naftas, para ello se emplea el proceso de reformación.

En este proceso mediante condiciones de alta temperatura y presión moderada, se promueven reacciones catalíticas con la finalidad de generar compuestos de mayor octano como son los aromáticos y las isoparafinas. Las reacciones son promovidas por catalizadores basados en alúmina como soporte de metales activos (platino-renio o platino-estaño), en el caso de la refinería de estudio se emplea un catalizador de platino-renio soportado en sílica-alúmina. Simultáneamente durante las reacciones se produce hidrógeno, mismo que es empleado en los procesos de hidrotratamiento en la misma refinería.

---

<sup>4</sup> Ver Figura XI.7 y XI.8, para ver esquemas generales.

### **c) Isomerización**<sup>5</sup>

Los isómeros son moléculas con el mismo tipo y cantidad de átomos, pero con diferente estructura en su formación, en el caso de las parafinas o alcanos que son hidrocarburos con la fórmula general  $C_nH_{(2n+2)}$  existe una gran variedad de estructuras; si la cadena de carbono es lineal, el compuesto se denomina parafina normal, y si la cadena es ramificada, el compuesto es una isoparafina.

Dentro de las parafinas que forman parte de las gasolinas, las isoparafinas tienen mayor número de octano que las parafinas normales, por lo tanto para mejorar la calidad de la gasolina las parafinas normales se convierten en isoparafinas a través de reacciones de isomerización. Estas reacciones son promovidas por medio de un catalizador de platino soportado en alúmina.

Por medio de destilación la corriente de nafta se separa en dos cortes, ligero y pesado; el corte ligero está constituido por moléculas de cinco y seis átomos de carbono, y es alimentado al proceso de isomerización, mientras que el pesado, con moléculas de siete a once átomos de carbono, es la carga del proceso de reformación anteriormente descrito.

### **d) Desintegración Catalítica Fluida (FCC)**

Otro proceso importante en la refinería moderna para producir gasolina es la desintegración catalítica fluida, este es un proceso de conversión de hidrocarburos pesados presentes en los gasóleos de vacío, que permite producir gasolina aumentando así el rendimiento de ésta en las refinerías y disminuir la producción de residuales.

Este proceso se basa en la descomposición de moléculas de alto peso molecular, reacción que se promueve por un catalizador sólido con base en zeolitas en presentación pulverizada, mismo que se incorpora a los hidrocarburos de carga en un reactor de tipo tubular con flujo ascendente. A la salida del reactor el catalizador es separado de los productos de la reacción por medio de ciclones, y

---

<sup>5</sup> Ver Figura XI.9 y XI. 10 , para ver esquemas generales

el coque que se genera y adhiere al mismo debido a las altas temperaturas de reacción se quema en un equipo especial antes de recircularse al reactor

En la FCC son producidos además de gasolina productos más ligeros como gas seco (metano y etano) y fracciones de 3 a 5 átomos de carbono, de carácter olefínico, empleadas como materia prima en la producción de éteres y gasolina alquilada en procesos posteriores de la refinería; también es generado el aceite cíclico ligero que es un producto pesado rico en aromáticos, el cual se procesa en las hidrotratadoras de la fracción diesel; así como el aceite decantado que se incorpora al combustóleo.

### ***e) Alquilación***

Este proceso es una síntesis por medio de la cual se unen olefinas ligeras: propileno y/o butenos producidos durante la desintegración catalítica (FCC), con isobutano. El resultado de la síntesis recibe el nombre de alquilado o gasolina alquilada, producto constituido por componentes isoparafínicos cuyos puntos de ebullición se ubican dentro del intervalo de la gasolina.

La alquilación es un proceso catalítico que requiere de un catalizador de naturaleza ácida fuerte, para este propósito es empleado ácido fluorhídrico o ácido sulfúrico.

Anteriormente este proceso tenía como objetivo producir combustible aplicable a aviones, actualmente su objetivo es producir una fracción con alto octano y características ambientales: bajas presión de vapor y reactividad fotoquímica, que la convierten hoy en día, en uno de los componentes más importantes de la gasolina reformulada.

### ***f) Éteres***

Para lograr reducir las emisiones de monóxido de carbono e hidrocarburos no quemados en los vehículos con motor de gasolina, se agrega a este combustible componentes que contienen oxígeno en su estructura, como es el caso de los éteres.

En nuestro país los componentes oxigenados más empleados en la formulación de gasolinas son el MTBE (metil-tert- butil- éter) y en menor grado el TAME (tert-amil metil éter). Estos compuestos se dosifican en la gasolina para obtener un contenido de oxígeno de 1 a 2% en peso, por otra parte su alto número de octano contribuye con el desempeño del combustible en los motores.

Estos éteres se obtienen en las refinerías a partir de alcohol metílico, producido en los complejos petroquímicos, y de las olefinas ligeras producidas en los procesos de desintegración catalítica FCC. Reduciendo con su producción la presencia de olefinas ligeras que contribuyen a la formación de ozono en la atmósfera, en la gasolina.

#### ***g) Fondo de barril***

Debido a la cada vez mayor disponibilidad relativa de crudo pesado, con alto contenido de azufre y metales, así como bajos rendimientos de destilados, es necesario el contar con unidades de proceso que permitan modificar estos rendimientos para producir combustibles con calidad ecológica. En México, esta tendencia se justifica por la necesidad de procesar cada vez mayores cantidades de crudo tipo Maya.

Este tipo de procesos se les llama en su conjunto procesos de fondo de barril, y constituyen hoy en día una sección específica en la mayoría de las refinerías.

Entre las opciones de procesamiento, se tienen las orientadas a la producción de combustóleo de bajo contenido de azufre utilizando hidrotreatmento de residuos, también se empiezan a generalizar los esquemas de alta conversión basados en hidrodésintegración profunda o en coquización para aumentar el rendimiento de destilados a expensas de la desaparición del combustóleo. Dentro de esta categoría también está el proceso de reducción de viscosidad, orientado a la autogeneración de diluyentes del combustóleo para reducir el uso de destilados valiosos que también se usan para este propósito.

### ***h) Lubricantes***

Los lubricantes juegan un papel fundamental, pues evitan que el contacto continuo entre partes móviles de una máquina provoque esfuerzos por fricción que puedan llevarla a un mal funcionamiento e inclusive a su destrucción.

La materia prima para obtener las bases de lubricantes es el residuo de la destilación atmosférica del petróleo, el cual se re-destila a condiciones de vacío para generar cortes específicos que se denominan: especialidades, neutro ligero y neutro. En otro proceso de desasfaltización del residuo de vacío por extracción con solventes, se generan cortes adicionales que se denominan: neutro pesado, pesado y cilindros. Los cortes lubricantes requieren de un procesamiento posterior que involucra plantas de desaromatización y de desparafinación, para ajustar los índices de viscosidad, es decir la variación de la viscosidad del lubricante con la temperatura, esta propiedad define la calidad de un lubricante. En este proceso es producido simultáneamente parafina.

### ***i) Endulzamiento y Recuperación de Azufre<sup>6</sup>***

Finalmente dentro del esquema general de refinación tenemos el endulzamiento y recuperación de azufre procesos importantes durante la presente investigación. El gas que se separa durante la destilación atmosférica y el gas resultante de los procesos de hidrodesulfuración presentan ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), por lo tanto la eliminación de este ácido es indispensable para evitar emisiones de azufre durante el quemado de gas como combustible de la propia refinería. El proceso de separación de  $H_2S$  de los gases se denomina endulzamiento, este proceso está basado en la absorción en soluciones acuosas de aminas; la solución rica en sulfhídrico se regenera por agotamiento con vapor para recircularse a la absorción, mientras el  $H_2S$  separado se procesa en unidades donde primeramente se realiza una combustión parcial del mismo para generar una proporción adecuada de  $H_2S$  y  $SO_2$ , que enseguida se hace reaccionar catalíticamente para generar azufre elemental.

---

<sup>6</sup> Ver Figura XI.11 y XI.13 y XI.14, para esquemas generales

Además de los procesos hasta ahora mencionado dentro del esquema global de refinación también se encuentran: el procesamiento de gas natural y los procesos petroquímicos enfocados en obtener derivados para la producción de compuestos químicos, bases de diversas cadenas productivas por ejemplo producir etileno a partir del etano recuperado del gas natural.

### 3.4 Descripción del proceso de Hidrodesulfuración. (2), (4), (19)

A continuación se presenta una descripción del sector de hidrodesulfuración de la refinería de estudio, mismo que es mostrado en el diagrama 3.1.

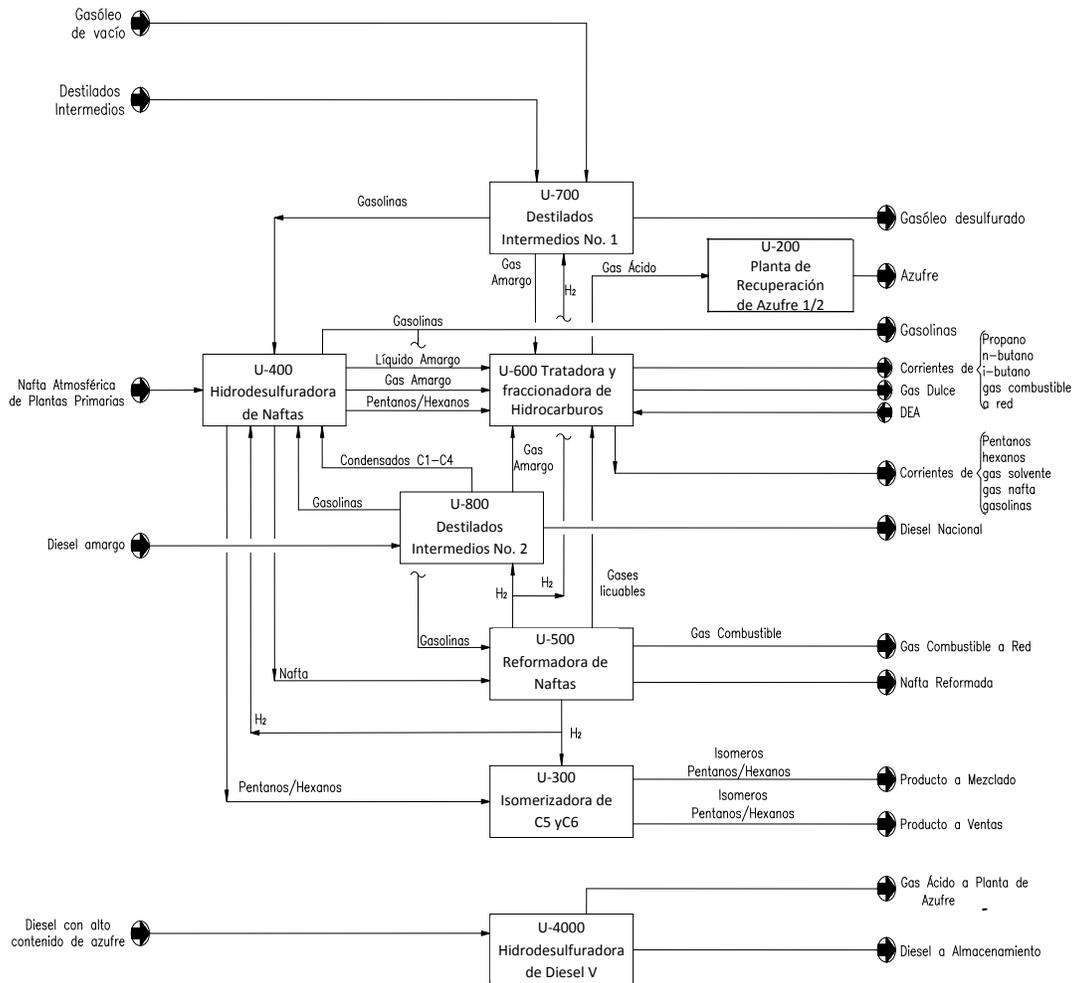


Diagrama No. 3.1  
INTEGRACIÓN DE PLANTAS DEL SECTOR DE  
HIDRODESULFURACIÓN

El Sector de Hidrodesulfuración tiene cinco corrientes de alimentación que serán tratadas a lo largo del proceso, las cuales son:

- Nafta atmosférica de plantas primarias.
- Destilados intermedios de límite de batería (L.B.).
- Gasóleo vacío de L.B.
- Diesel con alto contenido de azufre.
- Diesel Amargo.

Adicionalmente el sector recibe una corriente de DEA, que es empleada en la unidad Tratadora y fraccionadora de Hidrocarburos.

Comenzaremos la descripción del Sector de Hidrodesulfuración, con la unidad Hidrosulfuradora de Naftas (U-400). Esta planta es alimentada directamente por la corriente de nafta atmosférica de plantas primarias, así como por corrientes de gasolina procedentes de las unidades de Hidrodesulfuración de Destilados intermedios I y II (U-700 y U-800), condensados de hidrocarburos (C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>) de la U-800 e hidrógeno procedente de la planta reformadora de Naftas (U-500). En la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas, son producidas corrientes de gasolina, estas corrientes son enviadas a la U-500 para ser reformadas, y a los límites de batería. En la unidad U-400 también son producidas corrientes de líquido y gas amargo, las cuales son enviadas a la unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos (U-600), para su tratamiento con Di-Etanol-Amina (DEA). También es producida una corriente de nafta que alimenta la planta Reformadora de Naftas U-500. Finalmente en la unidad U-400 se producen corrientes de pentanos y hexanos que son enviadas a la Isomerizadora de Pentanos y Hexanos (U-300) y a la Unidad de Tratamiento y Fraccionamiento U-600.

Como se mencionó la Unidad Reformadora de Naftas (U-500) es alimentada por una corriente de nafta y una de gasolinas, ambas provenientes de la U-400, estas corrientes son reformadas para obtener cinco corrientes principales, una de ellas es enviada al sistema o red de gas combustible. La nafta reformada es enviada a

los límites de batería y los gases licuables son enviados a tratamiento en la U-600. Por último en la unidad U-500, son producidas dos corrientes de hidrógeno, una de las cuales es enviada a las plantas de Destilados Intermedios U-700 y U-800; la otra corriente de hidrógeno se separa en dos para alimentar las unidades U-400 y U-300.

La corriente de pentanos y hexanos procedente de la U-400 alimenta la unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos, junto con hidrógeno procedente de la unidad U-500, para obtener isómeros de pentanos y hexanos que son dirigidos a mezclado y ventas ya en los límites de batería.

En la unidad de Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos U-600 se llevan a cabo varios procesos distintos, primero las corrientes amargas provenientes de la Hidrodesulfuradora de Naftas U-400, y la Unidades de Destilados Intermedios U-700 y U-800 son tratadas con DEA proveniente de los límites de batería, la única corriente ácida se trata en la Planta de Tratamiento Cáustico, de esta planta es enviado todo el producto a la planta de Fraccionamiento de Ligeros. En esta última planta son producidos propano, n-butano, i-butano y gases combustibles que posteriormente son enviadas a los límites de batería. La planta de tratamiento con DEA produce una corriente que será tratada cáusticamente, y dos corrientes, una de gas dulce enviada a los límites de batería, y la otra de gas ácido directo a la Planta de Recuperación de Azufre.

Dos corrientes provenientes de la U-400, son fraccionadas en la unidad U-600 para producir: pentanos, hexanos, gas solvente, gas nafta y gasolinas, todos estos compuestos son enviados a los límites de batería.

La Unidad de Destilados Intermedios I (U-700) es alimentada por Gasóleo de vacío y destilados intermedios procedentes de los límites de batería, estas corrientes son procesadas con Hidrógeno proveniente de la Reformadora de Naftas U-500. En esta planta son obtenidas gasolinas que alimentan a la U-400, gas amargo para la U-600 y una corriente de gasóleo desulfurado que es enviada al límite de batería.

En el caso de la Unidad de Destilados Intermedios II (U-800), está recibe Diesel amargo proveniente de los límites de batería, así como Hidrógeno procedente de la U-500 para producir gasolinas y condensados C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> para la U-400, también produce gas amargo, que es enviado para tratarse en la U-600 y diesel nacional, el cual es enviado a límites de batería.

Otra unidad de tratamiento presente en este sector es la Hidrodesulfuradora de Diesel Profunda (HDD-V), la cual recibe Diesel con alto contenido de azufre proveniente de límites de batería y produce diesel a almacenamiento con un contenido de 0.05% de azufre. En esta unidad también es producida una corriente de gas ácido la cual es enviada a la planta de recuperación de azufre.

Finalmente en este sector se encuentra la planta de recuperación de azufre, a la cual es enviado el azufre eliminado en las diferentes unidades del Sector de Hidrodesulfuración con la finalidad de convertir el ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) contenido en las corrientes gaseosas efluentes en azufre.

### ***3.5 Descripción de cada unidad del sector de Hidrodesulfuración***

A continuación se presenta una descripción de las plantas que integran el sector de hidrodesulfuración, omitiendo en la presente investigación la planta de aguas amargas.

#### ***a) Planta Recuperadora de Azufre*** <sup>(2), (23)</sup>

La recuperación y conversión de gases agrios se realiza en dos etapas. La primera es un proceso térmico que se produce en un horno de diseño especial, a temperaturas que oscilan entre 900 y 1,300°C. Aquí se logra una conversión de hasta el 70% en peso del azufre ingresado como carga a la unidad.

Una segunda etapa de recuperación se logra mediante la utilización de reactores catalíticos que completan la reacción y permiten elevar la conversión a niveles superiores del 96% sobre la carga original.

La Unidad de Recuperación de Azufre (U-200) tiene como finalidad reducir la contaminación del aire consecuencia de emisiones de azufre a la atmósfera, y producir un azufre de grado comercial.

La planta consiste de dos Unidades de Recuperación de Azufre Claus idénticas tanto en equipo como en instrumentación y un Incinerador. La recuperación de azufre es de 99.8% del azufre elemental y el gas que sale del incinerador contendrá un máximo de 250 ppmv SO<sub>2</sub>.

La Unidad Claus está diseñada para recuperar azufre brillante de grado comercial a partir del regenerador de amina y de las corrientes de gas de salida del agotador de agua amarga. Los compuestos de azufre residual que salen en la corriente de gas de cola (tail gas) de la unidad Claus son tratados posteriormente en la Unidad Tratadora del Gas Cola (TGTU) o se oxidan dando dióxido de azufre en el incinerador (SO<sub>2</sub>).

La unidad está diseñada para procesar gas ácido de amina y gas ácido del agotador de agua amarga proveniente de la Planta Hidrodesulfuradora de Diesel (HDD) y producir 84.525 toneladas de azufre al día con una pureza de 99.8%. Como se menciona anteriormente la planta cuenta con dos trenes, cada uno diseñado al 50% de la capacidad total, por su parte la TGTU consta de un solo tren diseñado al 100% de la capacidad nominal.

A continuación se muestran las características de las corrientes de alimentación de la planta U-200:

<b>Gas Ácido de la Unidad de Amina</b>	
Flujo ( $\text{Sm}^3/\text{dia}$ )	60,912
Presión ( $\text{kgf}/\text{cm}^2 \text{ man}$ )	0.633
Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	54
Componente ( $\text{kg-mol/hr}$ )	
Ácido Sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ )	96.252
Metano ( $\text{C}_1$ )	0.019
Etano ( $\text{C}_2$ )	0.008
Propano ( $\text{C}_3$ )	0.001
Butano ( $\text{C}_4$ )	0.003
Pentano ( $\text{C}_5$ )	0.001
Hidrógeno ( $\text{H}_2$ )	0.082
Amoníaco ( $\text{NH}_3$ )	0.009
Agua ( $\text{H}_2\text{O}$ )	10.698
<b>TOTAL</b>	<b>107.073</b>

Tabla 3.1 Características de la corriente de gas ácido de la Unidad de Amina

Mientras que la corriente de gas ácido proveniente del agotador de agua amarga presenta las siguientes características:

<b>Gas Ácido del Agotador de Agua Amarga<sup>7</sup></b>	
Flujo (Sm <sup>3</sup> /dia)	20,304
Presión kgf/cm <sup>2</sup> man	0.633
Temperatura (°C)	82
Componente (kg-mol/hr)	
Ácido Sulfhídrico (H <sub>2</sub> S)	13.943
Amoníaco (NH <sub>3</sub> )	14.009
Agua (H <sub>2</sub> O)	7.727
<b>TOTAL</b>	<b>35.679</b>

Tabla 3.2 Características de la corriente de gas ácido del Agotador de Agua Amarga

El producto obtenido es azufre líquido con una pureza de 99.8% y un color amarillo brillante. El azufre obtenido de ambos trenes es almacenado como azufre líquido (fundido) en una fosa común de concreto. Cuya capacidad de almacenamiento será de seis días de la producción de diseño (507.15 toneladas de azufre).

Adicionalmente al azufre de grado comercial obtenido, la planta de recuperación de azufre produce una corriente de gas proveniente de la chimenea del Incinerador con las siguientes características:

---

<sup>7</sup> En esta última corriente, no debe haber hidrocarburos presentes.

<b>Gas de la chimenea del incinerador<sup>8</sup></b>	
Cantidad (Sm <sup>3</sup> /día)	260,424
Temperatura (°C)	621
Contenido de SO <sub>2</sub> (ppmv) <sup>2</sup>	225
Dióxido de Azufre (SO <sub>2</sub> ), Toneladas métricas/ año	57.7
Contenido de Ácido Sulhídrico (H <sub>2</sub> S) ppmv	10 máximo
Componente (kg-mol/hr)	
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	380.150
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	11.442
Dióxido de Azufre (SO <sub>2</sub> )	0.103
Agua (H <sub>2</sub> O)	60.844
Oxígeno (O <sub>2</sub> )	5.377
TOTAL	457.916

Tabla 3.3 Características del gas de la chimenea del incinerador

<sup>8</sup> En base libre de O<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O.

La planta de Recuperación de azufre U-200 también produce una corriente de agua amarga con un flujo de 2,740 kg/hr a una temperatura de 68 °C y una presión manométrica de 1.730 kgf/cm<sup>2</sup> man.

### Química del Proceso

La unidad de recuperación de azufre está diseñada de acuerdo a la reacción clásica "Claus" clásica. Aproximadamente la tercera parte del Ácido Sulhídrico (H<sub>2</sub>S) en la alimentación se oxida para formar dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) y agua (H<sub>2</sub>O), tal y como se muestra en la siguiente reacción:



*(Tercera parte de la carga total de alimentación a la unidad Claus)*

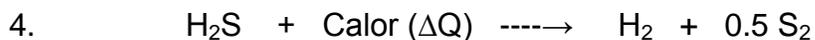
El dióxido de azufre reacciona entonces con el ácido sulhídrico que aun no ha reaccionado para formar azufre elemental y agua.



Por su parte el amoníaco presente en la alimentación a la planta de recuperación de azufre se oxida a nitrógeno y agua.



Adicionalmente a las reacciones mencionadas anteriormente una parte del sulfuro de hidrógeno de la carga se disocia en hidrógeno libre y en azufre elemental.



Los hidrocarburos en la alimentación de gas ácido se oxidan en el reactor térmico, en monóxido de carbono (CO) y agua, tanto el vapor de agua como el bióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) presentes en la alimentación son inertes en el reactor químico.



*(Reacción de alcanos)*



*(Reacción de alquenos)*

Por medio del proceso Claus, es posible la recuperación de azufre en proporciones superiores al 96 % del azufre presente en la alimentación al proceso, lo cual incorpora valor económico a la producción obtenida en las refinerías y disminuye la contaminación atmosférica consecuencia de emisiones de compuestos de azufre que comúnmente son enviadas a las antorchas de combustión de las refinerías

Los gases ácidos en la refinería son originados en los procesos que reducen los compuestos contaminantes de azufre, presentes en las corrientes de combustibles, como ocurre en el caso de las plantas que conforman el Sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio. El proceso de recuperación y conversión en azufre elemental consta de dos etapas, una térmica y una catalítica.

La primera consta de un proceso térmico llevada a cabo en un reactor térmico (horno de diseño especial) a temperaturas que oscilan en un rango de entre 900 °C y 1,300 °C, en esta etapa se logra una conversión de azufre aproximadamente el 70% en peso del azufre ingresado al proceso. Simultáneamente, el calor producido por la reacción se aprovecha para generar vapor de alta presión que reemplaza al producido por las calderas.

Este azufre se condensa y se drena de la corriente de gas del proceso antes de pasar por el primer convertidor catalítico. Se proporcionan tres etapas sucesivas de reacción catalítica, cada seguida de la condensación y remoción del azufre líquido, para la conversión posterior del ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) y del dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) restantes a azufre elemental.

En la región térmica el porcentaje de conversión es favorecido a altas temperaturas, mientras que en la región catalítica, el porcentaje de conversión se favorece con una disminución de la temperatura.

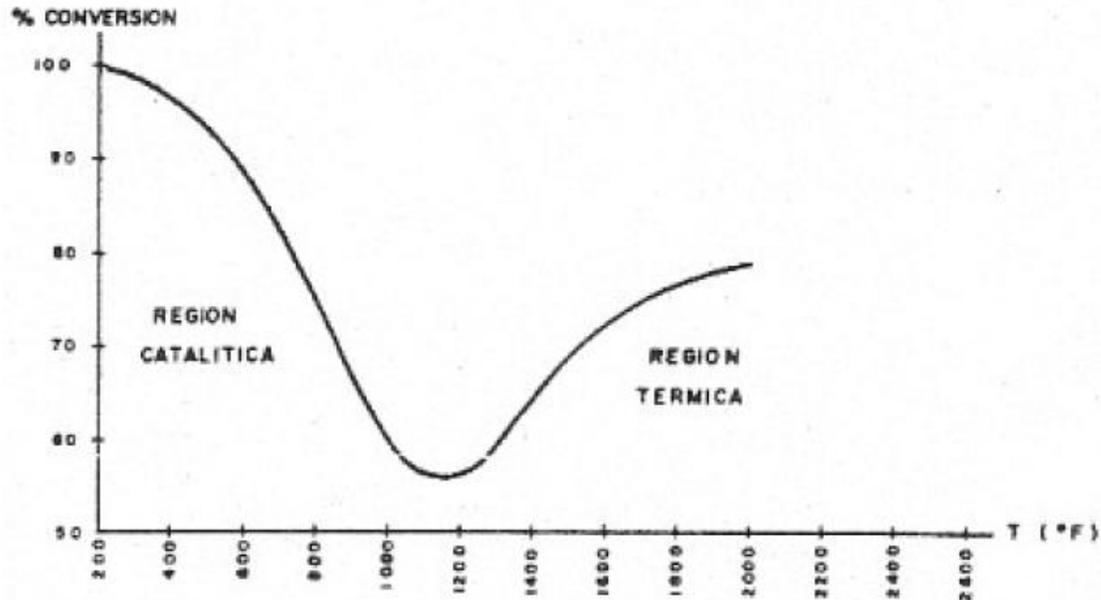


Figura 3.1 Conversión Teórica de H<sub>2</sub>S a azufre por reacción de Claus (P=1 atmósfera),  

$$\text{H}_2\text{S} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \text{ ----} \rightarrow \text{S} + \text{H}_2\text{O}$$

### Descripción del Flujo <sup>9</sup>

La alimentación de a la Unidad de Recuperación de Azufre consta de dos corrientes de gas ácido (alto contenido de H<sub>2</sub>S), la primera proviene de la Unidad Hidrodesulfuradora de Diesel, (diseñada para procesar 25,000 barriles/día de gas amargo) y se origina en una unidad de tratamiento de gas amina, y consta principalmente de H<sub>2</sub>S y pequeñas cantidades de hidrocarburos livianos, amoníaco y vapor de agua. La segunda corriente proviene del Agotador de Agua Amarga DA-4603 localizado en la planta HDD-V y es en su mayor parte ácido sulfhídrico y amoníaco con una cantidad menor de vapor de agua. La alimentación total a la unidad de recuperación de azufre es de aproximadamente 84.64 toneladas de azufre como ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S).

Adicionalmente una corriente de retorno de gas ácido proveniente de la unidad de tratamiento del gas de cola (TGTU) ubicada corriente debajo de la unidad de recuperación de azufre Claus hace posible una alta eficiencia en la recuperación

<sup>9</sup> Ver Figura XI.13 y XI.14.

de azufre. Esta corriente se combina con la alimentación de gas ácido de amina de afuera.

El gas ácido entra a un separador para la remoción de agua que pudiera arrastrar para después fluir a la cámara de combustión (reactor térmico) el cual consta de dos cámaras, en donde por medio de sopladores es alimentado suficiente aire para oxidar una tercera parte del ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) a dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) y agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ); así como oxidar el amoníaco en nitrógeno y agua y cualquier hidrocarburo en el gas ácido en dióxido de carbono y agua, como se presenta en las reacciones anteriormente descritas. El proceso se lleva a cabo a una temperatura mínima de  $1094\text{ }^\circ\text{C}$

Dentro de la cámara el  $\text{H}_2\text{S}$  reacciona con el  $\text{SO}_2$  formado para producir azufre en estado vapor ( $\text{S}_2$ )

Los gases que salen de la cámara de combustión, pasan a través de una unidad recuperadora de calor, la cual consta de dos secciones: En la primera sección se obtienen gases a una temperatura aproximada de  $537\text{ }^\circ\text{C}$ , y en la segunda se obtienen gases fríos a una temperatura de  $190\text{ }^\circ\text{C}$ . En ésta etapa se obtiene azufre condensado que es enviado a la fosa de azufre.

Los gases fríos son enviados a la entrada del reactor catalítico, en donde por medio de una válvula controladora de temperatura se mezcla con una porción de los gases calientes para obtener la temperatura necesaria para el reactor.

El gas fluye a través de la primera cama del convertidor catalítico donde ocurre la reacción de  $\text{SO}_2$  con  $\text{H}_2\text{S}$  sobre una cama fija de catálisis de alúmina.

El gas producto del convertidor que contiene vapor de azufre elemental recientemente formado sale del convertidor, posteriormente se enfría y la mayoría del azufre formado en la primera cama del convertidor catalítico, se condensa y drena hacia la fosa de azufre a través de una bota de drene con una camisa de vapor.

Los gases restantes se vuelven a calentar, mezclándolos con el resto de los gases calientes por medio de un intercambiador de recalentamiento para poder pasar a la segunda cama del convertidor catalítico a una temperatura aproximada de 210 °C. Repitiendo el proceso para entrar a una tercera cama del convertidor catalítico a una temperatura aproximadamente de 204 °C. El precalentamiento por medio de gases calientes es necesario antes de pasar a los convertidores de azufre para prevenir la condensación de azufre en el lecho catalítico de los convertidores, lo que provocaría su ensuciamiento, disminuyendo su actividad catalítica y por ende disminuyendo su grado de conversión.

Después del reactor térmico, el proceso Claus consiste en:

1. Reacción en los lechos catalíticos.
2. Enfriamiento y condensación a través de intercambiadores de calor.
3. Precalentamiento, por medio de intercambiadores de calor o válvulas controladoras de temperatura.

Esta última secuencia de pasos es repetida cuantas veces sea necesaria, en este caso los pasos relativos a la etapa catalítica se llevan a cabo tres veces en tres camas catalíticas.

Finalmente el azufre líquido condensado en los condensadores de azufre, es recogido y almacenado en una fosa de concreto calentado por vapor, diseñada para una producción de azufre de seis días.

En operación normal la planta producirá 84.64 toneladas de azufre por día con una pureza de 99.8%.

Para finalizar esta sección es importante señalar que la recuperación del azufre contenido en los gases amargos de las corrientes de desecho incorpora valor económico a la producción obtenida en las refinerías. También contribuye a

mejorar la calidad del aire, pues elimina la incineración del producto que actualmente se realiza a través de las antorchas de combustión de las refinerías.

### ***b) Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos*** <sup>(2)</sup>

La isomerización es un proceso de reordenamiento molecular de parafinas lineales de pentano y hexano (RON 60), para obtener una nafta (isomerizado) de mayor octanaje (RON 82).

La unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos tiene capacidad para procesar hasta 15,000 BPD de una corriente consistente en una mezcla de pentanos y hexanos proveniente de la unidad Hidrodesulfuradora de Nafta del sector de hidrodesulfuración de la refinería de estudio.

La unidad U-300, utiliza el proceso "Penex"<sup>10</sup>, el cual tiene como objetivo la isomerización de pentanos, hexanos y mezclas de ambos. Las reacciones tienen lugar en una atmósfera de hidrógeno sobre un lecho fijo de catalizador, a las condiciones de temperatura y presión que favorecen la isomerización y reducen el hidrocrqueo. Estas condiciones no son severas ya que las presiones son moderadas, las temperaturas son bajas, la rapidez de reacción para el catalizador es alta y la presión parcial del hidrógeno es baja. Asimismo, la baja temperatura de operación favorece a una alta conversión de parafinas normales.

En un proceso ideal, la isomerización catalítica convierte las parafinas en compuestos de estructura ramificada de alto número de octano, por ejemplo de pentano (C<sub>5</sub>) a iso-pentano (i-C<sub>5</sub>) y de hexano (C<sub>6</sub>) a 2,3-dimetil-butano. Sin embargo, las reacciones de isomerización se desarrollan dentro de un equilibrio limitado, en donde a bajas temperaturas se favorece la producción de isómeros altamente ramificados.

---

<sup>10</sup> Ver Figura XI.9 y XI.10.

A continuación se presenta el número de octano para pentano, hexano y algunos de los isómeros de estas especies:

<b>Componente:</b>	<b>Número de Octano (RON):</b>
Pentano (C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ) Carga	62
Isopentano (C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ) <i>Isómero</i>	93
Hexano (C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> ) Carga	30
2,2-dimetil butano (C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> ) <i>Isómero</i>	93
2,3-dimetil butano (C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> ) <i>Isómero</i>	104

Tabla 3.4 Número de octano para C<sub>5</sub>, C<sub>6</sub> e isómeros derivados a través del proceso "Penex." <sup>(27)</sup>

Durante el proceso de isomerización se obtienen gas y producto isomerizado, los cuales se recuperan como productos, este proceso se desarrolla a través de las siguientes secciones:

1. Acondicionamiento de la carga.
2. Reacción.
3. Estabilización y lavado cáustico.

### **1. Sección de acondicionamiento de la carga**

Los pentanos y hexanos libres de azufre procedentes de la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas se reciben a 38 °C y 1.8 kgf/cm<sup>2</sup> man en el 1er. tanque de balance de carga, de donde mediante bombeo se envía al segundo tanque de balance de carga a precalentarse hasta 121 °C en dos intercambiadores de calor.

La corriente de pentanos y hexanos a 121°C se alimenta a la guarda de azufre cuyo objetivo es proteger al catalizador del azufre que pudiera contener la carga, reduciendo su contenido hasta un máximo de 0.1 ppm en peso.

A continuación la corriente procedente de la guarda de azufre se enfría a 83 °C intercambiando calor con la corriente de alimentación de la guarda y posteriormente a través de dos cambiadores de calor hasta 38 °C, para ser enviado a los secadores de carga líquida, para asegurar que la corriente de pentanos y hexanos se encuentre libre de humedad antes de alimentarse a la sección de reacción.

La corriente de pentanos y hexanos libres de humedad es enviada entonces al segundo tanque de balance que opera a 38 °C y 7.0 kgf/cm<sup>2</sup> man. Este segundo tanque de balance de carga tiene como objetivo proporcionar la suficiente capacidad volumétrica para la alimentación de hidrocarburos a la sección de reacción.

Por otro lado se recibe en la unidad, una corriente de hidrógeno procedente de la Reformadora de Naftas, a esta corriente de hidrógeno se le reduce la presión hasta 38.7 kgf/cm<sup>2</sup> man antes de pasar a un intercambiador de calor, en donde el gas es enfriado contra agua de enfriamiento hasta 40 °C, para pasar a un tanque separador en el cual se retiene el líquido que pudiera arrastrar dicho gas. Del tanque separador el gas hidrógeno es enviado a los secadores de hidrógeno de reposición, para asegurar que la corriente de este gas se encuentre libre de humedad antes de alimentarse a la sección de reacción.

## ***2. Sección de Reacción***

La corriente de pentanos y hexanos alimentada a esta sección a 36.1 kgf/cm<sup>2</sup> man, proviene del segundo tanque de balance de carga; dicha corriente con un flujo controlado se mezcla con el hidrógeno de reposición proveniente de la sección de acondicionamiento de la carga para precalentarse hasta 67 °C con la corriente efluente del segundo reactor en un intercambiador de carga combinada fría, posteriormente la mezcla de hidrógeno de reposición y pentanos/hexanos se precalienta hasta 101 °C en el intercambiador de carga caliente, a la mezcla efluente de este último equipo se le dosifica una pequeña cantidad de promotor del catalizador percloroetileno (C<sub>2</sub>Cl<sub>4</sub>), para entrar al calentador de carga en donde

eleva su temperatura hasta 138 °C para alimentarse al primer reactor de isomerización.

El proceso "Penex" cuenta con dos reactores de isomerización en serie con el catalizador distribuido entre los dos, con válvulas y tubería que permiten que cualquiera de los dos pueda operar como primer o segundo reactor.

La corriente efluente del primer reactor a 150 °C y 33.4 kg/cm<sup>2</sup> man se hace pasar por el intercambiador de carga combinada caliente en donde se remueve parcialmente el calor de las reacciones de isomerización para enfriarse hasta 122 °C , a esta temperatura se alimenta al segundo reactor para completar la conversión deseada del proceso de isomerización.

La corriente de salida del segundo reactor a 123°C y 32 kgf/cm<sup>2</sup> man se hace pasar por el intercambiador de carga combinada fría en donde se enfría hasta 99°C para posteriormente enviarse a presión controlada hacia la torre estabilizadora.

### ***3. Sección de estabilización y lavado cáustico***

La torre estabilizadora tiene como objetivo la separación de hidrógeno que no reaccionó, ácido clorhídrico (HCl) y gases del craqueo (C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub> y C<sub>3</sub>s) del producto isomerizado.

La corriente del domo de la torre a 101 °C y 14.8 kgf/cm<sup>2</sup> man pasa al condensador de la torre estabilizadora y luego a un enfriador con agua para después enviarse al acumulador de reflujo de la torre estabilizadora donde el líquido recibido se recircula mediante bombeo hacia el plato No. 1 de la torre estabilizadora.

Del producto del fondo de la torre estabilizadora a 159 °C y 15.2 kgf/cm<sup>2</sup> man, una parte se alimenta al rehervidor de la torre, para retornar al fondo de la torre y la otra parte se envía hacia almacenamiento de producto isomerizado después de pasar por los siguientes equipos: Intercambiador de alimentación a la guarda de azufre-fondos de la torre estabilizadora, donde es enfriado hasta 124 °C; primer

enfriador de fondos de la torre estabilizadora, enfriándose hasta 55 °C y finalmente por el segundo enfriador de fondos de la torre estabilizadora, en donde la corriente se enfría hasta 38 °C.

Los gases que provienen del acumulador de reflujo de la torre estabilizadora se alimentan a 36°C y 8.3 kgf/cm<sup>2</sup> man a la torre lavadora cáustica de gas cuyo objetivo es remover el ácido clorhídrico (HCl) contenido en el gas, mediante el lavado de éste a contracorriente con una solución de hidróxido de sodio (NaOH) al 10% peso. Los gases libres de HCl salen por el domo de la torre, enviándose al sistema de gas combustible de la refinería a 35 °C y 7.2 kgf/cm<sup>2</sup> man.

### ***c) Planta Hidrodesulfuradora de Naftas*** <sup>(2)</sup>

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación catalítica que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así como para saturar las olefinas presentes en las gasolinas.

Los compuestos contaminantes de la carga se descomponen para formar hidrocarburos puros y compuestos que pueden ser fácilmente eliminables del producto.

La unidad Hidrodesulfuradora<sup>11</sup> de Naftas tiene como objetivo realizar hidrotratamiento catalítico de las naftas que posteriormente serán sometidas al proceso de reformación; para el proceso de hidrodesulfuración se emplea un catalizador de tipo bimetálico a base de níquel-molibdeno (Ni-Mo), por otra parte se sabe que actualmente la nafta disponible para ser tratada en esta planta presenta un alto contenido de pentanos.

Las cargas de gasolina presentan cantidades variables de compuestos contaminantes, que de no ser eliminados disminuirán la actividad del catalizador

---

<sup>11</sup> Ver Figura XI.5 y XI.6, para ver esquema general del proceso de Hidrodesulfuración.

de reformación y por lo tanto no será posible lograr el grado de mejoramiento deseado en la carga a esta unidad.

A continuación se mencionan algunas de las reacciones por medio de las cuales se efectúa la descomposición de los compuestos contaminantes:

- a) Reacciones de hidrodesulfuración.
- b) Reacciones de hidrodesnitrificación.
- c) Reacciones de descomposición de compuestos oxigenados.
- d) Reacciones de eliminación de compuestos de arsénico y compuestos metálicos.

Adicionalmente a estas reacciones, en esta unidad también se llevan a cabo reacciones de saturación de olefinas.

Los metales se eliminan por fijación de los mismos sobre la superficie del catalizador. También se elimina agua obteniéndose un producto seco y libre de impurezas.

Para llevar a cabo lo anterior, la nafta de carga se mezcla con una corriente rica en hidrógeno proveniente de la planta reformadora, vaporizándose en un tren de precalentamiento y en un calentador a fuego directo antes de entrar al reactor.

La hidrogenación es llevada a cabo dentro de la sección de reacción en un reactor catalítico de lecho fijo cuyos centros activos son cobalto-molibdeno (Co-Mo) a una temperatura aproximadamente de 313°C y bajo una presión de 28.5 kgf/cm<sup>2</sup> man.

El efluente del reactor previamente enfriado entra al separador de productos del reactor en donde se separa en dos fases, una fase gaseosa y una líquida. La fase gaseosa consistente en su mayor parte de hidrógeno se bifurca, recirculándose una parte hacia la sección de reacción y otra se envía como gas amargo a la planta de tratamiento con DEA. Por su parte la fase líquida consiste en una mezcla de hidrocarburos hidrotratados que es enviada a la Sección de Estabilización y Fraccionamiento en la cual se obtienen los siguientes productos:

- a) Gas amargo.
- b) Hidrocarburos líquidos amargos.
- c) Nafta hidrotratada.
- d) Gasolina isohehexanada.

Esta sección tiene dos torres en la primera la torre desbutanizadora se obtienen por el domo gas amargo (LPG) e hidrocarburos líquidos amargos los cuales se dividen en una corriente de recirculación al reactor y otra corriente enviada a la sección de tratamiento con DEA de la Unidad Tratadora y Fraccionadora y por el fondo se obtiene una mezcla de nafta hidrotratada la cual es enviada como alimentación a la segunda torre (desisohexanizadora), de donde por el domo se obtienen pentanos e iso-hexanos los cuales son enviados a la sección de fraccionamiento de la unidad Tratadora y Fraccionadora y a la planta de isomerización de pentanos y hexanos, y por el fondo se obtiene gasolina desisohexanizada la cual constituye la carga a la unidad Reformadora de Naftas y constituye el producto principal de esta unidad, también procedente de los fondos de la torre desisohexanizadora, se obtiene una corriente de recirculación a dicha torre, así como una corriente a los límites de batería y otra a la planta de Fraccionamiento de Pesados en la U-600, estas dos últimas corrientes derivadas de los fondos de la torre son ricas en hexanos e hidrocarburos más pesados.

#### ***d) Unidad Reformadora de Naftas*** <sup>(2), (19)</sup>

La unidad Reformadora de Nafta, tiene una capacidad para procesar 30,000 BPD de nafta hidrodesulfurada, proveniente de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas<sup>12</sup>.

El objetivo de la planta es incrementar el octanaje de la nafta desisohexanizada empleando el proceso de reformación catalítica y efectuar la estabilización mediante destilación fraccionada, para obtener: nafta reformada y estabilizada, gas hidrógeno, LPG y gas natural.

---

<sup>12</sup> Ver Figura XI.7 y XI.8.

Mediante la reformación catalítica se logra la conversión de componentes de bajo octano, tales como parafinas y naftenos, en isoparafinas y aromáticos, compuestos que presentan un mayor índice de octano, produciendo también una buena cantidad de hidrógeno.

El reformado obtenido en este proceso tiene un octanaje mínimo de 92, empleándose posteriormente como componente de las gasolinas para motor. Respecto al hidrógeno producido, una parte se emplea para el proceso de hidrodesulfuración de naftas, una más para el proceso de isomerización de pentanos y hexanos y otra parte es utilizada en los procesos de hidrodesulfuración de destilados intermedios (turbosina, diesel y nafta pesada).

Para obtener el reformado dentro de la especificación la planta es subdividida en tres secciones:

- a) Sección de carga y reacción.
- b) Sección de de compresión de hidrógeno.
- c) Sección de estabilización.

### ***1. Sección de carga y reacción***

En esta sección se realiza la preparación de la carga al proceso, precalentamiento y las reacciones de reformación, así como la separación de los productos en sus fases líquido-gas, enviándose los gases a la sección de compresión.

La carga proveniente de la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas es mezclada con un corriente de hidrógeno de recirculación. Esta mezcla se precalienta en el precalentador de carga-efluente y se envía a la primera de las cuatro celdas del calentador de carga, que suministrará la energía para llevar a cabo las reacciones de reformación. Estas reacciones se realizan en cuatro reactores en serie con calentamiento del efluente, ya que las reacciones llevadas a cabo son globalmente endotérmicas.

El reformado efluente del cuarto reactor es enfriado en el precalentador de carga efluente, posteriormente en un sistema de soloaires y finalmente en un enfriador que utiliza agua como medio de enfriamiento.

La mezcla gas-líquido que sale del enfriador, es enviado a un tanque separador de baja presión, del domo del cual los gases pasan a la sección de compresión, mientras que los líquidos son enviados por medio de una bomba a esta misma sección para reconectarse con los gases de la descarga del compresor.

## ***2. Sección de compresión de hidrógeno***

En esta sección se comprime el hidrógeno para su envío a las unidades Hidrodesulfuradora de Naftas, Isomerización de pentanos y hexanos, y de Destilados Intermedios, así mismo se envía la nafta reformada a la sección de estabilización.

La fase gaseosa del tanque separador de baja, pasa al compresor de recirculación, donde se comprime y posteriormente se reconecta con los líquidos provenientes del mismo separador, con el objetivo de condensar la mayor cantidad posible de hidrocarburos de la corriente gaseosa. Posteriormente, esta mezcla pasa a un enfriador de recontacto que emplea agua como medio de enfriamiento, la corriente recontactada condensada es enviada al tanque separador de hidrógeno de recirculación, en cuyo domo, el gas efluente se divide en tres, enviando una parte como recirculación mezclándose con la nafta de alimentación a la planta; la segunda parte se envía a la succión del compresor de gas producto, y la última parte, que es el excedente, se envía al sistema de gas combustible.

Por otra parte la corriente líquida del separador de hidrógeno de recirculación, se envía por medio de una bomba al intercambiador alimentación-fondos de la torre de estabilización.

El hidrógeno desviado hacia la primera etapa del compresor de gas producto, se comprime y envía al tanque separador de alta presión, en donde se separa una pequeña cantidad de hidrocarburos líquidos, los cuales son enviados al

intercambiador de alimentación-fondos de la torre estabilizadora, mezclándose previamente con la corriente líquida del fondo del separador del hidrógeno de recirculación.

En el tanque separador de alta presión, el efluente gaseoso del domo se bifurca, enviando una parte hacia la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas (U-400) e Isomerizadora de Pentanos y Hexanos (U-300), mientras la otra parte es enviada a la segunda etapa del compresor de gas producto, donde se comprime y se manda hacia las unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios.

### ***3. Sección de estabilización***

Por medio de destilación fraccionada en esta sección se obtienen: nafta reformada, LPG y gas combustible, este último es enviado a la red general de gas combustible de la refinería, la nafta se envía a almacenamiento y el gas licuado de petróleo (LPG) se emplea como carga a la unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

Los hidrocarburos condensados previamente del separador de hidrógeno de recirculación y el separador de alta presión, son precalentados en el intercambiador alimentación-fondos, para posteriormente pasar a la torre estabilizadora.

Los vapores obtenidos en el domo de la torre, se envían a un condensador y posteriormente a un acumulador, donde los incondensables constituidos por hidrógeno e hidrocarburos ligeros, se envían a la red de gas combustible.

Mientras el destilado líquido constituido por propano y butanos, es dividido en dos corrientes, una se manda como reflujo a la torre, y el exceso se envía a Tratamiento Cáustico en la unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

En los fondos de la torre estabilizadora, la nafta reformada se divide en dos corrientes, una es enviada a un rehervidor para mantener las condiciones de temperatura en el fondo, mientras que el exceso es enviado al intercambiador

alimentación-fondos y al enfriador de reformado producto para finalmente ser enviada hacia almacenamiento.

Adicionalmente la U-500 cuenta con un sistema de recuperación de calor en la sección de convección del calentador de carga a reactores, el cual es empleado para generar vapor sobrecalentado de media presión para exportarse a L. B.

El catalizador empleado es de platino y renio, soportado en sílica-alúmina. El renio permite trabajar a presiones bajas y da estabilidad al catalizador, mientras que el platino actúa como sitio catalítico para las reacciones de hidrogenación y deshidrogenación. Por su parte, la sílica-alúmina provee a las reacciones de isomerización, ciclización e hidrocrqueo de un sitio ácido.

Como se menciona la reformación consiste en producir aromáticos e isoparafinas a partir de naftenos y parafinas.

Las reacciones que se llevan a cabo en el proceso son las siguientes.

1. Deshidrogenación de naftenos (ciclohexano y alquilciclohexanos a aromáticos).
2. Deshidrociclización de parafinas.
3. Isomerización de parafinas y naftenos.
4. Hidrodesintegración de parafinas.
5. Hidrodealquilación de aromáticos.
6. Deshidrogenación de parafinas y olefinas.
7. Hidroisomerización de olefinas.
8. Otras reacciones.

Respecto a las reacciones llevadas a cabo en el proceso de reformación es importante señalar que las reacciones de deshidrogenación son altamente endotérmicas y presentan la rapidez de reacción mayor entre las reacciones presentes en esta unidad. La isomerización de parafinas y ciclopentanos presenta

un producto con un octanaje menor al de los compuestos aromáticos, aunque los isómeros obtenidos presentan un octanaje mayor al de los compuestos originales.

Las reacciones de hidrocrqueo o hidrodeseintegración presentan la menor rapidez de reacción por lo tanto se llevan a cabo al final de la reformación.

### **e) Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos <sup>(2)</sup>**

La Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos (U-600) está diseñada para procesar 261.36 Mm<sup>3</sup> std/d a 20°C y 1 kgf/cm<sup>2</sup>abs. (14.2 psia) de gases amargos y 11,063 BPD a 15 °C de hidrocarburos líquidos provenientes de las plantas: Hidrodesulfuradoras de Naftas, Destilados Intermedios I y II, y la planta Reformadora de Naftas.

La planta está diseñada para:

- a) Eliminar el H<sub>2</sub>S de los hidrocarburos provenientes de las plantas hidrodesulfuradoras anteriormente mencionadas.
- b) Eliminar el H<sub>2</sub>S residual de la corriente de gas L.P. proveniente de la sección de Tratamiento con DEA de esta misma planta.
- c) Eliminar los cloruros de la corriente de gas L.P. de la planta Reformadora de Naftas.
- d) El fraccionamiento de hidrocarburos provenientes de la sección de Tratamiento Cáustico y de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas.
- e) Obtener C<sub>3</sub>, iC<sub>4</sub>, nC<sub>4</sub>, iC<sub>5</sub>, iC<sub>6</sub>, gasolvente, gas nafta, gasolinas, gas dulce y gas combustible.

Para la eliminación del H<sub>2</sub>S se emplea el proceso Girbotol usando DEA al 20 % en peso como medio absorbente.

En el tratamiento para la eliminación del H<sub>2</sub>S residual se utiliza una solución de sosa como medio absorbente.

Para las Secciones de Fraccionamiento se usan procesos de destilación fraccionada.

De tal forma que esta unidad está integrada por las siguientes secciones de procesos:

- a) Tratamiento con DEA.
- b) Tratamiento cáustico.
- c) Fraccionamiento de ligeros.
- d) Fraccionamiento de pesados.

### **1. Tratamiento con DEA<sup>13</sup>**

La sección de tratamiento con DEA procesa gases amargos provenientes de las plantas Hidrodesulfuradoras de Naftas y de Destilados Intermedios I y II al igual que hidrocarburos líquidos amargos provenientes de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas.

En esta sección es eliminado el H<sub>2</sub>S de las corrientes de gases y líquidos amargos con una solución de dietanolamina al 20% en peso, como productos se obtienen 176.4 Mm<sup>3</sup> std/día de gas dulce; 2,581 BPD a 15 °C de hidrocarburos líquidos dulces y 90.61 Mm<sup>3</sup> std/día de gases ácidos.

### **2. Tratamiento cáustico**

La sección de tratamiento cáustico recibe su alimentación de la sección de Tratamiento con DEA y de la planta Reformadora de Naftas. La función de esta sección es la de eliminar el H<sub>2</sub>S y HCl de los hidrocarburos líquidos mediante una solución cáustica al 18.5 % peso, como productos se obtienen 4,492 BPD a 15°C de hidrocarburos dulces.

---

<sup>13</sup> Ver Figura XI.11.

### **3. Fraccionamiento de ligeros<sup>14</sup>**

La sección de fraccionamiento de ligeros procesa hidrocarburos líquidos provenientes de la sección de Tratamiento Cáustico. Esta sección utiliza un proceso de destilación fraccionada con el objeto de separar los hidrocarburos presentes en la corriente de alimentación; los productos obtenidos son 37.92 Mm<sup>3</sup> std/d de gas combustible, 731 BPD a 15 °C de propano, 2,281 BPD a 15 °C de n-butano y 713 BPD a 15 °C de isobutano.

### **4. Fraccionamiento de pesados**

La sección de fraccionamiento de pesados, recibe hidrocarburos líquidos provenientes de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas. Esta sección utiliza también un proceso de destilación fraccionada para obtener: 1,727 BPD de isopentano, 3,633 BPD de n-pentano, 450 BPD de gasolvente, 478 BPD de gas nafta y 270 BPD todos ellos a 15 °C.

### **5. Sección de tratamiento con DEA (Girbotol)**

Por su importancia en el presente trabajo a continuación se presenta una descripción más amplia de la sección de tratamiento con DEA, esta tiene como finalidad la eliminación de H<sub>2</sub>S, por medio del proceso Girbotol empleando una solución de DEA al 20 % en peso como medio absorbente.

El proceso Girbotol (Endulzamiento) se lleva a cabo en las plantas endulzadoras de gas húmedo amargo y condensados amargos, su función es absorber los mercaptanos y el dióxido de carbono, a través del lavado de el gas amargo con una solución acuosa de Dietanolamina (DEA) o Monoetanolamina (MEA), siendo la más utilizada la DEA debido a su bajo rango de corrosión, dichas sustancias absorben las citadas impureza y en la siguiente fase del proceso la DEA o MEA se regenera con un tratamiento con vapor y se recicla, liberando el CO<sub>2</sub> y el azufre absorbido en forma de ácido sulfhídrico.

---

<sup>14</sup> Ver Figura XI.12.

La sección de tratamiento con DEA tiene una capacidad de diseño de 261.36 Mm<sup>3</sup> std/día a 20 °C y 1 kgf/cm<sup>2</sup> de gases amargos provenientes de las plantas Hidrodesulfuradoras de Naftas y de Destilados Intermedios I y II, y 2,594 BPD a 15 °C de hidrocarburos líquidos amargos provenientes de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas.

Como se mencionó esta sección es empleada para eliminar H<sub>2</sub>S de las corrientes de gases y líquidos amargos con una solución de dietanolamina, como productos se obtienen 176.41 Mm<sup>3</sup> std/d de gas dulce; 2581 BPD a 15 °C de hidrocarburos dulces y 90.61 Mm<sup>3</sup> std/d de gases ácidos.

Las corrientes de gas amargo llegan a 38 °C y 4.9 kgf/cm<sup>2</sup> man y en el caso de los hidrocarburos líquidos amargos estos se reciben a 43 °C y 22.5 kgf/cm<sup>2</sup> man.

Las corrientes de gas amargo se mezclan en línea y se mandan al separador de gas amargo FA-601 a 38 °C y 4.9 kgf/cm<sup>2</sup> man, donde se elimina el líquido que pudiera llevar esta corriente.

El gas amargo efluente, se alimenta por la parte inferior del absorbedor de gas ácido DA-601 el cual opera a 4.6 kgf/cm<sup>2</sup> man, y está constituida por 30 platos de tipo válvula, para remover el H<sub>2</sub>S con una solución de DEA pobre al 20% peso la cual entra a contracorriente en el plato No. 3 a 43 °C y 4.6 kgf/cm<sup>2</sup> man. El gas dulce, después de pasar por la sección de lavado del absorbedor, consistente en los dos primeros platos, sale por el domo de la torre a control de presión y se envía a los límites de batería a 43 °C y 3.5 kgf/cm<sup>2</sup> man, para ser inyectado a la red de gas combustible.

La corriente de hidrocarburos líquidos amargos, se alimenta por la parte inferior del contactor de hidrocarburos DA-602, que opera a 19.3 kgf/cm<sup>2</sup> man y se encuentra empacado con anillos rashig, para remover el H<sub>2</sub>S con una corriente de DEA pobre que se alimenta a contracorriente por la parte superior de la torre. Los hidrocarburos dulces que salen por el domo del contactador pasan al separador de amina FA-602 en donde se separa la solución de DEA que eventualmente pudiera

haber sido arrastrada, la cual sale de este tanque para ser enviada al tanque separador de hidrocarburos FA-603.

Los hidrocarburos dulces libres de DEA salen por la parte superior del tanque para entrar a la sección de Tratamiento Cáustico dentro de la misma unida a 44 °C y 18.5 kgf/cm<sup>2</sup> man.

Las soluciones de DEA rica provenientes de los fondos del absorbedor y del contactor salen a control de nivel del fondo y domo de estas torres, respectivamente, se expanden y se unen con la corriente proveniente del Separador de Amina FA-602, para ser enviadas al separador de hidrocarburos FA-603, a 52 °C y 4.4 kgf/cm<sup>2</sup> man con el objetivo de eliminar los hidrocarburos coabsorbidos, los cuales son enviados a la red de gas combustible.

La corriente de DEA rica separada previamente se precalienta hasta 93 °C en el intercambiador de DEA rica/ DEA pobre EA-601 A/B y es alimentada en el plato No.3 del reactivador de DEA DA-603, el cual opera a 0.8 kgf/cm<sup>2</sup> man y consiste de 20 platos tipo válvula con la finalidad de eliminar el H<sub>2</sub>S presente en la solución de DEA rica, para poder reutilizarla dentro del sistema.

Esta sección cuenta con un paquete de inyección de inhibidor de corrosión en los domos del reactivador de DEA para evitar problemas de ese tipo, después de ser tratada esta corriente se condensa parcialmente en el condensador de reflujo EA-604 A-D a 43°C y 0.7 kgf/cm<sup>2</sup> man y posteriormente fluye al acumulador de Reflujo EA-604 en donde se forma un condensado consistente en dos fases líquidas una pesada y una ligera.

La fase líquida pesada (agua) retorna al reactivador por medio de la bomba de reflujo GA-602/R, la fase ligera consistente en hidrocarburos en enviada de forma intermitente a desfogue y/o drenaje, inyectando gas combustible en el tanque de drene HA-612.

El gas ácido que sale del Acumulador de Reflujo FA-604, se envía a límites de batería a 43 °C y presión de 0.6 kgf/cm<sup>2</sup> man, para ser enviada a la planta de azufre.

***f) Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios I y II <sup>(2)</sup>***

Las unidades hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios <sup>15</sup>, No. I y II (U-700 y U-800 respectivamente), localizadas en el sector de Hidrodesulfuración tienen como objetivo realizar un hidrotreatmento catalítico de las cargas de nafta pesada (turbosina) o de mezclas de gasóleos provenientes de la destilación primaria del crudo. Cada unidad tiene una capacidad de procesamiento de 25,000 BPD.

Los procedimientos empleados para el caso de nafta pesada son los mismos procedimientos empleados para la mezcla de gasóleos.

El hidrotreatmento de destilados intermedios es un proceso de refinación catalítica en el que se emplea una combinación de catalizador selectivo desarrollado a base de Co-Ni-Mo soportado sobre alúmina, e hidrógeno, para modificar la estructura mediante hidrogenación selectiva de los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno y compuestos metálicos así como para la saturación de componentes olefínicos presentes en la carga.

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

La alimentación principal de la U-800 es diesel de los límites de batería y se mezcla con el hidrógeno de reposición de la Planta Reformadora y con el hidrógeno de recirculación, la mezcla entra al reactor, donde se efectuarán las reacciones de hidrogenación. En el caso de la U-700, la alimentación contiene principalmente destilados intermedios desde los límites de batería al igual que

---

<sup>15</sup> Ver Figura XI.5 y XI.6, para ver esquema general del proceso de Hidrodesulfuración.

gasóleo ambos desde límites de batería, al igual que hidrógeno proveniente de la planta Reformadora.

Las mejoras obtenidas a través de este proceso son las siguientes:

- a) En destilados intermedios directos o de desintegración:  
Bajo contenido de azufre, mayor índice de diesel, mejores características de combustión, mayor estabilidad y mejoramiento en el olor.
- b) En destilados pesados directos o de desintegración:  
Bajo contenido de azufre y nitrógeno y mayor contenido de hidrógeno molecular en el producto.

Lo anterior se lleva a cabo en las tres secciones en que se considera dividida la planta las cuales son: reacción, agotamiento y fraccionamiento.

### ***1. Sección de reacción***

La carga proveniente de almacenamiento se mezcla con una corriente de H<sub>2</sub> de la planta reformadora y es calentada a través del tren de precalentamiento contra el efluente del reactor y finalmente en el calentador de fuego directo hasta obtener la temperatura a la cual tienen lugar las reacciones de hidrosulfuración. Después ya caliente, la mezcla de hidrocarburos e hidrógeno entran a la parte superior del reactor fluyendo hacia abajo a través de la cama de catalizador y realizándose las reacciones mencionadas.

El efluente del reactor cede calor a la carga en el tren de precalentamiento y fluye hacia el separador de alta presión donde es separado en dos corrientes, una gaseosa con alto contenido de hidrógeno y otra líquida de producto sin estabilizar.

El hidrógeno es recirculado nuevamente hacia la carga con un compresor y el líquido se envía a la sección de agotamiento.

El hidrógeno que se haya consumido en la reacción se repone con una corriente continua de hidrógeno de la reformadora que se inyecta en la descarga del compresor.

La mayor parte del agua de lavado que se inyecta al efluente del reactor se colecta en la bota del separador de alta presión y se envía al sistema de aguas amargas.

## **2. Sección de agotamiento**

El producto líquido del separador de alta fluye hacia el agotador. En el agotador, se emplea vapor de 17.6 kgf/cm<sup>2</sup> man como medio de agotamiento, y se separan más ligeros y H<sub>2</sub>S, producto de las reacciones de hidrodeshidrosulfuración; estos gases posteriormente de enfriarse y separarse de los hidrocarburos líquidos en el acumulador del agotador se envían a la planta de tratamiento de gas.

Los fondos del agotador se envían para su rectificación a la torre fraccionadora.

## **3. Sección de fraccionamiento**

Los fondos del agotador se envían, previo calentamiento a la torre fraccionadora en donde el producto se rectifica para eliminarle las fracciones más ligeras de hidrocarburos que se produjeron debido a las reacciones de hidrocraqueo. El producto líquido de la fraccionadora, se envía a almacenamiento como producto desulfurado y estabilizado.

Por otra parte las fracciones ligeras que se obtienen de la torre fraccionadora se envían como gasolina a la planta Hidrodeshidrosulfuradora de Naftas y el gas amargo es enviado a la unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

En la unidad Hidrodeshidrosulfuradora de Destilados Intermedios I se produce gas seco, turbosina y gasolina amarga, y es enviado a límites de batería gasóleo desulfurado. En el caso de la unidad Hidrodeshidrosulfuradora de Destilados Intermedios II, la carga principal consiste en diesel amargo proveniente de los límites de batería obteniendo finalmente gas seco, gasolina amarga y diesel, este último enviado a límites de batería. <sup>(19)</sup>

### **g) Hidrodesulfuradora de diesel <sup>(2)</sup>**

El proceso llevado a cabo en esta planta<sup>16</sup> consiste en un hidrotreatmento catalítico de aceite diesel, que posteriormente será enviado a almacenamiento para su consumo.

La unidad tiene capacidad de procesamiento de 25,000 BPD de aceite diesel, 20,000 BPD provienen de una planta de destilación atmosférica y 5,000 BPD de gasóleo cíclico ligero de la planta de desintegración catalítica.

La hidrodesulfuración de diesel es un proceso de refinación catalítico que emplea un catalizador selectivo tipo bimetálico compuesto a base de Ni-Mo, en combinación con una corriente rica en hidrógeno, para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así como saturar las olefinas presentes en el diesel. Adicionalmente se elimina agua obteniendo un producto libre de impurezas.

La carga se mezcla con una corriente rica en hidrógeno proveniente de la planta de reformación catalítica (U-500). La mayor parte de esta corriente de hidrógeno pasa a través de unidad purificadora de hidrógeno PSA (Pressure Swing Adsorber), con el propósito de mantener una pureza del 95% en la corriente de alimentación al proceso de hidrotreatmento. La mezcla de hidrógeno e hidrocarburos se precalienta y vaporiza parcialmente en el calentador a fuego directo y en el cambiador carga/efluente del reactor, antes de entrar al reactor.

La hidrogenación se lleva a cabo a través de dos lechos catalíticos fijos de catalizar cuyos activos son Ni-Mo.

Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:

- a) Saturación de olefinas con producción de parafinas y naftenos.
- b) Hidrogenación de los compuestos de azufre con producción de parafinas y H<sub>2</sub>S.

---

<sup>16</sup> Ver Figura XI.5 para ver esquema general del proceso de Hidrodesulfuración.

- c) Hidrogenación de los compuestos nitrogenados con producción de parafinas y amoníaco.
- d) Eliminación del oxígeno con producción de hidrocarburos y agua.

De las reacciones anteriores las tres primeras son altamente exotérmicas.

La hidrogenación es llevada a cabo en un reactor catalítico a una temperatura aproximada de 346 °C y bajo una presión de 63.14 kgf/cm<sup>2</sup>.

El efluente del reactor es enfriado y es condensado parcialmente al intercambiar calor con las corrientes de carga al reactor. Por otra parte la separación de fases se efectúa en los separadores de alta presión, de los cuales los gases de hidrocarburos no condensados se envían a la torre lavadora con DEA.

El gas rico en hidrógeno se recircula hacia la carga líquida por medio del compresor de reciclo GB-4102 y el excedente es enviado como hidrógeno de baja pureza a la unida PSA.

El líquido separado del efluente de reacción se envía a la sección de agotamiento de diesel. De esta sección se obtendrán las corrientes siguientes:

- a) Diesel producto.
- b) Gas residual.

El diesel hidrotratado es el producto principal de esta unidad.

## 4. CASO DE ESTUDIO

### 4.1 Refinería de estudio <sup>(6), (17)</sup>

En México la empresa encargada de la exploración, explotación, procesamiento y venta de los recursos petroleros y de gas natural es PEMEX.

Para ello Pemex cuenta con diversas instalaciones, como son 6 refinerías de PEMEX Refinación, siete complejos procesadores de gas de PEMEX Gas y Petroquímica Básica, cuatro regiones de PEMEX Exploración y Producción (PEP), así como ocho complejos petroquímicos de PEMEX Petroquímica.

Entre los compromisos aceptados por PEMEX, está el generar combustible y petroquímicos de calidad, de acuerdo a normatividad tanto de carácter técnico como ambiental.

La refinería de estudio es una de las refinerías más importantes en el país por su capacidad instalada, posición geográfica y proporción del mercado que controla, procesando alrededor del 24 % de crudo total, que se refina en México. Como consecuencia de la acción conjunta de las diferentes plantas de proceso que la integran, la refinería actualmente tiene una capacidad de refinación de 325,000 barriles diarios de productos derivados del petróleo.

La planta refinadora está compuesta por 11 sectores de proceso que incluyen: plantas de proceso, plantas ecológicas, sistema de almacenamiento de productos, sistema de bombeo y un sector de servicios auxiliares. <sup>(4)</sup>

De acuerdo a datos estadísticos de la refinería de estudio <sup>(17)</sup>, la refinería produce un volumen promedio por día de 121,742 barriles de gasolina (Magna, Premium, etc.); 22,205 barriles de Turbosina; 60,095 barriles de Diesel; 86,344 barriles de combustóleo pesado; 5,462 barriles de asfalto en su calidad de AC-20; 10,317 barriles de gas licuado y 2,878 barriles de propileno.

Adicionalmente a estos productos petrolíferos, la refinería produjo un promedio diario de 190 toneladas de azufre. Como se mencionó con anterioridad, el azufre

puede ser recuperado en forma líquida y posteriormente ser vendido como materia prima, para una amplia gama de sectores industriales entre los que se encuentran la producción de fertilizantes, pólvora, medicamentos y ácido sulfúrico, este último esencial en diversos sectores como la extracción y procesamiento de metales y la industria petroquímica.

El azufre presente en las refinerías proviene del tipo de petróleo crudo a tratar, éste contiene compuestos de azufre que al ser procesados a través del proceso de hidrodesulfuración, por medio de una serie de reacciones, los compuestos de azufre se transforman en hidrocarburos ligeros y ácido sulfhídrico, este último es separado y procesado para obtener azufre elemental.

De los diversos sectores que conforman la refinería de estudio, la presente investigación se enfoca al sector de Hidrodesulfuración, el cual está formado por las plantas:

- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios I (U-800).
- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios II (U-700).
- Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas (U-400).
- Unidad Reformadora de Naftas (U-500).
- Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos (U-600).
- Planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos (U-300).
- Planta Hidrodesulfuradora de Diesel V (U-4000).
- Planta de Recuperación de Azufre I y II (U-200).
- Planta de Aguas Amargas.

Esta última planta no está contemplada en la presente investigación como generadora de corrientes de desfogue, sin embargo si puede ser considerada como un posible usuario para el gas ácido a recuperar.

El orden propuesto anteriormente corresponde a la distancia al quemador elevado QE-01, donde las unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios son las

más alejadas de dicho quemador y las Plantas Recuperadoras de Azufre son las unidades más cercanas.

De las Plantas anteriores, aquellas que de acuerdo al diagrama A-101 presentan conexión al cabezal de desfogue ácido son:

- Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas (U-400).
- Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos (U-600).
- Planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos (U-300).
- Planta Hidrodesulfuradora de Diesel V (U-4000).
- Planta de Azufre I (U-200).

Posteriormente se analizará que corrientes de desfogue serán contempladas como corrientes de gas a recuperar.

La descripción del proceso de Hidrodesulfuración y de la plantas que conforman el sector de estudio ya fue realizada anteriormente, por lo que se omitirá en este capítulo.

#### ***4.2 Corrientes que integran el sistema de Desfogue Actual <sup>17</sup>***

Las corrientes que integran el sistema de desfogue actual del sector de Hidrodesulfuración se representan en el diagrama A-101: “Diagrama de Balance del Sistema de Desfogue Actual, Sector de Hidrodesulfuración”, las corrientes que forman el sistema de desfogue son de tres tipos:

- a) Desfogue de Alta.
- b) Desfogue de Baja.
- c) Desfogue Ácido.

---

<sup>17</sup> Ver anexo I.

Al analizar la información documental del sistema de desfogue de la refinería (Diagramas de Flujo de Proceso (DFP), Diagramas de Desfogue y Sumario de Válvulas), se sabe que las emisiones al sistema de desfogue provienen de válvulas de seguridad y válvulas de control o de líneas con válvulas manuales.

En condiciones normales de operación de las plantas, las emisiones al sistema de desfogue ocurren por la apertura de válvulas de control o válvulas normales. Si se está fuera de las condiciones normales (caso de emergencia), se abren las válvulas de seguridad.

El diseño del Sistema de Recuperación de Gas se basa en las emisiones de gas que provienen de las válvulas de control y manuales, en caso de que ocurriera una situación de emergencia esta corriente será enviada al sistema de desfogue.

Las corrientes de interés para la presente investigación son las corrientes de desfogue ácido, como puede apreciarse en el diagrama A-101, los tres tipos de corrientes desfogan de forma continua al quemador elevado Q-101 (Ver anexo 1).

Las corrientes representadas en el diagrama A-101, son de dos tipos:

- A) Corrientes de carga, es decir aquellas que alimentan las diferentes plantas de proceso que conforman el sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio.
- B) Corrientes de desfogue, cuya finalidad es permitir la liberación de exceso de presión en equipos y tuberías por medio del desplazamiento de la masa de fluido hasta un sitio donde se pueda disponer (quemar) con seguridad, evitando el contacto de dicho fluido con la atmósfera. <sup>(13), (18)</sup>

A continuación se enlistan las corrientes que conforman el actual sistema actual de desfogue:

a) Corrientes de Carga del Sistema de Desfogue Actual.

- Corriente 1. Carga del tanque separador de Gas Combustible, enviada a plantas del sector de Hidrodesulfuración (U-400, U-500, U-700, U-800 y U-4000).

- Corriente 2. Carga de Gas Combustible a planta Hidrodesulfuradora de Naftas (U-400).
- Corriente 3. Carga de Gas Combustible a planta Reformadora de Naftas (U-500).
- Corriente 4. Carga de Gas Combustible a planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios (U- 700).
- Corriente 5. Carga de Gas Combustible a planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios (U-800).
- Corriente 6. Carga de Gas Combustible a planta Hidrodesulfuradora de Diesel (U-4000).
- Corriente 7. Carga de Gas Combustible a planta Recuperadora de Azufre.
- Corriente 8. Gas Combustible a Desfogue, enviado del tanque de balance de gas combustible FA-101, al quemador elevado Q-101.
- Corriente 9. Gas Amargo (gas con alto contenido de H<sub>2</sub>S) de planta Hidrodesulfuradora de Naftas a planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos (U-600).
- Corriente 10. Gas Amargo de planta Hidrodesulfuradora de la planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios I (U-700) a la planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos (U-600).
- Corriente 11. Gas Amargo de planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios II (U-800) a la planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos (U-600).
- Corriente 12. Hidrógeno de la planta Reformadora de Naftas (U-500) a la planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.

b) Corrientes de Desfogue del Sistema Actual:

- Corriente 13. Desfogue de Alta de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas.
- Corriente 14. Desfogue de Baja de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas, el

desfogue proviene principalmente de dos equipos, uno de los cuales arrastra hidrocarburos líquidos.

- Corriente 15. Desfogue Ácido proveniente de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas.
- Corriente 16. Desfogue de Alta proveniente de la planta Reformadora de Naftas.
- Corriente 17. Desfogue de Baja proveniente de la planta Reformadora de Naftas.
- Corriente 18. Desfogue de Alta proveniente de planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios I.
- Corriente 19. Desfogue de Baja proveniente de planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios I.
- Corriente 20. Desfogue de Alta proveniente de planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios II.
- Corriente 21. Desfogue de Baja proveniente de planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios II.
- Corriente 22. Desfogue de Alta proveniente de planta Hidrodesulfuradora de Diesel.
- Corriente 23. Desfogue de Alta proveniente de planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios I.
- Corriente 24. Desfogue Ácido de la planta Recuperadora de Azufre I.
- Corriente 25. Desfogue de Baja, proveniente de la planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.
- Corriente 26. Desfogue de Alta proveniente de la planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.
- Corriente 27. Desfogue Ácido proveniente de la planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.
- Corriente 28. Desfogue de Baja proveniente de la planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.
- Corriente 29. Cabezal de Desfogue de Alta, integra las corrientes 13, 16, 18 y

- 20, enviando a tanque separador de desfogue de alta presión TH-101 y posteriormente al tanque acumulador de líquidos TH-102.
- Corriente 30. Cabezal de Desfogue de Baja, integra las corrientes 14, 17, 19, 21 y 28 enviando a tanque separador de desfogue de baja presión TH-103.
  - Corriente 31. Desfogue de Baja, integra las corrientes 22, 25 y 30 esta última proveniente del tanque separador de desfogue de baja presión, la corriente resultante es enviada al tanque acumulador de líquidos TH-102.
  - Corriente 32. Desfogue Húmedo proveniente del tanque acumulador de líquidos TH-102 integra las corrientes 29 y 31, esta corriente es enviada al quemador elevado QE-101.
  - Corriente 33. Cabezal de Desfogue Ácido, integra las corrientes 15, 23, 24, 26, 27, esta corriente desemboca en el tanque colector de condensados del desfogue ácido TH-104. y posteriormente en el tanque de sello TH-105, para finalmente ser enviado al quemador elevado QE-101.

De acuerdo con la descripción anterior del sistema de desfogue actual, las principales corrientes, que forman parte de este sistema son:

- a) Corriente 8. Esta corriente provee de gas combustible al quemador Q-101, y no se será considerada para la propuesta de sistema de recuperación y por ende seguirá siendo enviada al quemador elevado QE-101.
- b) Corriente 32. La corriente de desfogue húmedo es rica en hidrógeno e hidrocarburos, lo cual implica que sea una corriente con potencial de recuperación, sin embargo dicha recuperación no está contemplada en la presente investigación.
- c) Corriente 33. Desfogue ácido, la principal característica de esta corriente es su

alto contenido de  $H_2S$ . La presente investigación se enfocara en analizar la posibilidad de recupere e incorporar esta corriente de forma total o parcial en alguno de los procesos petroquímicos que forman parte del sector de Hidrodesulfuración.

Una vez descrita la integración de corrientes que forman el sistema de desfogue, se analiza la posibilidad de recuperación de las mismas en función de su composición y flujo, se tiene desfogue de alta presión con baja cantidad de  $H_2S$ , de desfogue de baja presión con bajo contenido de  $H_2S$  y corrientes de desfogue ácido, son estas últimas las corrientes de interés en el presente trabajo, para identificar la posibilidad de recuperación de las mismas.

A continuación se muestra las características de la corriente que posiblemente pueda ser recuperada, la corriente 33, correspondiente al desfogue ácido del sector de Hidrodesulfuración de la refinera de estudio, la composición de esta corriente es resultado del balance de las corrientes: 15, 23, 24, 27 y la corriente 26 la cual pertenece al desfogue de alta, pero es conectada físicamente con el cabezal de desfogue ácido antes del tanque colector de condensados TH-104, como se muestra en el diagrama A-101.

La corriente 33, tiene la siguiente composición:

<b>Corrientes que integran el Cabezal de Desfogue Ácido Actual</b>					
<b>CORRIENTE:</b>	<b>15</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>26</b>	<b>27</b>
<b>Componente: (% mol)</b>	<b>Desfogue Ácido</b>	<b>Desfogue Ácido</b>	<b>Desfogue Ácido</b>	<b>Desfogue De Alta</b>	<b>Desfogue Ácido</b>
Hidrógeno H <sub>2</sub>				89.81	
Metano C <sub>1</sub>			2.00	3.52	
Etano C <sub>2</sub>				2.67	
Propano C <sub>3</sub>				2.46	
i-Butano i-C <sub>4</sub>				0.42	
n-Butano n-C <sub>4</sub>				0.52	
i-Pentano i-C <sub>5</sub>				0.27	
n-Pentano n-C <sub>5</sub>				0.18	
Hexano más pesados C6 + P				0.15	
Ácido Sulfhídrico H <sub>2</sub> S		93.60	94.00		93.60
Dióxido de carbono CO <sub>2</sub>		3.54			3.54
Hidrocarburos HC		2.86			2.86
Agua H <sub>2</sub> O			4.0		
Flujo Op. Promedio (Mm <sup>3</sup> /día)		10.51	17.15	3.0	0.43
Presión Estimada (kgf/cm <sup>2</sup> man)		0.87		14.30	0.85
Temperatura Estimada (°C)		51.50		66.52	98.92

Tabla 4.1 Características de las corrientes del actual Sistema de Desfogue, que se integran al cabezal de desfogue ácido.

<b>CORRIENTE: 33</b>		
Componente:		Desfogue Ácido
H <sub>2</sub>	Hidrógeno	8.67
C <sub>1</sub>	Metano	2.45
C <sub>2</sub>	Etano	0.26
C <sub>3</sub>	Propano	0.24
i-C <sub>4</sub>	i-Butano	0.04
n-C <sub>4</sub>	n-Butano	0.05
i-C <sub>5</sub>	i-Pentano	0.03
n-C <sub>5</sub>	n-Pentano	0.02
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulfhídrico	84.78
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono	1.25
H <sub>2</sub> O	Agua	2.21
Flujo Op. Promedio (Mm <sup>3</sup> /día)		31.10

Tabla 4.2 Composición de la corriente 33 del actual Sistema de Desfogue, correspondiente al cabezal de desfogue ácido.

### **4.3 Análisis de las corrientes que integran el cabezal de desfogue ácido actual**

Antes de plantear usuarios para la corriente de gas a recuperar, se propone separar la corriente 26 “Desfogue de Alta proveniente de la Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos”, del actual cabezal de desfogue ácido.

Como puede observarse en la tabla 4.1, esta corriente es rica en hidrógeno, pues posee un 89.81% mol de dicho componente, por lo tanto se recomienda reconectar esta corriente a un usuario que requiera corrientes ricas en ese gas, como es el caso de la Unidad Purificadora de Hidrógeno (PSA), localizada en la Unidad Hidrodesulfuradora de Diesel (U-4000), otro posible receptor a esta corriente es la Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos. De esta forma la corriente sería reinsertada al sector de Hidrodesulfuración, lo cual con lleva un ahorro en materias primas y por ende económico para la refinería al tratarse el hidrógeno de un compuesto de alto valor económico y gran utilidad en diversos procesos de refinación como en el caso de la hidrodesulfuración.

En el caso de la corriente 15 “Desfogue Ácido proveniente de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas (U-400)”, se sabe que esta corriente proviene del tanque de aguas amargas FA-110, y no se cuenta con datos de composición y flujo para este equipo, sin embargo la corriente 15 se encuentra normalmente sin flujo como puede apreciarse en el diagrama A-101, por lo que no será considerada como para ser recuperada.

La corriente 23 “Desfogue Ácido proveniente de la Unidad Hidrodesulfuradora de Diesel (U-4000)”, presenta las siguientes características:

<b>Corriente 23 Desfogue Ácido</b>					
Componente:		kgmol/día	%mol	kg/día	% masa
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulphídrico	597.4	93.6	20311.1	92.49
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	22.6	3.54	994.1	4.53
HC	Hidrocarburos	18.3	2.86	655.1	2.98
Total		638.23	100	21960.4	100

Tabla 4.3 Composición de la Corriente 23.

<b>Características de la Corriente 23</b>	
Flujo Op. Promedio: (Mm <sup>3</sup> /día / Mft <sup>3</sup> /día)	10.51 Mm <sup>3</sup> /día 371.2 Mft <sup>3</sup> /día
Presión Estimada (manométrica):	0.87 kgf/cm <sup>2</sup> 0.842 atm 12.38 psig
Temperatura Estimada:	51.5 °C 124.7 °F
Densidad:	2.089 Kg/m <sup>3</sup> 0.130 lb/ft <sup>3</sup>
Flujo másico:	21,960.4 kg/día 48,414.3 lb/día
Flujo molar:	638.2 kgmol/día 1406.7 lbmol/día
Flujo Másico de Azufre:	17,992 kg/día 33,664.9 lb/día

Tabla 4.4 Características de la Corriente 23.

La corriente 23 posee un flujo másico de 21,906.4 kg/día, de gas ácido de los cuales 20,311.1 kg/día corresponden a ácido sulfhídrico, a partir del cual es posible obtener 17,992 kg/día de azufre, esta corriente será considerada para su recuperación.

La corriente 24 “Desfogue Ácido proveniente de la Planta de Azufre I (U-200), presenta las siguientes características:

<b>Corriente 24 Desfogue Ácido</b>					
Componente:		kgmol/día	%mol	kg/día	% masa
C1	Metano	19.59	2.0	313.4	0.97
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulfhídrico	920.65	94.0	31,302.1	96.85
H <sub>2</sub> O	Agua	39.18	4.0	705.2	2.18
Total		979.42	100	32,320.7	100

Tabla 4.5 Composición de la Corriente 24.

<b>Características de la Corriente 24</b>	
Flujo Op. Promedio: (Mm <sup>3</sup> /día / Mft <sup>3</sup> /día)	17.15 Mm <sup>3</sup> /día 605.6 Mft <sup>3</sup> /día
Presión Estimada (manométrica):	0.86 kgf/cm <sup>2</sup> 0.832 atm 12.23 psig
Temperatura Estimada:	70 °C 158 °F
Densidad:	1.88 Kg/m <sup>3</sup> 0.118 lb/ft <sup>3</sup>
Flujo másico:	32,320.7 kg/día 71,254.8 lb/día
Flujo molar:	979.4 kgmol/día 2,159.2 lbmol/día
Flujo Másico de Azufre:	27,728 kg/día 33,664.9 lb/día

Tabla 4.6 Características de la Corriente 24.

La corriente 24 posee un flujo másico de 32,320.7 kg/día, de gas ácido de los cuales 31,302.1 kg/día corresponden a ácido sulfhídrico, a partir del cual es posible obtener 27,728 kg/día de azufre, esta corriente es la que aporta el mayor flujo másico al cabezal de desfogue ácido actual y será considerada para su recuperación.

Finalmente tenemos la corriente 27 “Desfogue Ácido proveniente de la Planta de Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos (U-600), presenta las siguientes características:

<b>Corriente 27 Desfogue Ácido</b>					
Componente:		kgmol/día	%mol	kg/día	% masa
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulphídrico	21.07	93.6	716.4	92.70
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	0.80	3.54	35.1	4.54
HC	Hidrocarburos	0.64	2.86	21.4	2.77
Total		22.51	100	772.9	100

Tabla 4.7 Composición de la Corriente 27.

<b>Características de la Corriente 27</b>	
Flujo Op. Promedio: (Mm <sup>3</sup> /día / Mft <sup>3</sup> /día)	0.43 Mm <sup>3</sup> /día 15.2 Mft <sup>3</sup> /día
Presión Estimada (manométrica):	0.85 kgf/cm <sup>2</sup> 0.823 atm 12.1 psig
Temperatura Estimada:	98.92 °C 210.1 °F
Densidad:	1.80 Kg/m <sup>3</sup> 0.112 lb/ft <sup>3</sup>
Flujo másico:	772.9 kg/día 1,703.8 lb/día
Flujo molar:	22.5 kgmol/día 49.60 lbmol/día
Flujo Másico de Azufre:	635 kg/día 1,400.0 lb/día

Tabla 4.8 Características de la Corriente 27.

La corriente 27 posee un flujo másico de 772.9 kg/día, de gas ácido de los cuales 716.4 kg/día corresponden a ácido sulfhídrico, a partir del cual es posible obtener 635 kg/día de azufre, esta corriente es la que aporta el menor flujo másico al cabezal de desfogue ácido con las corrientes de desfogue propuestas y será considerada para su recuperación.

De las cinco corrientes conectadas al cabezal de desfogue ácido, las corrientes 15 y 22 serán descartadas para la propuesta de recuperación, por lo tanto es necesario calcular la composición del cabezal de desfogue ácido resultante del balance de materia de las corrientes 23, 24 y 27.

El resultado de dicho balance<sup>18</sup>, se muestra a continuación, adicionalmente a través de un balance de energía se estimo la temperatura correspondiente a esta corriente, que será llamada 34, esta corriente será la corriente a recuperar durante el presente trabajo.

A continuación se presenta la composición de la corriente 34 de acuerdo al anexo II:

<b>Corriente 34 Gas Ácido a Recuperar</b>					
Componente:		kgmol/día	%mol	kg/día	% masa
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulfhídrico	1,539.1	93.84	52,329.6	95.07
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	23.4	1.43	1,029.2	1.87
HC	Hidrocarburos	38.5	2.34	978.4	1.78
H <sub>2</sub> O	Agua	39.2	2.39	705.2	1.28
Total		1,640.2	100	55,042.4	100

Tabla 4.9 Composición de la Corriente 34 Gas Ácido a Recuperar.

<sup>18</sup> Para consultar cálculos ver anexo II.

La corriente 34, presenta las siguientes características:<sup>19</sup>

<b>Características de la Corriente 34 Gas Ácido a Recuperar</b>	
Flujo Op. Promedio: (Mm <sup>3</sup> /día / Mft <sup>3</sup> /día)	28.1425 Mm <sup>3</sup> /día 993.8 Mft <sup>3</sup> /día
Presión Estimada (manométrica):	0.86 kgf/cm <sup>2</sup> 0.832 atm 12.23 psig
Temperatura Estimada:	61.1 °C 142 °F
Densidad:	1.956 Kg/m <sup>3</sup> 0.122 lb/ft <sup>3</sup>
Flujo másico:	55,042.4 kg/día 121,347.7 lb/día
Flujo molar:	1640.2 kgmol/día 3,616 lbmol/día
Flujo Másico de Azufre:	46,354.3 kg/día 102,192.0 lb/día

Tabla 4.10 Características de la Corriente 34 Gas ácido a Recuperar.

<sup>19</sup> Pare ver cálculos consulte anexo II.

#### **4.4 Posibles Usuarios del Gas Ácido a Recuperar:**

La corriente de gas ácido a recuperar (corriente 34) tiene un flujo volumétrico de 28,142.5 m<sup>3</sup>/día a 63.1 °C y 0.86 kgf/cm<sup>2</sup> man (1.661 kgf/cm<sup>2</sup> abs), con un 93.84% mol (95.07 % masa) de H<sub>2</sub>S<sup>20</sup>.

Una vez que la corriente de gas ácido a recuperar ya ha sido definida, se busca posibles receptores dentro del sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio.

Dentro de este sector los posibles usuarios del gas ácido a recuperar son los siguientes:

- Planta de Recuperación de Azufre I.
- Planta de Recuperación de Azufre II.
- Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, Sector de Tratamiento con DEA (Unidad Girbotol).

La descripción de estas plantas, fue realizada anteriormente en el capítulo 3.

##### **a) Opción 1: Planta de Recuperación de Azufre I <sup>21</sup>**

El presente trabajo tiene como finalidad recuperar e integrar dentro de los procesos que integran el Sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio las corrientes de desfogue ácido, que actualmente son enviadas al quemador elevado QE-01, para ello se busca un proceso que permita la reutilización de dichas corrientes, el cual puede ser parte de la actual configuración de la refinería de estudio o una incorporación nueva al esquema actual de la refinería.

La característica principal de las corrientes de desfogue ácido es la presencia del ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) como componente mayoritario, por lo tanto se buscará la obtención de azufre elemental el cual es materia prima en una gama de procesos

---

<sup>20</sup> Ver anexo II.

<sup>21</sup> Ver diagrama A-102 (Anexo III).

de carácter industrial, a través de la recuperación y tratamiento del ácido sulfhídrico.

Para ello la planta recuperadora de azufre del sector de hidrosulfuración, representa una alternativa.

La planta emplea el Proceso Claus para producir azufre elemental a partir de gas ácido.

La alimentación de gas ácido a la Unidad de Amina es de 60, 912 Sm<sup>3</sup>/día a 15.6 °C & 1 atm. El gasto de gas ácido a recuperar a estas condiciones (15.6 °C & 1 atm) es de 38,862.9 m<sup>3</sup>/día, correspondiente al 63.8% de la capacidad de la recuperación de gas ácido, de la Planta de Recuperación de Azufre.

La temperatura de entrada a dicha unidad es de 54 °C, por lo tanto la diferencia de temperatura entre la corriente de gas ácido a recuperar y esta unidad es de 9.1 °C. El punto de recuperación para el gas ácido se localiza en el cabezal de desfogue ácido actual, antes del tanque TH-104 (tanque colector de condensados del desfogue ácido) y la distancia del punto de recuperación a la planta de Recuperación de Azufre es de aproximadamente 198.5 m. La información anterior se presenta en las siguientes tablas:

Flujo de Gas Ácido a recuperar (a 15.6 °C & 1 atm)	Capacidad de la Planta de Azufre I <sup>(2)</sup> (a 15.6 °C & 1 atm)	% del Flujo de Gas respecto a la Capacidad de Planta de Azufre I
38,862.9 m <sup>3</sup> /día	60, 912 m <sup>3</sup> /día	63.8%

Tabla 4.11 Porcentaje (%) del flujo de Gas Ácido a Recuperar respecto a la capacidad de de tratamiento de gas ácido la Planta Recuperadora de Azufre I.

Corriente de Gas a Recuperar		Entrada a la Planta de Recuperación de Azufre I <sup>(2)</sup>	
Temperatura (°C)	Presión (kgf/cm <sup>2</sup> man/psig)	Temperatura (°C)	Presión (kgf/cm <sup>2</sup> man/psig)
63.1	0.86/12.227	54	0.633/9.001

Tabla 4.12 Temperatura y Presión (Gas a Recuperar / Entrada a Planta de Azufre I).

El diagrama de flujo correspondiente para esta opción de recuperación es el diagrama A-102, que se muestra en el anexo III.

De acuerdo a información proporcionada por la refinería, se sabe que actualmente, la planta opera al 50% de capacidad, es decir de los dos trenes de recuperación de azufre Claus a partir de gas ácido, solo uno se encuentra en servicio.

La opción de recuperación consiste en rehabilitar y poner en funcionamiento el tren que actualmente se encuentra fuera de servicio con ello podrían tratarse 30,456 m<sup>3</sup>/día a 15.6 °C & 1 atm, el resto 8,406.9 m<sup>3</sup>/día a las mismas condiciones, sería enviado al tren que actualmente se encuentra en operación.

Para implementar esta opción de recuperación la diferencia de presión entre el gas a recuperar y la presión de entrada al tren de la Planta de Azufre es de 0.227 kgf/cm<sup>2</sup>, de tal forma que no se requiere de equipo especial para transportar el fluido o condicionarlo a una presión superior a 0.85 kgf/cm<sup>2</sup> man (presión del gas a recuperar).

Respecto a la diferencia de temperatura entre la corriente de gas a recuperar y la requerida a la entrada de la planta de azufre esta última es 9 °C menor, y no se empleara un equipo de transferencia de calor en este caso. Por lo tanto no se requiere de equipo adicional, sin embargo se necesita realizar nuevas conexiones

de tubería con una longitud total de alrededor de 198.5 m <sup>(4)</sup> y un diámetro interno de 6 in (Este diámetro proporcionaría al gas una velocidad de 18.083 m/s), adicionalmente se estimo la caída de presión considerando el diámetro de tubería y la distancia recorrida por el gas, obteniendo un valor de 0.00105 kgf/cm<sup>2</sup>, valor que en este caso se considera despreciable<sup>22</sup>.

Dado que el fluido a transportar es corrosivo el material de tubería es seleccionado de acuerdo a la norma NRF-032-PEMEX-2005<sup>(14)</sup>, para gas ácido y un diámetro de 6 in la tubería adecuada es: ASTM A 106 Grado B, cuya composición se muestra a continuación:

Componente:	Composición %		
	Grado A	Grado B	Grado C
Carbón, max <sup>A</sup>	0.25	0.30	0.35
Manganeso	0.27-0.93	0.29-1.06	0.29-1.06
Fósforo, max	0.035	0.035	0.035
Azufre, max	0.035	0.035	0.035
Silicio, min	0.10	0.10	0.10
Cromo, max <sup>B</sup>	0.40	0.40	0.40
Cobre, max <sup>B</sup>	0.40	0.40	0.40
Molibdeno, max <sup>B</sup>	0.15	0.15	0.15
Níquel, max <sup>B</sup>	0.40	0.40	0.40
Vanadio, max <sup>B</sup>	0.08	0.08	0.08

<sup>A</sup> Por cada reducción de 0.01% por debajo del máximo carbón especificado, un incremento de 0.06% de manganeso sobre el máximo valor especificado se permitirá hasta un máximo de 1.35%.

<sup>B</sup> Estos cinco elementos combinados no deben exceder el 1%.

Tabla 4.13 Especificaciones de Material de Tubería para Gas Ácido.<sup>23</sup>

<sup>22</sup> Para ver cálculos consulte anexo VI.

<sup>23</sup> ASTM. Standard Specification for Seamless Carbon Steel Pipe for High Temperature Service (A 106)

Las ventajas de esta opción son transformar el H<sub>2</sub>S, en azufre elemental de grado comercial con una eficiencia de 99.8% de azufre elemental lo cual equivale a 46,261.6 kg/día<sup>24</sup> de azufre, que dejaran de ser emitidas a la atmósfera y podrán ser comercializados, la desventaja será la producción de aproximadamente 1.79 toneladas de CO por día.<sup>25</sup>

Respecto a los gastos derivados de implementar las adecuaciones para implementar esta opción de recuperación, se tienen gastos de tubería y gastos de ingeniería.

#### **b) Opción 2: Planta de Recuperación de Azufre II**<sup>26</sup>

Las especificaciones correspondientes a la Planta de Recuperación de Azufre II, son las mismas que la planta de Azufre I, por lo cual la planta es capaz de producir 84.53 toneladas de azufre con una pureza no menor de 99.8%.

De acuerdo a información proporcionada por la refinería se sabe que actualmente la planta se encuentra fuera de servicio, de rehabilitarse la planta la corriente de gas ácido a recuperar podría ingresar a la planta logrando recuperar 46,261.6 ton/día de azufre, al igual que en el caso de la planta Recuperadora de Azufre I.

La temperatura de entrada a dicha unidad es de 54 °C, la diferencia de temperatura entre la corriente de gas ácido a recuperar y esta unidad es de 9.1°C, y la distancia entre el punto de recuperación a la planta de Recuperación de Azufre es de aproximadamente 246.3 m, al igual que en el caso de la planta de Azufre I, no se requiere de equipo adicional para acondicionar la corriente de gas ácido a la entrada de la Planta Recuperadora de Azufre II.

---

<sup>24</sup> 46,354 kg/día de azufre \* 0.998 = 46,261.6 kg/día de azufre.

<sup>25</sup> Para ver cálculos consulte anexo X.

<sup>26</sup> Ver diagrama A-103 (Anexo IV).

El porcentaje de gas ácido a recuperar, respecto a la planta Recuperadora de Azufre II, así como las características de presión y temperatura del gas ácido a recuperar y la planta de Azufre II.

Flujo de Gas Ácido recuperar (a 15.6 °C & 1 atm)	Capacidad de la Planta de Azufre II <sup>(2)</sup> (a 15.6 °C & 1 atm)	% del Flujo de Gas respecto a la Capacidad de la U. de Amina
38,862.9 m <sup>3</sup> /día	60, 912 m <sup>3</sup> /día	63.8%

Tabla 4.14 Porcentaje (%) del flujo de Gas Ácido a Recuperar respecto a la capacidad de tratamiento de gas ácido de la Planta Recuperadora de Azufre II.

Corriente de Gas a Recuperar		Entrada a la Planta de Recuperación de Azufre II. <sup>(2)</sup>	
Temperatura (°C)	Presión (kgf/cm <sup>2</sup> man/ psig)	Temperatura (°C)	Presión (kgf/cm <sup>2</sup> man/ psig)
63.1	0.86/12.227	54	0.633/9.001

Tabla 4.15 Temperatura y Presión (Gas a Recuperar-Entrada a Planta de Azufre II).

El diagrama de flujo correspondiente para esta opción de recuperación es el diagrama A-103, que se muestra en el anexo IV.

Esta planta se encuentra más alejada del punto de recuperación, que la planta de Azufre I, la distancia en entre el punto de Recuperación y la planta recuperadora de Azufre es aproximadamente 246.3 metros, de seleccionarse esta opción se

emplearía tubería de 6 in, con especificación ASTM A 106 Grado B, adicionalmente se estimo la caída de presión<sup>27</sup> considerando el diámetro de la tubería y la distancia recorrida por el fluido, obteniendo un valor de 0.0013 kgf/cm<sup>2</sup>.

Para implementar esta opción de recuperación se generaran gastos, derivados de la compra e instalación de tubería, independientemente de los costos asociados a poner en servicio la planta de Azufre II.

De poner en servicio nuevamente la planta de Azufre II, se tendría capacidad no solamente para tratar la corriente de gas ácido a recuperar, sino también capacidad para tratar 22,050 m<sup>3</sup>/día de gas ácido adicionales al gas a recuperar, a 15.6 °C y 1 atm, capacidad que podría ser empleada a futuro.

### **c) Opción 3: Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, Sector de Tratamiento con DEA (Unidad Girbotol)<sup>28</sup>**

Finalmente tenemos como posible usuario de la corriente de gas ácido a recuperar el Sector de Tratamiento con DEA de la planta Tratadora y Fraccionadora, la finalidad de este sector es generar gas dulce a partir de gas amargo.

El proceso de endulzamiento de gas consiste en remover los contaminantes ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) y bióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), del gas amargo. Este proceso consiste en la absorción selectiva de los contaminantes, mediante una solución acuosa, a base de una formulación de amina en este caso Dietanolamina (DEA), la cual circula en un circuito cerrado donde es regenerada para su continua utilización.

Del manual de operación correspondiente sabemos que la capacidad de diseño del Sector de Tratamiento con DEA es de 261,360 Sm<sup>3</sup>/día a 20°C & 1 kgf/cm<sup>2</sup> abs. El gasto de gas ácido a recuperar a estas condiciones

---

<sup>27</sup> Para ver cálculos consulte anexo VI.

<sup>28</sup> Ver diagrama A-104 (Anexo V).

(20°C & 1 kgf/cm<sup>2</sup> abs) es de 56,277.2 m<sup>3</sup>/día, correspondiente al 21.36% de la capacidad del Sector de Tratamiento con DEA, de la Planta U-600.

La temperatura de entrada a dicho sector es de 38 °C y la presión de entrada al sector (Previo al Separador de Gas Amargo FA-601) es de 4.9 kgf/cm<sup>2</sup> man , la diferencia de temperatura entre la corriente de gas ácido a recuperar y esta unidad es de 25.1 °C mientras que la diferencia de presión entre la Unidad Girbotol y la presión de la corriente a recuperar es aproximadamente de 4.05 kgf/cm<sup>2</sup>, en cuanto a la distancia entre el punto de recuperación y el Sector de Tratamiento con DEA esta es de aproximadamente 592 m a través del rack de tuberías de la refinería de estudio.

Flujo de Gas Ácido recuperar (a 20°C & 1 kgf/cm <sup>2</sup> abs)	Capacidad de la Unidad de Amina <sup>(2)</sup> (a 20°C & 1 kgf/cm <sup>2</sup> abs)	% del Flujo de Gas respecto a la Capacidad del Sector de Tratamiento con DEA
40,756 m <sup>3</sup> /día	261,360 m <sup>3</sup> /día	15.6%

Tabla 4.16 Porcentaje (%) del flujo de Gas Ácido a Recuperar respecto a la capacidad del Sector de Tratamiento con DEA en la planta U-600.

Corriente de Gas a Recuperar		Entrada al Sector de Tratamiento con DEA <sup>(2)</sup>	
Temperatura (°C)	Presión (kgf/cm <sup>2</sup> man/psig)	Temperatura (°C)	Presión (kgf/cm <sup>2</sup> man/psig)
63.1	0.85/12.09	38	4.9/69.7

Tabla 4.17 Temperatura y Presión (Gas a Recuperar / Entrada a Sector de Tratamiento con DEA).

El diagrama de flujo correspondiente para esta opción de recuperación es el diagrama A-104, que se muestra en el anexo V.

Como puede apreciarse, para enviar el gas a recuperar a esta planta es necesaria la implementación de equipo para acondicionar la corriente a recuperar a las condiciones de entrada al Sector de Tratamiento con DEA.

El equipo empleado consistirá en un compresor y un cambiador de calor, este último empleara agua como fluido de enfriamiento, de acuerdo a información de servicios auxiliares, el agua de enfriamiento se encuentra disponible a una temperatura de 32 °C, mientras que el agua de enfriamiento de retorno tiene una temperatura de 46 °C, es decir el agua de enfriamiento sale del enfriador a 46 °C.

Al implementar un compresor habrá un aumento de temperatura en la corriente de gas al salir de este equipo, por lo que el diseño del cambiador debe considerar dicho aumento de temperatura.

El arreglo sugerido para acondicionar la corriente de gas a recuperar, consiste en implementar primero un compresor para trasladar el fluido a recuperar y alcanzar la presión requerida por el usuario, después la corriente entrara a un cambiador de calor. El objetivo de estos dos equipos es pasar la corriente de gas ácido de 63.5 °C y 0.85 kgf/cm<sup>2</sup> man, a 38°C y 4.9 kgf/cm<sup>2</sup> man.

A continuación se presenta una estimación del equipo requerido para implementar esta opción de recuperación de gas ácido.

a) Compresor para acondicionar el gas ácido a recuperar y enviar a la Sección de Tratamiento con DEA de la U-600, de la refinería de estudio.<sup>29</sup>

<b>PARÁMETRO:</b>	<b>ESPECIFICACIÓN:</b>
Tipo:	Reciprocante
Presión de Succión, kgf/cm <sup>2</sup> ( lbf/in <sup>2</sup> )	1.652 (23.49)
Presión de Descarga, kgf/cm <sup>2</sup> ( lbf/in <sup>2</sup> )	5.703 (81.10)
Temperatura de Descarga, °C (°F)	178 (352)
Eficiencia Adiabática	85%
Potencia al freno, kW (BHp)	81.02 (108.65)
Potencia al freno del motor Seleccionado, kW (BHp)	93.25 (125)

Tabla 4.18 Especificación estimada del compresor (Opción 3: U-600, Sector de Tratamiento con DEA).

Adicionalmente se estimo la caída de presión considerando la presión de descarga del compresor y la distancia aproximada entre el punto de recuperación y el Sector de Tratamiento con DEA, la caída de presión estimada<sup>30</sup> fue de 0.00098 kgf/cm<sup>2</sup>, cantidad que en este caso se considera despreciable considerando que la corriente de gas a recuperar tendrá una presión de 4.9 kgf/cm<sup>2</sup> a la salida del compresor, al igual que en el caso de las opciones de las Plantas Recuperadoras de Azufre I y II, la caída de presión es mínima.

<sup>29</sup> Para ver cálculos consulte anexo VIII.

<sup>30</sup> Para ver cálculos consulte anexo VII.

b) Intercambiador de calor para acondicionar el gas ácido a recuperar y enviar a la Sección de Tratamiento con DEA de la U-600.<sup>31</sup>

Después de implementar el equipo compresor para el gas ácido se requiere emplear un cambiador de calor para condicionar la corriente de gas a recuperar a la temperatura requerida por la Unidad de Tratamiento con DEA (Unidad de Proceso Girbotol de la unidad U-600, de la refinería de estudio).

<b>PARÁMETRO:</b>	<b>ESPECIFICACIÓN:</b>
Tipo	Tubos y coraza
Flujo alimentado, m <sup>3</sup> /hr (ft <sup>3</sup> /hr)	1,698.0 (59,965.8) Cond. PEMEX (20 °C y kgf/cm <sup>2</sup> )
Área transferencia, m <sup>2</sup> (ft <sup>2</sup> )	14.3 (154)

Tabla 4.19 Especificación estimada de intercambiador (Opción 3: U-600, Sector de Tratamiento con DEA).

Adicionalmente se estimaron los siguientes parámetros, relativos al fluido de enfriamiento del cambiador de calor:

<b>PARÁMETRO:</b>	<b>ESPECIFICACIÓN:</b>
Fluido de enfriamiento	Agua
Flujo de servicio de fluido de enfriamiento, kg/hr (lb/h)	7,332 (16,164)
Flujo de servicio de fluido de enfriamiento, m <sup>3</sup> /min (gpm)	0.1219 (32.2)

Tabla 4.20 Especificación estimada de intercambiador, fluido de enfriamiento.

<sup>31</sup> Para ver cálculos consulte anexo IX.

En el lado de los tubos se tienen las siguientes características:

PARÁMETRO:	ESPECIFICACIÓN:
BWG	18
Diámetro Externo Tubo (DE), mm (in)	19.05 (0.75)
Diámetro Interno Tubo (DI), mm (in)	10.56 (0.652)
Número de Tubos	98
Longitud del Tubo, m (ft)	2.4384 (8)
Tipo de Arreglo.	Triangular
Paso, mm (in)	23.813 (15/16)
Caída de Presión ( $\Delta P_T$ ), kgf/cm <sup>2</sup> ( lb/in <sup>2</sup> )	0.0014 (0.02)

Tabla 4.21 Especificación estimada de intercambiador, "Lado Tubos".

En el lado de la coraza se tienen las siguientes características:

Diámetro Interno mm (in)	304.8 (12)
Caída de Presión $\Delta P_S$ kgf/cm <sup>2</sup> ( lb/in <sup>2</sup> )	0.037 (0.52)

Tabla 4.22 Especificación estimada de intercambiador, "Lado Coraza".

Adicionalmente tendría que instalarse aproximadamente 592 m de tubería especificación ASTM A 106 Grado B.

Esta tercera opción de recuperación requiere la mayor cantidad de tubería así como la instalación de equipo para acondicionar la corriente a recuperar, y por ende la que mayores gastos ocasionaría.

De acuerdo a información proporcionada por la refinería de estudio, actualmente este sector (Tratamiento con DEA), actualmente no se encuentra funcionando, por

lo que tendría que reiniciar operaciones para poder implementar esta opción adicionalmente como parte del proceso de endulzamiento de gas ácido, el ácido sulfhídrico es removido y típicamente enviado a una planta recuperadora de azufre, por lo que tendría que ser puesto en operación al menos un tren de recuperación de azufre en cualquiera de las Plantas de Recuperación de Azufre del sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio, lo cual permitiría obtener azufre elemental, como en las opciones anteriores. Adicionalmente, para un mayor aprovechamiento del gas ácido y el gas dulce a recuperar de implementar esta opción, tendría que emplearse la Sección de Tratamiento Cáustico de la unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos para continuar el tratamiento de los hidrocarburos dulces libres de DEA producidos en el sector de Tratamiento con DEA que no fueron enviados a la red de gas combustible en este sector.

La ventaja de implementar esta opción es la obtención de gas dulce que puede ser empleado como carga para las unidades fraccionadoras y la de gas combustible, así como azufre elemental después de enviar el gas ácido al proceso de recuperación de azufre, disminuyendo así las emisiones a la atmósfera de azufre y obteniendo gas dulce y azufre elemental sustancias con valor comercial, aunque como puede observarse la corriente de gas a recuperar representa aproximadamente el 15.6 % de la capacidad de carga del Sector de Tratamiento con DEA, por lo que de volver a operar dicho sector, se podrá tratar gases amargos provenientes de las plantas Hidrodesulfuradoras de Naftas, Destilados Intermedios I y II y líquidos amargos de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas, de lo contrario la planta estaría operando con menos del 20% de su capacidad.

## 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

El sistema actual de desfogue, contempla 5 corrientes que se integran al cabezal de desfogue ácido, de estas la corriente 26 proveniente de la Planta de Isomerizadora de Pentanos y Hexanos, corresponde a desfogue de alta presión, considerando su alto contenido de hidrógeno (89.81% mol), se recomienda su integración a la Planta Purificadora de Hidrógeno (PSA), ubicada en la Hidrodesulfuradora de Diesel; la corriente 15 procedente de la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas también quedo descartada pues, se encuentra normalmente sin flujo.

Las corrientes restantes, 23, 24 y 27, son corrientes de desfogue ácido continuo, de cuyo balance de masa resulta la corriente 34 (correspondiente a la corriente 4 en los diagramas A-102, A-103 y A-104), que representa la corriente de gas ácido a recuperar, durante la presente investigación.

La corriente 34 tiene una cantidad total de 46,354.6 kg/día de azufre a partir de 52,329.7 kg/día de ácido sulfhídrico, de acuerdo a los resultados obtenidos existen 3 opciones de recuperación de esta corriente los cuales son:

- Planta de Recuperación de Azufre I.
- Planta de Recuperación de Azufre II.
- Sector de Tratamiento con DEA, en la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

De los tres posibles usuarios descritos anteriormente, solo la planta de Azufre I se encuentra en operación, sin embargo información proporcionada recientemente indica que esta unidad opera al 50% de su capacidad, es decir solo opera uno de los dos trenes de tratamiento de gas ácido, por lo que en su estado actual la planta no podría procesar la corriente de gas ácido a recuperar.

Por lo tanto para recuperar la corriente de gas ácido propuesta, sería necesaria rehabilitar alguna de los tres posibles receptores, el estudio de los requerimientos necesarios para poner en operación alguno de ellos se encuentra fuera del

alcance de esta investigación, pues se desconoce las razones del porque se encuentran fuera de servicio. A continuación se muestra una comparación de los requerimientos de tubería y equipo para las tres opciones propuestas.

<b>Opción:</b>	<b><i>P. de Azufre I</i></b>	<b><i>P. de Azufre II</i></b>	<b><i>S. de Tratamiento con DEA</i></b>
<b>Azufre a Recuperar:</b>	46,261.6 kg/día	46,261.6 kg/día	46,261.6 kg/día <sup>32</sup>
<b>Tubería Requerida<sup>33</sup>:</b>	198.5 m	246.3 m	592 m
<b>E. Compresor:</b>	No	No	Si
<b>E. de T. de Calor:</b>	No	No	Si

Tabla 5.1 Comparación de tubería y equipo requeridos para los posibles usuarios del gas ácido a recuperar.

Al analizar las tres opciones, se observa que en las tres es posible la recuperación de azufre 46,261.6 kg/día de azufre, lo que implica 16,885.484 toneladas al año, mismas que dejarían de ser emitidas a la atmósfera y podrían ser comercializadas.

De acuerdo al portal de [www.gas.pemex.com](http://www.gas.pemex.com) el costo del azufre <sup>(28)</sup> (mayo de 2011) es de \$2,808.06 por tonelada sin IVA, lo que implicaría una ganancia anual de \$47, 424, 570. 36 sin IVA, considerando un factor de servicio de 1 y producción los 365 días del año.

Dado que las opciones 1 y 2 son similares se opta por elegir la opción 1, consistente en poner en marcha el tren de procesamiento de la planta

<sup>32</sup> Cantidad máxima sin considerar las pérdidas de gas en el proceso y adicionalmente empleando el sector de Tratamiento Cáustico para el tratamiento de gas.

<sup>33</sup> La tubería requerida en los tres casos es ASTM A 106 Grado B con 6 in de diámetro interno.

Recuperadora de Azufre I y dirigir la corriente de gas a recuperar a dicha planta, opción que requiere una menor cantidad de tubería que la opción dos, que requiere poner en marcha los dos trenes de procesamiento, ya que un solo tren en servicio no es suficiente para tratar la cantidad de gas ácido a recuperar. En el caso de la planta de Azufre I, el gas ácido a recuperar que no pueda ser tratado en el tren a rehabilitar, aproximadamente 8,406.9 m<sup>3</sup>/día (a 15.6 °C & 1 atm), podrán ser tratados en el tren de esta planta que actualmente se encuentra en servicio.

Respecto a la unidad Girbotol (Sector de Tratamiento con DEA), esta opción requiere la instalación de un equipo compresor y un cambiador de calor para acondicionar la corriente de gas a recuperar a las condiciones de entrada a este sector, así como la mayor cantidad de tubería de las tres opciones, sin embargo al implementar esta opción se obtendría gas dulce a partir de la corriente a recuperar la cual puede ser enviada a la red de gas combustible de la refinería, para obtener el azufre, el H<sub>2</sub>S separado durante el proceso Girbotol tendría que ser enviado a una planta de recuperación de azufre, lo que implica rehabilitar el tren de la planta de Azufre I, o la planta de Azufre II, lo cual elevaría los gastos.

Es importante señalar que la corriente de gas a recuperar representa solamente el 15.6 % de la capacidad del sector de Tratamiento con DEA, por lo que de implementarse esta opción, se recomienda que la planta reciba gas ácido de las unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas y de Destilados Intermedios I y II, para lograr aprovechar la capacidad de este sector de la unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos así como emplear el sector de Tratamiento Cáustico de esta planta, lo cual generaría gas dulce, así como una mayor cantidad de azufre que dejaría de ser emitida a la atmósfera y podría ser recuperada para su posterior comercialización y empleo como materia prima.

Tras el análisis anterior, la opción seleccionada es la opción No. 1, enviar la corriente de gas ácido a recuperar a la Planta de Recuperación de Azufre No. I en el sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio, previamente puesto en operación el tren de tratamiento de gas ácido de esta planta actualmente fuera de servicio.

## 6. CONCLUSIONES

El Sistema de Desfogue del sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio, presenta desfogue de alta presión, baja presión y desfogue ácido. De las cinco corrientes principales conectadas al actual cabezal de desfogue ácido, se pretende recuperar tres de ellas, al hacerlo 52,329.7 kg/día de ácido sulfhídrico serían recuperados.

Para el tratamiento del gas a recuperar se requiere la puesta en operación de la planta de Tratamiento de Azufre No. I en toda su capacidad, lo que requiere la puesta en marcha de los dos trenes de tratamiento de gas ácido de la planta, debido a que actualmente opera únicamente un tren, así como la implementación de aproximadamente 200 m de tubería. Al aplicar estas recomendaciones se recuperarían 46,261.6 kg/día (16,885.484 toneladas al año) de azufre elemental, lo que generaría una ganancia anual de \$ 47,424, 570. 36 sin IVA, como se muestra en el capítulo 5. <sup>(28)</sup>

El azufre recuperado puede ser empleado como materia prima en una gama de aplicaciones por ejemplo: fabricación de baterías, fabricación de pólvora y en vulcanización del caucho, también es empleado como fungicida y en las industrias de: papel, tratamiento del acero, d extracción de metales no ferrosos, fotográfica, y en la elaboración de explosivos y de manufactura de fertilizantes y como precursor en la elaboración de ácido sulfúrico compuesto clave en una gama de industrias como: fertilizantes, petroquímica, extracción y procesamiento de metales así como manufactura de explosivos, plásticos y fibras, convirtiendo al ácido sulfúrico, en indicador del desarrollo tecnológico de un país.

Es necesario señalar que las cada vez más rigurosas normatividades ambientales nacionales e internacionales, a mediano y largo plazo harán necesarios la implementación de sistemas de recuperación tanto de gas ácido como de hidrocarburos con o sin contenido de hidrógeno, para reducir emisiones de azufre y gases de efecto invernadero y optimizar los procesos existentes en las refinerías de México.

De implementar la opción propuesta no solamente se generaría una ganancia económica, también se dejaría de emitir una cantidad considerable de azufre a la atmósfera (16,885.484 toneladas al año), al dejar de quemar gas ácido para recuperarlo, lo cual implica una reducción en las emisiones de esta sustancia a la atmósfera en beneficio del cuidado del medio ambiente y la salud de los mexicanos, estas acciones convierten al presente trabajo en una opción para implementar un proyecto que fomenta el Desarrollo Sustentable, al generar un impacto ambiental, social y económico favorable.

## 7. REFERENCIAS

### Bibliografía

1. H. Gary, James, "Refino de Petróleo: Tecnología y Economía", Ed. Marcel Dekker, Editorial Reverte, 1980. Reimpresión 2003.
2. Manuales de Operación proporcionados por la refinería de estudio.
3. Perry Robert H. Manual del Ingeniero Químico, Mc Graw-Hill, Madrid 2003
4. Datos proporcionados por la refinería de estudio.
5. Richard M. Felder. Principios básicos de los procesos químicos. Addison-Wesley Iberoamericana.
6. PEMEX (2008). Reporte 2008 de Gases de Efecto Invernadero.
7. Crane. Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías McGraw-Hill, México.
8. Valiente Barderas Antonio. Problemas de Flujo de Fluidos 2da. Ed. Limusa-Noriega Editores, México, 2006.
9. Brown. Bursten. Burdge. Química la Ciencia Central. Prentice Hall
10. Reid, RC; Praunitz, J.M. and Sherwod. The Properties of Gases and Liquids. T.K. 3<sup>rd</sup> Edition. Mc-Graw Hill 1997,USA
11. Universidad Tecnológica de Panamá. El Petróleo y su Proceso de Refinación.
12. Donald Q. Kern. Procesos de transferencia de calor. Ed. CECSA, México.
13. NRF-031-PEMEX-2007: Sistemas de desfuegos y quemadores en instalaciones de PEMEX Exploración y Producción.
14. NRF-032-PEMEX-2005: Sistemas de Tubería en Plantas Industriales Diseño Y Especificaciones de Materiales.
15. NRF-095-PEMEX-2004: Motores eléctricos

16. José Lluch Urpí, “Tecnología y Margen del Refino del Petróleo”, Ed. Diaz de Santos, España, 2008

**Tesis:**

17. Santiago Atilano María Luisa. Tesis, “Desarrollo del Procedimiento de Cálculo para la Cuantificación de toneladas de CO<sub>2</sub> de Gases de Desecho Recuperados y su Equivalente Económico de acuerdo a Mecanismos de Desarrollo Limpio (MDL)”, Facultad de Química UNAM, 2010

18. Delgado Tadeo Teolindo. Tesis, “Sistema de Recuperación de Hidrocarburos Gaseosos en un Sistema de Desfogue”, Facultad de Estudios Superiores Zaragoza UNAM, 2005

19. Blanno Vidal María. Tesis, “Estudio Integral y Desarrollo de Ingeniería Conceptual para Sistemas de Desfogues en un Sector de Hidrotratamiento en una Refinería para Utilizar Gases Combustibles de Desecho para Reducir Emisiones de CO<sub>2</sub> a la Atmósfera” , Facultad de Química UNAM, 2009.

20. Teresa Mata Mejía. “Métodos de cálculo para compresores aplicado a un compresor de diafragma” Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas IPN, 1988.

**Páginas de Internet:**

21. PEMEX Desarrollo sustentable,  
[http:// www.desarrollosustentable.pemex.com/portal](http://www.desarrollosustentable.pemex.com/portal)

22. PROTOCOLO DE KYOTO DE LA CONVENCION MARCO DE LAS NACIONES UNIDAS SOBRE EL CAMBIO CLIMÁTICO Naciones Unidas 1998

<http://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpspan.pdf>

23. PEMEX Procesos Industriales,  
<http://www.gas.pemex.com/NR/rdonlyres/05E98E6D-E390-4A3D-AAC7-5E170558FA20/0/PROCESOSINDUSTRIALESnoviembre06.pdf>

24. Sistema de monitoreo atmosférico de la ciudad de México,  
<http://www.sma.df.gob.mx/simat/pnso2.htm#salud>
25. Unesco desarrollo Sostenible  
<http://www.unesco.org/es/higher-education/reform/sustainable-development>
26. Japan External Trade Organization (JETRO) El Mecanismo de Desarrollo Limpio del Protocolo de Kioto se prepara para la acción.  
[http://www.jetro.go.jp/spain/mercado/tendencia/2004\\_04\\_cdm.html](http://www.jetro.go.jp/spain/mercado/tendencia/2004_04_cdm.html)
27. Isomerización (Consultado el 22 de marzo de 2011)  
<http://www.gustato.com/petroleo/isomerizacion.html>
28. Precios de Lista de Azufre (Consultado el 18 de mayo 2011)  
<http://www.gas.pemex.com/pgpb/Productos%20y%20Servicios/Azufre/>
29. Cambio Climático en México. El Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL)  
[http://cambio\\_climatico.ine.gob.mx/sectprivcc/elmdl.htm](http://cambio_climatico.ine.gob.mx/sectprivcc/elmdl.htm)
30. Pemex <http://www.pemex.com/>
31. Diccionario de Términos de Pemex Refinación (PDF).  
<http://www.itek.com.mx/INDUSTRIA/DICCIONARIO%20PEMEX.pdf>
32. Richard S. Claus, “Petróleo y Gas Natural. Proceso de Refino del Petróleo”,  
Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo. Sumario  
<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/TextosOnline/EnciclopediaOIT/tomo3/78.pdf>
33. Términos empleados en la industria petrolera.  
<http://www.ri.pemex.com/files/content/Glosario%2020101221.pdf>

## **8. ANEXOS**

**Anexo I. Diagrama de Balance del Sistema de Desfogue Actual, Sector de  
Hidrodesulfuración (A-101)**



## **ANEXO II. Corriente de Gas Ácido a Recuperar (Corriente 34)**

### **(Balance de masa y determinación de la temperatura)**

En el diagrama A-101, se muestran las corrientes de desfogue continuo del sistema actual, los datos disponibles, muestran la composición en porcentaje mol y el flujo volumétrico asociado a cada corriente de desfogue, así como las condiciones de temperatura y presión.

Las corrientes de desfogue ácido seleccionadas para esta investigación son: la corriente 23 procedente de la Hidrodesulfuradora de Diesel; la corriente 24 procedente de la Planta Recuperadora de Azufre 1 y la corriente 27 procedente de la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos. Con las corrientes mencionadas anteriormente se obtiene la corriente 34, la cual se pretende recuperar, para obtener su flujo se requiere hacer el balance de las corrientes que la constituyen.

Se dispone del flujo volumétrico de cada corriente, para obtener el flujo másico se requiere la densidad para cada corriente, al tratarse de gases es posible encontrar el valor de la densidad conociendo las condiciones de temperatura y presión.

$$\dot{M} = \dot{V}\rho \quad \text{[A-II-1]}$$

Para calcular el valor de la densidad se emplea la ecuación de gas ideal, la presión y temperatura absolutas (Las presiones de las corrientes involucradas se consideran bajas, por lo tanto la ecuación a usar, puede ser empleada para el cálculo de la densidad) y el peso molecular, como se muestra en las siguientes ecuaciones:

$$PV = nRT \quad \text{[A-II-2]}$$

$$PM = \frac{M}{n} \quad \text{[A-II-3]}$$

Combinando ambas ecuaciones y sabiendo que densidad es igual a masa sobre volumen, entonces:

$$PV = \frac{M}{PM} RT \quad [A-II-4]$$

$$\rho = \frac{P PM}{RT} = \frac{M}{V} \quad [A-II-5]$$

Adicionalmente es posible obtener el flujo molar, dividiendo el flujo másico entre el PM.

$$\dot{n} = \frac{\dot{M}}{PM} \quad [A-II-6]$$

El PM empleado en las ecuaciones anteriores corresponde al PM de la mezcla de gases es obtenida a través de la siguiente ecuación:

$$PM_{Mezcla} = \sum_i y_i PM_i \quad [A-II-7]$$

Donde el subíndice “i” se refiere a cada uno de los compuestos involucrados, y “y” corresponde a la fracción mol del gas.

Una vez que se tiene el flujo másico de cada corriente la suma de estos flujos corresponde al flujo másico de la corriente 34, que es la corriente de gas a recuperar.

Consideraciones adicionales:

Presión atmosférica en la región de localización de la refinería de estudio.

$$589.55 \text{ mm Hg} = 0.776 \text{ atm}$$

$$11.4 \text{ lb/in}^2 = 0.801 \text{ kgf/cm}^2$$

Los resultados obtenidos se muestran a continuación:

Corriente 23 Desfoque Ácido proveniente de La Planta Hidrodesulfuradora de Diesel (U-4000)

<b>Corriente 23 Gas Ácido de Hidrodesulfuradora de Diesel</b>						
Componente:		PM	kgmol/día	%mol	kg/día	% masa
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulfhídrico	34.0	597.4	93.6	20,311.1	92.54
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono	44.0	22.6	3.54	994.1	4.53
HC <sup>34</sup>	Hidrocarburos	35.3	18.3	2.86	643.7	2.93
Total		34.39	638.23	100	21,948.9	100

Tabla All.1 Composición de la Corriente 23 en %mol y % masa.

<b>Componente Hidrocarburos <sup>(2)</sup></b>			
Componente:		%mol	PM
C <sub>1</sub>	Metano	30.97	16
C <sub>2</sub>	Etano	29.28	30
C <sub>3</sub>	Propano	20.00	44
i-C <sub>4</sub>	i-Butano	4.77	58
n-C <sub>4</sub>	n-Butano	5.90	58
i-C <sub>5</sub>	i-Pentano	2.82	72
n-C <sub>5</sub>	n-Pentano	6.26	72
Total:		100.00	35.26

Tabla All.2 Composición de los Hidrocarburos presentes en la Corriente 23.

<sup>34</sup> En el caso de los Hidrocarburos presentes en esta corriente, estos se manejan como si fuese solo un componte, y el PM fue determinado considerando la composición presente de alcanos.

Condiciones de La corriente 23			
Flujo Op. Promedio (Mm <sup>3</sup> /día)	10.51	=	371.2 Mft <sup>3</sup> /día
Presión Estimada(kgf/cm <sup>2</sup> ) man	0.87	=	85,318 Pa (man)
		=	0.842 atm(man)
Temperatura Estimada (°C)	51.5	=	324.7 K
Densidad kg/m <sup>3</sup>	2.088	=	0.130 lb/ft <sup>3</sup>
Flujo másico kg/día	21,948.9	=	48,389.0 lb/día
Flujo molar kgmol/día	638.2		
Flujo Másico de Azufre kg/día	17,992		

Tabla AII.3 Condiciones de la Corriente 23.

La densidad fue calculada con la siguiente ecuación:

$$\rho = \frac{P \cdot PM}{R \cdot T} \quad [A-II-5]$$

Y al sustituir en A-II-5, obtenemos:

$$\rho = \frac{(85,318Pa + 78,600Pa) * 34.39 \frac{Kg}{kgmol}}{8,314.5 \frac{J}{kgmol * K} * 324.7K}$$

$$\rho = 2.088 \frac{kg}{m^3}$$

Para obtener el flujo másico de azufre se multiplica el flujo molar de H<sub>2</sub>S por el cociente 32/34, correspondiente al PM del azufre (S), entre el PM del H<sub>2</sub>S, con ello es posible conocer los moles de azufre presentes en el flujo molar del ácido sulfhídrico el resultado es multiplicado por el PM del azufre para obtener los kg/día de azufre.

$$597.4 \text{ mol}_{H_2S} \frac{PM_S}{PM_{H_2S}} PM_S = 597.4 \text{ mol}_{H_2S} \frac{32}{34} 32 \frac{kgs}{mols} \quad [A-II-8]$$

$$= 17,992.3 \text{ kg de azufre}$$

La misma metodología es empleada en la corriente 24 y 27.

Corriente 24 Desfoque Ácido proveniente de La Planta Recuperadora de  
Azufre I (U-200)

<b>Corriente 24 Gas Ácido de Planta Recuperadora de Azufre 1</b>					
Componente:	PM	kgmol/día	%mol	kg/día	% masa
C <sub>1</sub> <sup>35</sup> Metano	16.00	19.59	2.0	313.4	0.97
H <sub>2</sub> S Ácido Sulphídrico	34.00	920.65	94.0	31,302.1	96.85
H <sub>2</sub> O Agua	18.00	39.18	4.0	705.2	2.18
Total	33.00	979.41	100	32,320.7	100

Tabla AII.4 Composición de la Corriente 24 en %mol y % masa.

<b>Condiciones de La corriente 24</b>			
Flujo Promedio (Mm <sup>3</sup> /día)	17.15	=	605.6 Mft <sup>3</sup> /día
Presión Estimada(kgf/cm <sup>2</sup> ) man	0.86	=	84337 Pa (man)
		=	0.832 atm (man)
Temperatura Estimada (°C)	70	=	343.2 K
Densidad Kg/m <sup>3</sup>	1.885	=	0.118 lb/ft <sup>3</sup>
Flujo másico kg/día	32,320.7	=	71,254.8 lb/día
Flujo molar kgmol/día	979.4		
Flujo Másico de Azufre kg/día	27,728		

Tabla AII.5 Condiciones de la Corriente 24.

<sup>35</sup> En este caso los Hidrocarburos presentes se limitan a Metano, como puede apreciarse en la tabla.

Corriente 27 Desfogue Ácido proveniente de La Planta Tratadora y Faccionadora de Hidrocarburos (U-600)

<b>Corriente 27 Gas Ácido de La Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos</b>						
Componente:	PM	kgmol/día	%mol	kg/día	% masa	
H <sub>2</sub> S    Ácido Sulfhídrico	34.00	21.07	93.6	716.4	92.70	
CO <sub>2</sub> Dióxido de carbono	44	0.80	3.54	35.06	4.54	
HC <sup>36</sup> Hidrocarburos	33.2	0.64	2.86	21.38	2.77	
<b>Total</b>	<b>34.33</b>	<b>22.51</b>	<b>100</b>	<b>772.9</b>	<b>100</b>	

Tabla AII.6 Composición de la Corriente 27 en %mol y % masa.

---

<sup>36</sup> En el caso de los Hidrocarburos presentes en esta corriente, estos se manejan como si fuese solo un componte, y el PM fue determinado considerando la composición presente de alcanos.

<b>Componente Hidrocarburos (Estimados) <sup>(2)</sup></b>			
Componente:		%mol	PM
C <sub>1</sub>	Metano	38.84	16
C <sub>2</sub>	Etano	27.43	30
C <sub>3</sub>	Propano	16.58	44
i-C <sub>4</sub>	i-Butano	3.03	58
n-C <sub>4</sub>	n-Butano	3.36	58
i-C <sub>5</sub>	i-Pentano	6.25	72
n-C <sub>5</sub>	n-Pentano	4.52	72
Total:		100	33.20

Tabla AII.7 Composición de los Hidrocarburos presentes en la Corriente 27.

<b>Condiciones de La corriente 27</b>				
Flujo Diseño (Mm <sup>3</sup> /día)	0.43	=	15.2	Mft <sup>3</sup> /día
Presión Estimada(kgf/cm <sup>2</sup> )	0.85	=	83357	Pa
		=	0.823	Atm
Temperatura Estimada (°C)	98.92	=	372.1	K
Densidad Kg/m <sup>3</sup>	1.797	=	0.112	lb/ft <sup>3</sup>
Flujo másico kg/día	772.9	=	1703.8	lb/día
Flujo molar kgmol/día	22.5			
Flujo Másico de Azufre kg/día	635			

Tabla AII.8 Condiciones de la Corriente 27.

De la suma de las corrientes anteriores obtenemos La corriente 34, la cual es la corriente a recuperar.

<b>Corriente 34 Gas Ácido a Recuperar</b>						
Componente:		PM	kgmol/día	%mol	kg/día	% masa
C <sub>1</sub>	Metano	16	19.6	1.19	313.4	0.57
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulfhídrico	34	1,539.1	93.84	52,329.7	95.07
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono	44	23.4	1.43	1,029.2	1.87
HC	Hidrocarburos	35.19	18.9	1.15	665.0	1.21
H <sub>2</sub> O	Agua	18	39.2	2.39	705.2	1.28
Total		33.56	1,640.2	100	55,042.5	100

Tabla AII.9 Composición de la Corriente 34 en %mol y % masa.

El componente “HC” para la corriente 23 fue sumado con el componente “HC” de la corriente 27, mientras que el metano de la corriente 24 se sumo de forma independiente al termino “HC” (hidrocarburos). Los hidrocarburos totales presentes serian la suma de los componentes Metano y “HC”, obteniendo 38.5 kg/mol día (2.34 % mol), correspondientes a 978.4 kg/día (1.78 % masa) con un PM aproximado de 25.42 kg/kgmol.

Condiciones de La corriente 34				
Flujo Diseño (Mm3/día)	28.1425	=	993.8	Mft <sup>3</sup> /día
Presión Estimada(kgf/cm <sup>2</sup> )man	0.86	=	84337	Pa
		=	0.832	Atm
Temperatura Estimada (°C)	63.1	=	336.3	K
Densidad Kg/m <sup>3</sup>	1.956	=	0.122	lb/ft <sup>3</sup>
Flujo másico kg/día	55042.5	=	121347.7	lb/día
Flujo molar kgmol/día	1640.2			
Flujo Másico de Azufre kg/día	46354			

Tabla AII.10 Condiciones de la Corriente 34.

Para estimar la temperatura de la corriente 34, se empleara un balance de energía.

$$\Delta H = Q - W \quad [A-II-9]$$

De la ecuación anterior, lo términos de flujo de calor Q y trabajo W, se consideran despreciables para el caso de estudio, pues no hay ningún dispositivo que agregue o retire carga térmica o trabajo al sistema, de tal forma que la ecuación resultante es la siguiente:

$$\Delta H = 0 \quad [A-II-10]$$

En términos de flujos la ecuación anterior se expresa como:

$$\Delta \dot{H} = 0 \quad [A-II-11]$$

Para calcular la diferencia del flujo de energía, se requiere la suma de la diferencia de entalpías asociada a cada una de las tres corrientes involucradas como se muestra en la siguiente ecuación:

$$\sum \Delta \dot{H}_i = 0 \quad [A-II-12]$$

Donde:

$$\Delta \dot{H}_i = \dot{n}_i \int_{T_i}^T C p_i dt \quad [A-II-13]$$

Que representa el flujo de energía (flujo de entalpía).

Se emplea la ecuación anterior, debido a que los valores de Cp empleados se encuentran en kJ/ (mol °C), cada corriente es identificada por el subíndice i, el Término  $T_i$  es relativo a la temperatura de cada corriente, mientras que T se refiere a la temperatura correspondiente a la mezcla de las tres corrientes, que correspondería a la temperatura de la corriente 33', y es la incógnita a encontrar, en las siguientes ecuaciones se muestra el flujo de energía en termino de los valores de Cp integrados y evaluados en  $T_i$  y en T.

$$\Delta\dot{H}_i = \dot{n}_i[H(T) - H(T_i)] \quad [\text{A-II-14}]$$

$$\sum_i \Delta\dot{H}_i = \sum_i \dot{n}_i[H(T) - H(T_i)] = 0 \quad [\text{A-II-15}]$$

Donde T, la temperatura de la unión de las corrientes 23, 24 y 27, es el valor buscado.

Para la determinación de la temperatura, el Cp (Capacidad calorífica a presión constante) de los componentes "HC", de las corrientes 23 y 27 se tomo como etano debido a su cercanía en PM a este hidrocarburo y considerando que el 93.84 % mol de la corriente 34 es H<sub>2</sub>S, lo que implica que esta sea la especie "dominante" en la determinación de la temperatura.

El Cp empleado es de tipo polinomial respecto a la variable temperatura "T", la temperatura para evaluar las capacidades caloríficas se encuentra en grados Celsius (°C).

Los resultados obtenidos se presentan a continuación, los datos de flujos molares se toman de las tablas anteriormente presentadas en este anexo:

<b>Datos de Cp (kJ/mol °C) <sup>(5)</sup></b>						
Componente:		a* 10 <sup>3</sup>	b* 10 <sup>5</sup>	c* 10 <sup>8</sup>	d* 10 <sup>12</sup>	Rango (°C)
C <sub>1</sub>	Metano	34.31	5.469	0.366	-11	0-1200
C <sub>2</sub>	Etano	49.37	13.92	-5.816	7.28	0-1200
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulfhídrico	33.51	1.547	0.301	-3.292	0-1500
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	36.11	4.233	-2.887	7.464	0-1500
HC *	Hidrocarburos	49.37	13.920	-5.816	7.280	0-1500
H <sub>2</sub> O **	Agua	33.46	0.688	0.7604	-3.593	0-1500

Tabla AII.11 Capacidades Caloríficas en forma polinomial.

<b>Entalpía (kJ/mol )</b>						
<b>(Coeficientes de Cp integrados)</b>						
Componente:		a	b/2	c/3	d/4	Rango (°C)
C <sub>1</sub>	Metano	3.431E-02	2.735E-05	1.22E-09	-2.75E-12	0-1200
C <sub>2</sub>	Etano	4.937E-02	6.960E-05	-1.939E-08	1.820E-12	0-1200
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulfhídrico	3.351E-02	7.734E-06	1.004E-09	-8.23E-13	0-1500
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	3.611E-02	2.117E-05	-9.623E-09	1.87E-12	0-1500
HC *	Hidrocarburos	4.937E-02	6.960E-05	-1.939E-08	1.820E-12	0-1500
H <sub>2</sub> O **	Agua	3.346E-02	3.44E-06	2.535E-09	-8.98E-13	0-1500

Tabla AII.12 Integración de los términos de las capacidades caloríficas de la tabla.

Consideraciones:

\* Se empleará el Cp del Etano, como una aproximación al Cp del componente “HC” en las corrientes 23 y 37, dado que el Etano es un Hidrocarburo con un PM similar (30) al de “HC” en estas dos corrientes.

\*\* El agua se encuentra en estado gaseoso (vapor).

Posteriormente se evalúa el flujo de energía para cada corriente de acuerdo a:

$$\Delta\dot{H}_i = \dot{n}_i[H(T) - H(T_i)] \quad [\text{A-II-16}]$$

De acuerdo al balance de energía propuesto.

$$\sum_i \Delta\dot{H}_i = \sum_i \dot{n}_i[H(T) - H(T_i)] = 0 \quad [\text{A-II-17}]$$

Se determina el valor de T, para ello pueden agruparse los términos semejantes en términos de T para obtener un polinomio de cuarto grado, resolver y seleccionar la raíz real positiva resultante entre 51. 5°C (Corriente 23) y 98.92°C (Corriente 27), correspondientes a la temperatura más baja y más alta entre las corrientes involucradas.

Otra opción consiste en plantear, la ecuación:  $\sum_i \dot{n}_i[H(T) - H(T_i)] = 0$  y encontrar T en el rango requerido (51. 5°C-98.92°C) mediante un método numérico o rutina de software, esta opción fue la elegida, empleando la rutina “Solver” del programa Excel, que emplea el método numérico de “Newton-Raphson” para encontrar la solución a ecuaciones algebraicas. Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

<b>Flujo de Energía de la corriente 23</b>						
Componente:	mol/día $\dot{n}_i$	$H_i(T)$ kJ/mol	$H_i(51.5^\circ\text{C})$ kJ/mol	$H_i(T) * \dot{n}_i$ (kJ)	$H_i(51.5^\circ\text{C})$ $* \dot{n}_i$ (kJ)	
H <sub>2</sub> S    Ácido Sulphídrico	597,426.2	2.146	1.746	1,282,289	1,043,200	
CO <sub>2</sub> Dióxido de Carbono	22,593.5	2.361	1.914	53,352	43,249	
HC    Hidrocarburos	18,254.8	3.389	2.724	61,865	49,728	
<b>Total</b>	<b>638,274.6</b>			<b>1,397,505</b>	<b>1,136,178</b>	

Tabla AII.13 Flujo de energía (entalpía) de la Corriente 23.

<b>Flujo de Energía de la corriente 24</b>						
Componente:	mol/día $\dot{n}_i$	$H_i(T)$ kJ/mol	$H_i(70^\circ\text{C})$ kJ/mol	$H_i(T) * \dot{n}_i$ (kJ)	$H_i(70^\circ\text{C})$ $* \dot{n}_i$ (kJ)	
C <sub>1</sub> Metano	19,588	2.275	2.536	44,564	49,668	
H <sub>2</sub> S    Ácido Sulphídrico	920,592.9	2.146	2.384	1,975,919	2,194,267	
H <sub>2</sub> O    Agua	39,176.2	2.126	2.360	83,307	92,437	
<b>Total</b>	<b>979,357</b>			<b>2,103,789</b>	<b>2,336,372</b>	

Tabla AII.14 Flujo de energía (entalpía) de la Corriente 24.

Flujo de Energía de la corriente 27					
Componente:	mol/día $\dot{n}_i$	$H_i(T)$ kJ/mol	$H_i(51.5^\circ\text{C})$ kJ/mol	$H_i(T) * \dot{n}_i$ (kJ)	$H_i(51.5^\circ\text{C}) * \dot{n}_i$ (kJ)
H <sub>2</sub> S Ácido Sulfhídrico	21,071	2.146	3.391	45,225	71,459
CO <sub>2</sub> Dióxido de Carbono	797	2.361	3.770	1,882	3,004
HC Hidrocarburos	644	3.389	5.546	2,182	3,571
Total	22,512			49,289	78,034

Tabla AII.15 Flujo de energía (entalpía) de la Corriente 27.

Finalmente con los resultados anteriores se obtiene:

$$\text{Entalpía de Salida} = 3,550,584 \text{ kJ/día}$$

$$\text{Entalpía de Entrada} = 3,550,584 \text{ kJ/día}$$

$$\Delta\dot{H} = 0$$

Donde:

$$\text{Entalpía de Salida } (\dot{H}_S) =$$

$$\left\{ \sum_i H_i(T) * \dot{n}_i \right\}_{C-23} + \left\{ \sum_i H_i(T) * \dot{n}_i \right\}_{C-24} + \left\{ \sum_i H_i(T) * \dot{n}_i \right\}_{C-27} \quad [\text{A-II-18}]$$

$$\text{Entalpía de Entrada } (\dot{H}_E) =$$

$$\left\{ \sum_i H_i(T_i) * \dot{n}_i \right\}_{C-23} + \left\{ \sum_i H_i(T_i) * \dot{n}_i \right\}_{C-24} + \left\{ \sum_i H_i(T_i) * \dot{n}_i \right\}_{C-27} \quad [\text{A-II-19}]$$

$$Y \quad \Delta\dot{H} = \dot{H}_S - \dot{H}_E \quad [\text{A-II-20}]$$

El valor de T que satisface estas ecuaciones es 63.1245 °C, que corresponde a la temperatura de la corriente de gas a recuperar.

A continuación se presentan los datos del porcentaje mol de la corriente 34, y las corrientes previas, para conocer la composición de hidrocarburos presentes y poder emplear dichos datos en cálculos y estimaciones posteriores:

<b>Hidrocarburos Presentes en la Corriente 23</b>			
Componente:	kgmol/día	%mol Normalizado	PM
C <sub>1</sub> Metano	5.65	30.97	16
C <sub>2</sub> Etano	5.34	29.28	30
C <sub>3</sub> Propano	3.65	20.00	44
i-C <sub>4</sub> i-Butano	0.87	4.77	58
n-C <sub>4</sub> n-Butano	1.08	5.90	58
i-C <sub>5</sub> i-Pentano	0.51	2.82	72
n-C <sub>5</sub> n-Pentano	1.14	6.26	72
Total	18.253	100.0	35.26

Tabla All.16 Hidrocarburos presentes en la Corriente 23.

<b>Hidrocarburos Presentes en la Corriente 24</b>			
Componente:	kgmol/día	%mol Normalizado	PM
C <sub>1</sub> Metano	19.59	100	16
Total	19.59	100.0	16.00

Tabla All.17 Hidrocarburos presentes en la Corriente 24.

<b>Hidrocarburos Presentes en la Corriente 27</b>				
Componente:		kgmol/día	%mol Normalizado	PM
C <sub>1</sub>	Metano	0.250	39	16
C <sub>2</sub>	Etano	0.177	27	30
C <sub>3</sub>	Propano	0.107	17	44
i-C <sub>4</sub>	i-Butano	0.020	3	58
n-C <sub>4</sub>	n-Butano	0.022	3	58
i-C <sub>5</sub>	i-Pentano	0.040	6	72
n-C <sub>5</sub>	n-Pentano	0.029	5	72
Total		0.644	100.0	33.20

Tabla All.18 Hidrocarburos presentes en la Corriente 27.

Con los datos anteriores se obtiene, la composición de los hidrocarburos presentes en la corriente de gas ácido a recuperar.

<b>Hidrocarburos Presentes en la Corriente de Gas Ácido a Recuperar 34</b>				
Componente:		kgmol/día	%mol Normalizado	PM
C <sub>1</sub>	Metano	25.49	66.2	16
C <sub>2</sub>	Etano	5.52	14.3	30
C <sub>3</sub>	Propano	3.76	9.8	44
i-C <sub>4</sub>	i-Butano	0.89	2.3	58
n-C <sub>4</sub>	n-Butano	1.10	2.9	58
i-C <sub>5</sub>	i-Pentano	0.56	1.4	72
n-C <sub>5</sub>	n-Pentano	1.17	3.0	72
Total		38.486	100.0	25.42

Tabla All.19 Hidrocarburos presentes en la Corriente 34.

Así como en el caso en que solo se suman los componentes "HC", en las corrientes 23 y 27.

<b>Hidrocarburos Presentes en la Suma de las Corrientes 23 y 27</b>			
Componente:	kgmol/día	%mol Normalizado	PM
C <sub>1</sub> Metano	5.90	31.2	16
C <sub>2</sub> Etano	5.52	29.2	30
C <sub>3</sub> Propano	3.76	19.9	44
i-C <sub>4</sub> i-Butano	0.89	4.7	58
n-C <sub>4</sub> n-Butano	1.10	5.8	58
i-C <sub>5</sub> i-Pentano	0.56	2.9	72
n-C <sub>5</sub> n-Pentano	1.17	6.2	72
Total	18.897	100.0	35.19

Tabla AII.20 Hidrocarburos presentes en la Corriente 23 y 27.

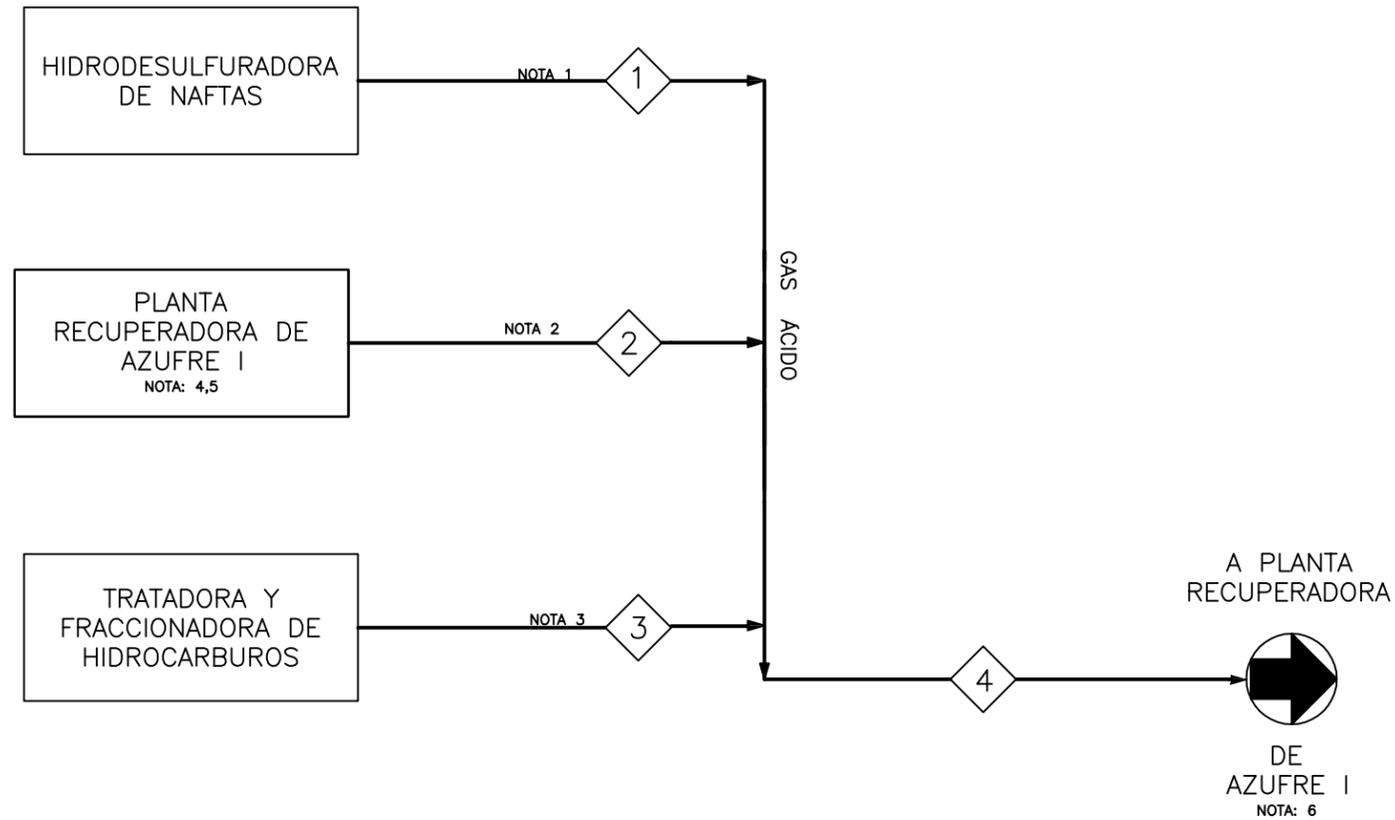
Finalmente se muestra la tabla de composiciones de la corriente 34, desglosando el término “HC” y mostrando el % mol y masa de los hidrocarburos presentes.

<b>Corriente 34 Gas Ácido a Recuperar</b>						
Componente:	PM	kgmol/día	%mol	kg/día	% masa	
C <sub>1</sub> Metano	16	25	1.554	407.9	0.74	
C <sub>2</sub> Etano	30	5.52	0.337	165.6	0.30	
C <sub>3</sub> Propano	44	3.76	0.229	165.3	0.30	
i-C <sub>4</sub> i-Butano	58	0.89	0.054	51.6	0.09	
n-C <sub>4</sub> n-Butano	58	1.10	0.067	63.7	0.12	
i-C <sub>5</sub> i-Pentano	72	0.56	0.034	40.0	0.07	
n-C <sub>5</sub> n-Pentano	72	1.17	0.071	84.3	0.15	
H <sub>2</sub> S Ácido Sulphídrico	34	1,539.1	93.84	52,329.7	95.07	
CO <sub>2</sub> Dióxido de carbono	44	23.4	1.43	1,029.2	1.87	
HC Hidrocarburos	35.19	18.9	1.15	665.0	1.21	
H <sub>2</sub> O Agua	18	39.2	2.39	705.2	1.28	
Total	33.56	1,640.2	100	55,042.5	100	

Tabla AII.21 Composición de la corriente 34 (Desglosando la composición de los hidrocarburos presentes).

En la presente investigación el compuesto de mayor importancia en el ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S), por lo que se optara por englobar como “HC” los hidrocarburos presentes en los diagramas de bloques empleados en este trabajo. Aunque la corriente cuya composición fue calculada en esta sección es designada como 34, en los diagramas A-102, A-103 y A-104 esta corriente corresponde a la corriente 4.

**Anexo III. Diagrama de Flujo del Proceso. Recuperación de Gas Ácido,  
Sector de Hidrodesulfuración Opción 1(A-102)**



**SIMBOLOGÍA**

- LÍNEA DE DESFOGUE
- LÍNEA NUEVA

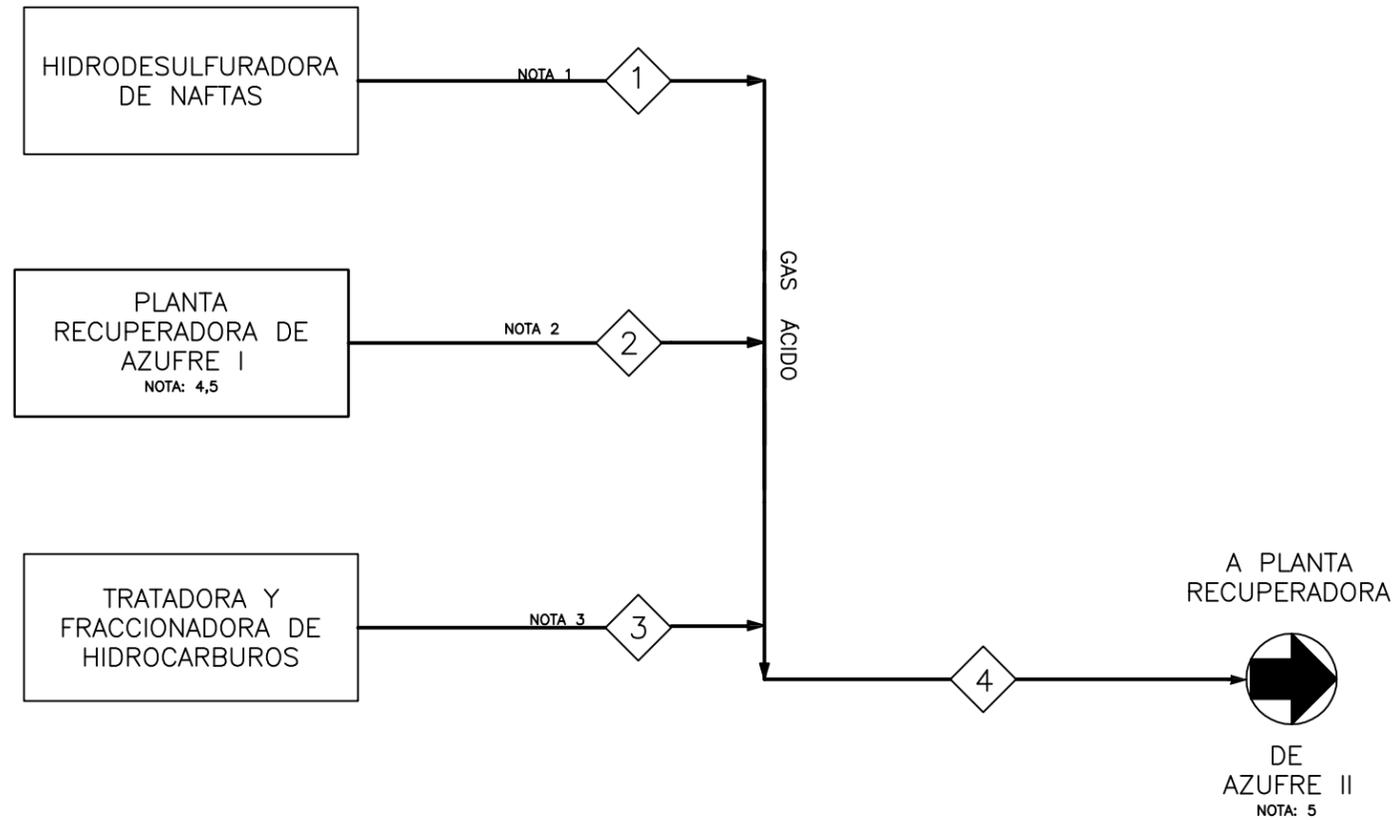
**NOTAS**

- 1.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 23 DEL DIAGRAMA A-101.
- 2.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 24 DEL DIAGRAMA A-101.
- 3.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 27 DEL DIAGRAMA A-101.
- 4.-LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE NÚMERO I, CONSTA DE DOS TRENES DE TRATAMIENTO DE GAS ÁCIDO, ACTUALMENTE SOLO 1 UNO SE ENCUENTRA EN OPERACIÓN.
- 5.-EL TREN DE RECUPERACIÓN DE GAS ÁCIDO DE LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE, QUE SE ENCUENTRA EN SERVICIO, ES DESIGNADO COMO TREN A, MIENTRAS QUE EL TREN QUE NO SE ENCUENTRA ACTUALMENTE EN SERVICIO ES DESIGNADO COMO TREN B.
- 6.-ENVIADO AL TREN B, DE LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE I, PREVIA REHABILITACIÓN DEL MISMO.
- 7.-LA CORRIENTE 4 ES EL RESULTADO DEL BALANCE DE LAS CORRIENTES 1, 2 Y 3 DE ESTE PLANO, LOS DATOS MOSTRADOS FUERON TOMADOS DEL ANEXO II: CORRIENTE DE GAS ÁCIDO A RECUPERAR (CORRIENTE 34) DE "ESTUDIO PARA IDENTIFICAR EL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN DE CORRIENTES DE DESFOGUE ÁCIDO EN UN SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN DE UNA REFINERÍA"

CORRIENTE	1	2	3	4
COMPONENTE / FLUIDO	GAS ÁCIDO	GAS ÁCIDO	GAS ÁCIDO	GAS ÁCIDO
H <sub>2</sub> (%mol)				
C <sub>1</sub> (%mol)		2.00		
C <sub>2</sub> (%mol)				
C <sub>3</sub> (%mol)				
iC <sub>4</sub> (%mol)				
nC <sub>4</sub> (%mol)				
iC <sub>5</sub> (%mol)				
nC <sub>5</sub> (%mol)				
C <sub>6</sub> +P (%mol)				
H <sub>2</sub> S (%mol)	93.60	94.00	93.60	93.84
CO <sub>2</sub> (%mol)	3.54		3.54	1.43
HC (%mol)	2.86		2.86	2.34
H <sub>2</sub> O (%mol)		4.00		2.39
2,2 DIM-BUTANO (% mol)				
CC <sub>5</sub> (% mol)				
2,3 DIM-BUTANO (% mol)				
2MC <sub>5</sub> (% mol)				
3MC <sub>5</sub> (% mol)				
NC <sub>6</sub> (% mol)				
MCC <sub>5</sub> (% mol)				
BENCENO (% mol)				
CC <sub>6</sub> (% mol)				
HUMEDAD (ppm)				
N <sub>2</sub> (ppm)				
Flujo Op. Promedio (Mm <sup>3</sup> /dia)	10.51	17.15	0.43	28.143
Flujo Diseño (Mm <sup>3</sup> /dia)				
Presión estimada (kg/cm <sup>2</sup> man)	0.87	0.86	0.85	0.86
Temperatura estimada (°C)	51.50	70	98.92	61.1
Notas				7

REVISIONES				DIBUJOS DE REFERENCIA		APROBADO POR:			DIB UNAM MAYO-11 PROY UNAM RBH MAYO-11 REVISO UNAM GGP MAYO-11 APROB UNAM FBA MAYO-11	PROYECTO: TESIS LOCALIZACIÓN: FACULTAD DE QUÍMICA UNAM C.U.	PLANO No. A-102 REV. 0
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vg. Bo.	NUMERO	FECHA	FECHA				
0	APROBADO PARA INGENIERÍA BÁSICO	MAY-11	RBH	GGP							

**Anexo IV. Diagrama de Flujo del Proceso. Recuperación de Gas Ácido,  
Sector de Hidrodesulfuración Opción 2 (A-103)**



**SIMBOLOGÍA**

- LÍNEA DE DESFOGUE
- LÍNEA NUEVA

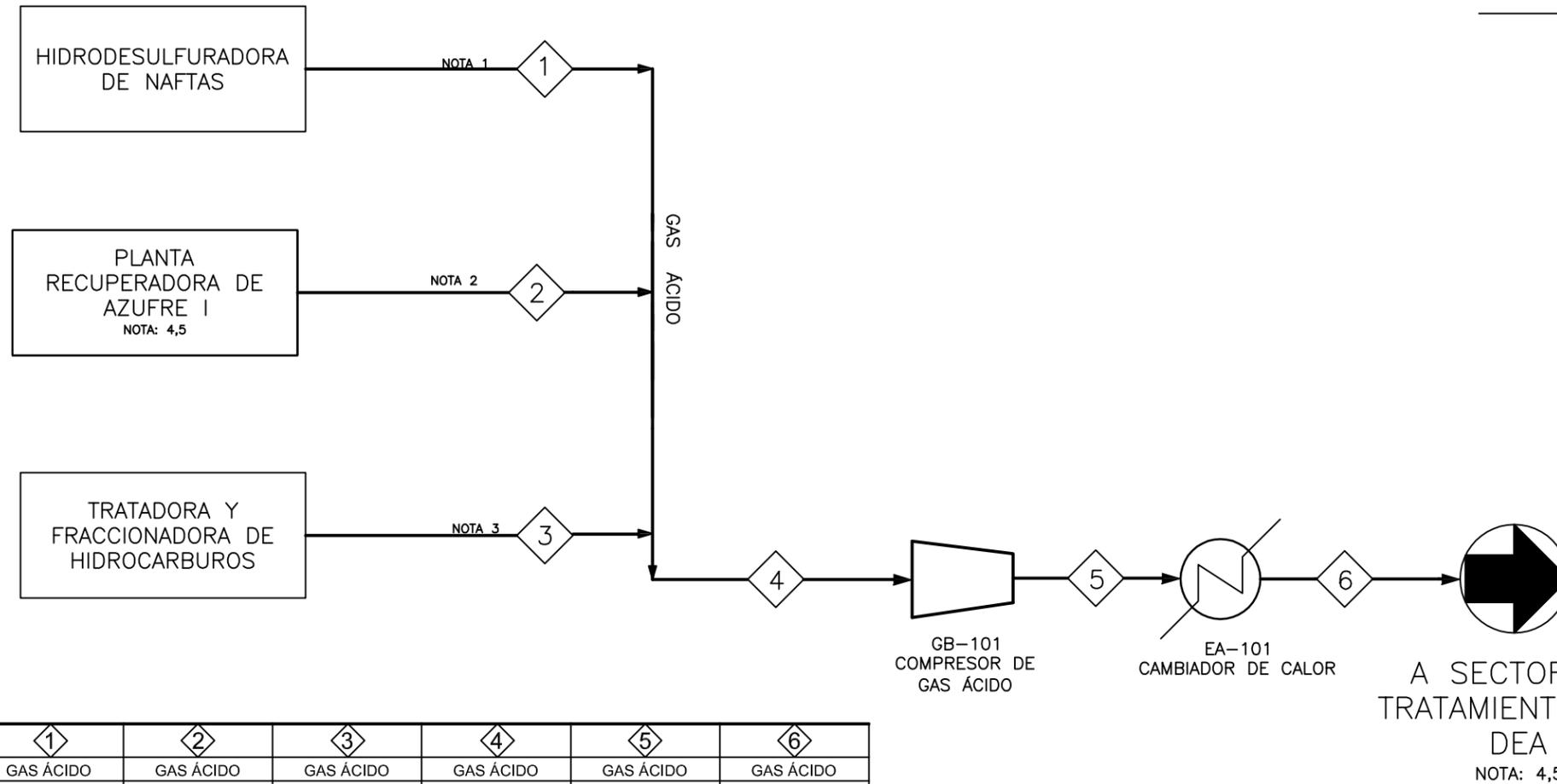
**NOTAS**

- 1.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 23 DEL DIAGRAMA A-101.
- 2.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 24 DEL DIAGRAMA A-101.
- 3.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 27 DEL DIAGRAMA A-101.
- 4.-LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE NÚMERO II, CONSTA DE DOS TRENES DE TRATAMIENTO DE GAS ÁCIDO, ACTUALMENTE ESTA PLANTA NO SE ENCUENTRA EN OPERACIÓN.
- 5.-ENVIADO A LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE II, PREVIA REHABILITACIÓN DE LOS DOS TRENES DE TRATAMIENTO DE GAS ÁCIDO DE ESTA PLANTA.
- 6.-LA CORRIENTE 4 ES EL RESULTADO DEL BALANCE DE LAS CORRIENTES 1, 2 Y 3 DE ESTE PLANO, LOS DATOS MOSTRADOS FUERON TOMADOS DEL ANEXO II: CORRIENTE DE GAS ÁCIDO A RECUPERAR (CORRIENTE 34) DE "ESTUDIO PARA IDENTIFICAR EL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN DE CORRIENTES DE DESFOGUE ÁCIDO EN UN SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN DE UNA REFINERÍA"

CORRIENTE	1	2	3	4
COMPONENTE / FLUIDO	GAS ÁCIDO	GAS ÁCIDO	GAS ÁCIDO	GAS ÁCIDO
H <sub>2</sub> (%mol)				
C <sub>1</sub> (%mol)		2.00		
C <sub>2</sub> (%mol)				
C <sub>3</sub> (%mol)				
iC <sub>4</sub> (%mol)				
nC <sub>4</sub> (%mol)				
iC <sub>5</sub> (%mol)				
nC <sub>5</sub> (%mol)				
C <sub>6</sub> +P (%mol)				
H <sub>2</sub> S (%mol)	93.60	94.00	93.60	93.84
CO <sub>2</sub> (%mol)	3.54		3.54	1.43
HC (%mol)	2.86		2.86	2.34
H <sub>2</sub> O (%mol)		4.00		2.39
2,2 DIM-BUTANO (% mol)				
CC <sub>5</sub> (% mol)				
2,3 DIM-BUTANO (% mol)				
2MC <sub>5</sub> (% mol)				
3MC <sub>5</sub> (% mol)				
NC <sub>6</sub> (% mol)				
MCC <sub>5</sub> (% mol)				
BENCENO (% mol)				
CC <sub>6</sub> (% mol)				
HUMEDAD (ppm)				
N <sub>2</sub> (ppm)				
Flujo Op. Promedio (Mm <sup>3</sup> /día)	10.51	17.15	0.43	28.143
Flujo Diseño (Mm <sup>3</sup> /día)				
Presión estimada (kg/cm <sup>2</sup> man)	0.87	0.86	0.85	0.86
Temperatura estimada (°C)	51.50	70	98.92	61.1
Notas				6

REVISIONES				DIBUJOS DE REFERENCIA		APROBADO POR:			<table border="1"> <tr><td>DIB</td><td>UNAM</td><td>MAYO-11</td></tr> <tr><td>PROY</td><td>UNAM</td><td>MAYO-11</td></tr> <tr><td>REVISO</td><td>UNAM</td><td>MAYO-11</td></tr> <tr><td>APROB</td><td>UNAM</td><td>MAYO-11</td></tr> </table>			DIB	UNAM	MAYO-11	PROY	UNAM	MAYO-11	REVISO	UNAM	MAYO-11	APROB	UNAM	MAYO-11	PROYECTO:	PLANO No.	REV.
DIB	UNAM	MAYO-11																								
PROY	UNAM	MAYO-11																								
REVISO	UNAM	MAYO-11																								
APROB	UNAM	MAYO-11																								
0	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo. Bo.	FECHA	FECHA	FECHA		ESTUDIO PARA IDENTIFICAR EL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN DE CORRIENTES DE DESFOGUE ÁCIDO EN UN SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN DE UNA REFINERÍA																	
	APROBADO PARA INGENIERÍA BÁSICA	MAY-11	RBH	GGP					DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO. RECUPERACIÓN DE GAS ÁCIDO SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN. OPCIÓN 2		A-103	0														
									PROYECTO:	TESIS	LOCALIZACIÓN:	FACULTAD DE QUÍMICA UNAM C.U.														
									ESC:	S/E	ACOT:	SIN														
									DIBUJO ELABORADO EN:	MÉXICO, D. F.	MAYO 2011															

**Anexo V. Diagrama de Flujo del Proceso. Recuperación de Gas Ácido, Sector  
de Hidrodesulfuración Opción 3 (A-104)**



**SIMBOLOGÍA**  
 ——— LÍNEA DE DESFOGUE  
 ——— LÍNEA NUEVA

- NOTAS**
- 1.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 23 DEL DIAGRAMA A-101.
  - 2.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 24 DEL DIAGRAMA A-101.
  - 3.-CORRESPONDIENTE A LA CORRIENTE 27 DEL DIAGRAMA A-101.
  - 4.-EL SECTOR DE TRATAMIENTO CON DEA, FORMA PARTE DE LA PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS DEL SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN, EN LA REFINERÍA DE ESTUDIO.
  - 5.-ENVIADO AL SECTOR DE TRATAMIENTO CON DEA, PREVIA REHABILITACIÓN DEL MISMO.
  - 6.-LA CORRIENTE 4 ES EL RESULTADO DEL BALANCE DE LAS CORRIENTES 1, 2 Y 3 DE ESTE PLANO, LOS DATOS MOSTRADOS FUERON TOMADOS DEL ANEXO II: CORRIENTE DE GAS ÁCIDO A RECUPERAR (CORRIENTE 34) DE "ESTUDIO PARA IDENTIFICAR EL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN DE CORRIENTES DE DESFOGUE ÁCIDO EN UN SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN DE UNA REFINERÍA"
  - 7.-LOS DATOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA FUE TOMADO DEL ANEXO VIII: MEMORIA DE CÁLCULO: CÁLCULO DE COMPRESOR DE GAS ÁCIDO GB-101 DE RECUPERACIÓN DE CORRIENTES DE DESFOGUE ÁCIDO EN UN SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN DE UNA REFINERÍA"
  - 8.-LA CORRIENTE TIENE LA PRESIÓN Y TEMPERATURA REQUERIDAS A LA ENTRADA DEL SECTOR DE TRATAMIENTO CON DEA. VER "ESTUDIO PARA IDENTIFICAR EL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN DE CORRIENTES DE DESFOGUE ÁCIDO EN UN SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN DE UNA REFINERÍA" SECCIÓN 4.4C: "OPCIÓN 3: UNIDAD TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, SECTOR DE TRATAMIENTO CON DEA (UNIDAD GIRBOTOL)"

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6
COMPONENTE / FLUIDO	GAS ÁCIDO					
H <sub>2</sub> (%mol)						
C <sub>1</sub> (%mol)		2.00				
C <sub>2</sub> (%mol)						
C <sub>3</sub> (%mol)						
iC <sub>4</sub> (%mol)						
nC <sub>4</sub> (%mol)						
iC <sub>5</sub> (%mol)						
nC <sub>5</sub> (%mol)						
C <sub>6</sub> +P (%mol)						
H <sub>2</sub> S (%mol)	93.60	94.00	93.60	93.84	93.84	93.84
CO <sub>2</sub> (%mol)	3.54		3.54	1.43	1.43	1.43
HC (%mol)	2.86		2.86	2.34	2.34	2.34
H <sub>2</sub> O (%mol)		4.00		2.39	2.39	2.39
2,2 DM-BUTANO (% mol)						
CC <sub>5</sub> (% mol)						
2,3 DM-BUTANO (% mol)						
2MC <sub>5</sub> (% mol)						
3MC <sub>5</sub> (% mol)						
NC <sub>6</sub> (% mol)						
MCC <sub>5</sub> (% mol)						
BENCENO (% mol)						
CC <sub>6</sub> (% mol)						
HUMEDAD (ppm)						
N <sub>2</sub> (ppm)						
Flujo Op. Promedio (Mm <sup>3</sup> /dia)	10.51	17.15	0.43	28.143	28.143	28.143
Flujo Diseño (Mm <sup>3</sup> /dia)						
Presión estimada (kg/cm <sup>2</sup> man)	0.87	0.86	0.85	0.86	4.9	4.9
Temperatura estimada (°C)	51.50	70	98.92	61.1	177.8	38.0
Notas	1	2	3	6	7	8

REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vg. Bo.	NUMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:
0	APROBADO PARA INGENIERÍA BÁSICA	MAY-11	RBH	GGP			



DIB UNAM		MAYO-11		ESTUDIO PARA IDENTIFICAR EL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN DE CORRIENTES DE DESFOGUE ÁCIDO EN UN SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN DE UNA REFINERÍA" <b>DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO. RECUPERACIÓN DE GAS ÁCIDO SECTOR DE HIDRODESULFURACIÓN. OPCIÓN 3</b>	PROYECTO: TESIS PLANO No. A-104 REV. 0	
PROY UNAM	RBH	MAYO-11				
REVIS UNAM	GGP	MAYO-11				
APROB UNAM	FBA	MAYO-11				
DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO, D. F.		MAYO 2011		ESC. S/E	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN: FACULTAD DE QUÍMICA UNAM C.U.

## ANEXO VI

### Estimación de la caída de presión, empleando una fórmula empírica

Opciones: Envío de Gas Ácido Recuperado a Planta Recuperadora de Azufre I y II.

#### Consideraciones:

1. Se considera que los gases se encuentran a presiones superiores a 1 atm, lo cual permite emplear la fórmula de "Weymouth",<sup>(7),(8)</sup> para obtener una aproximación de la caída de presión del gas ácido a recuperar, que circula, por una tubería de 6 in de diámetro interno (DI), sin considerar las variaciones en la caída de presión por efecto de accesorios y cambios de dirección del fluido a través de las tubería.

2. Se estimaran dos caídas de presión correspondientes al recorrido del gas ácido a recuperar, a cada una de las dos Plantas de Recuperación de Azufre, presentes en el sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio, pues la diferencia para cada planta consiste en la distancia a recorrer por el gas a recuperar.

La determinación de la caída de presión es a través de la fórmula de "Weymouth" para gases, ya que se posó la distancia aproximada entre el punto de recuperación de la corriente de gas ácido a recuperar (previo al tanque colector de condensados del desfogue ácido (TH-104))) y las plantas de Recuperación de Azufre, así como el diámetro de la tubería.

## Cálculos

Fórmula de "Weymouth"<sup>(8)</sup>, para gases a alta presión.

$$Ca = 8000D^{2.667} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{\rho_r L T}}$$

[A-VI-1]

Donde:

Ca: Caudal (m<sup>3</sup>/hr) a 1 atm y 15 °C.       $\rho_r$ : Densidad relativa (PMgas/PMaire).

D: Diámetro (in).

L: Longitud (m).

P: Presión en atm.

T: Temperatura K (Kelvin).

### Datos:

Ca: 28,142.48 m<sup>3</sup>/hr a 1.608 atm y 63.1 °C.

Correspondiente a la corriente de gas ácido a recuperar<sup>37</sup> (corriente 34).

Temperatura de la corriente de gas a recuperar<sup>38</sup>: 63.10 °C.

Temperatura del posible receptor y usuario del gas a recuperar: 54 °C.

Temperatura promedio corriente de gas ácido a recuperar-receptor: 58.55 °C.

Para obtener el flujo volumétrico (caudal), a 1 atm de presión y 15 °C, el Caudal "1" (Ca<sub>1</sub>) es multiplicado por el valor de la densidad a dichas condiciones, con ello se obtiene el flujo másico, que al ser dividido por el valor de la densidad a 1 atm y

---

<sup>37</sup> Ver anexo II.

<sup>38</sup> Temperatura de la corriente 34.

15 °C, da como resultado el flujo volumétrico a 1 atm y 15 °C.

El mismo procedimiento es empleado para obtener el flujo volumétrico a la presión de descarga del compresor y la temperatura promedio: corriente de gas ácido-receptor.

El cálculo anterior puede ser expresado de la siguiente forma:

$$Ca_1 \frac{\rho_1}{\rho_2} = Ca_2 \quad [A-VI-2]$$

Donde:

$Ca_1$ = Caudal "1" a 1.6 atm y 63 °C, considerando el efecto del compresor en la corriente de gas a recuperar.

$\rho_1$ = Densidad "1" a 1.6 atm y 63.1°C.

$\rho_2$ = Densidad "2" a 1 atm y 15 °C.

Teniendo en cuenta que la densidad de un gas puede, ser calculada a través de la ecuación:

$$\rho = \frac{PM P}{RT} \quad [A-VI-3]$$

El Caudal "2" a 1 atm y 15 °C, puede ser calculado como:

$$Ca_1 \frac{PM P_1}{R T_1} \frac{R T_2}{PM P_2} = Ca_2 \quad [A-VI-4]$$

Por lo tanto  $Ca_2$  es igual a:

$$Ca_2 = \frac{P_1 T_2}{T_1 P_2} \quad [A-VI-5]$$

Donde  $T_1$  y  $T_2$  están expresadas en Kelvin (K), 336.25 K y 288.15 K respectivamente.

$Ca_2 = 38782.1$  a 1 atm y 15 °C.

El valor de flujo volumétrico  $Ca_2$ , será el valor empleado en la fórmula de Weymouth

Datos:

$Ca_2$ : 38782.14 m<sup>3</sup>/día.

$PM_{gas}$ : 33.56.

$PM_{aire}$ : 29.

$\rho_r$ : 1.16.

D: 6 in.

$P_1$ : 1.608 atm (Correspondiente a la presión de la corriente de gas ácido a recuperar).

$L_1^{39}$ : 198.53 m.

$L_2^{40}$ : 246.30 m.

Con los datos anteriores y la siguiente ecuación es posible obtener el valor de la presión "2" en atm, para  $L_1$  y  $L_2$ :

$$P_2 = \sqrt{P_1^2 - \rho_r L T \left( \frac{Ca}{8000 D^{2.667}} \right)^2}$$

[A-VI-6]

**Para  $L_1$  y la Planta Recuperadora de Azufre I (En activo):**

$P_2$ : 1.607 atm = 1.66 kgf/cm<sup>2</sup>.

Por lo tanto la caída de presión está dada por:

---

<sup>39</sup> Este valor corresponde a la distancia aproximada entre el punto de recuperación, del cabezal de desfogue ácido y la distancia a la Planta Recuperadora de Azufre I.

<sup>40</sup> Este valor corresponde a la distancia aproximada entre el punto de recuperación, del cabezal de desfogue ácido y la distancia a la Planta Recuperadora de Azufre II.

$$\Delta P = P_1 - P_2 \quad [A-VI-7]$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= 0.001015 \text{ atm} \\ &= 0.001049 \text{ kgf/cm}^2. \end{aligned}$$

**Para L<sub>2</sub> y la Planta Recuperadora de Azufre II (Actualmente fuera de servicio):**

$$\begin{aligned} P_2 &= 1.607 \text{ atm} \\ &= 1.66 \text{ kgf/cm}^2. \end{aligned}$$

Por lo tanto la caída de presión está dada por:

$$\Delta P = P_1 - P_2 \quad [A-VI-7]$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= 0.00126 \text{ atm} \\ &= 0.00130 \text{ kgf/cm}^2. \end{aligned}$$

### **Resultados:**

Para la Planta de Recuperación de Azufre No. I, la caída de presión estimada para el gas que circula a través de 198.53 m de tubería de 6 in de diámetro interno, es aproximadamente de: 0.001049 kgf/cm<sup>2</sup>.

En el caso de la Planta de Recuperación de Azufre No. II, el recorrido de gas es de aproximadamente 246.3 m, la caída de presión es alrededor de 0.00130 kgf/cm<sup>2</sup>.

Para ambas plantas los valores de caída de presión se consideran como "despreciables", dado que la presión de la corriente de gas ácido a recuperar es de aproximadamente 0.86 kgf/cm<sup>2</sup> man y la presión requerida a la entrada a cualquiera de las dos unidades de Recuperación de Azufre es 0.633 kgf/cm<sup>2</sup> man y no se requiere de equipo de compresión o intercambiador de calor para acondicionar la corriente de desfogue ácido a cualquiera de estas dos plantas.

## ANEXO VII

### Estimación de la caída de presión, empleando una fórmula empírica

Opciones: Envío de Gas Ácido Recuperado a Sector de Tratamiento con DEA, en la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos U-600.

#### Consideraciones:

1. Se considera que los gases se encuentran a presiones superiores a 1 atm, lo cual permite emplear la fórmula de "Weymouth",<sup>(7),(8)</sup> para obtener una aproximación de la caída de presión del gas ácido a recuperar, que circula, por una tubería de 6 in de diámetro interno (DI), sin considerar las variaciones en la caída de presión por efecto de accesorios y cambios de dirección del fluido a través de las tuberías.

2. La temperatura empleada corresponderá a la temperatura promedio entre la temperatura de la corriente de gas ácido a recuperar y la temperatura a las condiciones de entrada a la Sección de Tratamiento con DEA de la U-600.

La determinación de la caída de presión es a través de la fórmula de "Weymouth" para gases, ya que se posó la distancia aproximada entre el punto de recuperación de la corriente de gas ácido (previo al tanque colector de condensados del desfogue ácido (TH-104)) a recuperar y el Sector de Tratamiento con DEA, en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos U-600, así como el diámetro de la tubería.

## Cálculos<sup>(8)</sup>

Fórmula de "Weymouth", para gases a alta presión:

$$Ca = 8000D^{2.667} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{\rho_r L T}}$$

[A-VII-1]

Donde:

Ca: Caudal (m<sup>3</sup>/hr) a 1 atm y 15 °C.       $\rho_r$ : Densidad relativa (PM<sub>gas</sub>/PM<sub>aire</sub>).

D: Diámetro (in).      L: Longitud (m).

P: Presión en atm.      T: Temperatura K (Kelvin).

### Datos:

Ca: 28142.48 m<sup>3</sup>/hr a 1.608 atm y 63.1 °C.

Correspondiente a la corriente de gas ácido a recuperar (corriente 34).<sup>41</sup>

Temperatura de la corriente de gas a recuperar<sup>42</sup>: 178.0°C

Temperatura del posible receptor y usuario del gas a recuperar<sup>43</sup>: 38°C

Temperatura promedio corriente de gas ácido-receptor: 108°C

Presión de descarga del compresor: 5.7 kgf /cm<sup>2</sup> (5.518 atm).

---

<sup>41</sup> Ver anexo II.

<sup>42</sup> Correspondiente a la temperatura de descarga del compresor. Ver anexo VIII.

<sup>43</sup> 4.4 Posibles Usuarios del Gas Ácido a Recuperar:

c) Opción 3: Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, Sector de Tratamiento con DEA (Unidad Girbotol).

Para obtener el flujo volumétrico (caudal), a 1 atm de presión y 15 °C, el Caudal "1" ( $Ca_1$ ) es multiplicado por el valor de la densidad a dichas condiciones, con ello se obtiene el flujo másico, que al ser dividido por el valor de la densidad a 1 atm y 15 °C, da como resultado el flujo volumétrico a 1 atm y 15 °C.

El mismo procedimiento es empleado para obtener el flujo volumétrico a la presión de descarga del compresor y la temperatura promedio corriente de gas ácido receptor.

El cálculo anterior puede ser expresado de la siguiente forma:

$$Ca_1 \frac{\rho_1}{\rho_2} = Ca_2 \quad [A-VII-2]$$

Donde:

$Ca_1$ = Caudal "1" a 1.6 atm y 63 °C, considerando el efecto del compresor en la corriente de gas a recuperar.

$\rho_1$ = Densidad "1" a 1.6 atm y 63.1°C.

$\rho_2$ = Densidad "2" a 1 atm y 15 °C.

Teniendo en cuenta que la densidad de un gas puede, ser calculada a través de la ecuación:

$$\rho = \frac{PM P}{RT} \quad [A-VII-3]$$

El Caudal "2" a 1 atm y 15 °C, puede ser calculado como:

$$Ca_1 \frac{PM P_1}{R T_1} \frac{R T_2}{PM P_2} = Ca_2 \quad [A-VII-4]$$

Por lo tanto  $Ca_2$  es igual a:

$$Ca_2 = \frac{P_1 T_2}{T_1 P_2} \quad [A-VII-5]$$

Donde  $T_1$  y  $T_2$  están expresadas en Kelvin (K), 336.25 K y 288.15 K respectivamente.

$Ca_2 = 38,782.1$  a 1 atm y 15 °C.

El valor de flujo volumétrico  $Ca_2$ , será el valor empleado en la fórmula de Weymouth.

Datos:

$Ca_2$ : 38,782.14 m<sup>3</sup>/día.

$PM_{gas}$ : 33.56.

$PM_{aire}$ : 29.

$\rho_r$ : 1.16.

$L^{44}$ : 592 m.

D: 6 in.

$P_1$ : 5.7atm (Correspondiente a la presión de descarga del compresor GB-101).

Con los datos anteriores y la siguiente ecuación es posible obtener el valor de la presión "2" en atm.

$$P_2 = \sqrt{P_1^2 - \rho_r L T \left( \frac{Ca}{8000 D^{2.667}} \right)^2}$$

[A-VII-6]

Por lo tanto:

$P_2$ : 5.699 atm (5.89 kgf/cm<sup>2</sup>)

---

<sup>44</sup> Este valor corresponde a la distancia aproximada entre el punto de recuperación, del cabezal de desfogue ácido y la distancia al Sector de Tratamiento con DEA de la planta U-600.

Y la caída de presión está dada por:

$$\Delta P = P_1 - P_2$$

[A-VII-7]

$$\Delta P = 0.00098 \text{ atm (0.00101 kgf/cm}^2\text{)}$$

**Resultados:**

La caída de presión estimada para el gas que circula a través de 592 m de tubería de 6 in de diámetro interno, es aproximadamente de: 0.00101 kgf/cm<sup>2</sup> (0.000981) atm, por lo que dicho valor se considera como "despreciable", dado que la presión en el cabezal de desfogue ácido con las adecuaciones propuestas, es de aproximadamente 0.85 kgf/cm<sup>2</sup> man y la presión de entrada al Sector de Tratamiento con DEA es de 4.9 kgf/cm<sup>2</sup> man, presión que es alcanzada a través de un equipo compresor.

## ANEXO VIII

### Cálculo de Compresor GB-101

Opción: Envío de Gas Ácido Recuperado a Sector de Tratamiento con DEA, en la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos U-600.

El objetivo de este anexo es determinar la potencia del compresor requerido para la recuperación de gas ácido enviado al sistema de desfogue de la refinería de estudio, mediante la opción: "Sector de Tratamiento con DEA, en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos" en el sector de Hidrodesulfuración de la refinería de estudio.

#### Criterios de Diseño

La determinación de la potencia del compresor es a través del método del "Exponente" ya que se tiene una mezcla de gases. <sup>(20)</sup>

El flujo de diseño es a condiciones PEMEX (1 kg/cm<sup>2</sup> @ 20°C).

La temperatura de salida del compresor de un gas no debe exceder el rango de temperatura: 350-400 °F.

#### Cálculos:

Presión barométrica de la refinería de estudio: 11.4 psia.

Presión a condiciones PEMEX: 1kg/cm<sup>2</sup> (14.22 psia).

a) Datos

$$\begin{array}{l} T_s = 63.1 \text{ } ^\circ\text{C} = 145.58 \text{ } ^\circ\text{F} = 605.6 \text{ } ^\circ\text{R} \\ P_s = 12.09 \text{ Psig} = 0.85 \text{ kg/cm}^2 \text{ man} \rightarrow P_s = 23.5 \text{ psia} \\ P_D = 69.69 \text{ Psig} = 4.90 \text{ kg/cm}^2 \text{ man} \rightarrow P_D = 81.1 \text{ psia} \end{array}$$

$\dot{V}_{\text{promedio}}$ :	<b>28,142.48</b> m <sup>3</sup> /día
-------------------------------	--------------------------------------

Donde:

Ts: Temperatura de succión.

Ps: Presión de succión.

P<sub>D</sub>: Presión de descarga

$\dot{V}_{\text{Promedio}}$ : **28,142** m<sup>3</sup>/día

Con un 15% de flujo de sobre diseño: 32,364 m<sup>3</sup>/día.

No. Equipos: 1, con un flujo de operación de:

32,364 m<sup>3</sup>/día (22.47 m<sup>3</sup>/min) equivalente a 794 ft<sup>3</sup>/min.

Densidad a condiciones Pemex: 20 °C (68 °F / 293.15 °K / 527.67 °R).

$$\rho_{PEMEX} = \frac{P_{PEMEX} * PM_{MEZCLA}}{R * T_{PEMEX}} \quad [A-VIII-1]$$

Donde:

R: Constante de los gases: 10.731 ft<sup>3</sup>\*psia/ (lbmol\*°R).

PM<sub>MEZCLA</sub>: Peso Molecular de la Mezcla de Gases.

$$\rho_{PEMEX} = 0.08 \text{ lb/ft}^3$$

Flujo másico  $\dot{M}$  :

$$\dot{M} = \rho * \dot{V} \quad [A-VIII-2]$$

Flujo Molar  $\dot{n}$  :

$$\dot{n} = \frac{\dot{M}}{PM_{MEZCLA}} \quad [A-VIII-3]$$

Por lo tanto:

$$\dot{M} = 66.90 \text{ lb/min (4014.2 lb/h).}$$

$$\dot{n} = 1.99 \text{ lbmol/min (119.6 lbmol/h).}$$

Flujo volumétrico inicial:

Densidad a las condiciones de operación (succión):

$$\rho_S = \frac{P_S * PM_{MEZCLA}}{R * T_S} \quad [A-VIII-4]$$

$$\rho_S = 0.121 \text{ lb/ft}^3$$

Flujo volumétrico de entrada:

$$\dot{V}_1 = 551.53 \text{ ft}^3/\text{min} \text{ (15.62 m}^3/\text{min / 0.94Mm}^3/\text{h)}$$

b) Propiedades de los componentes:

Propiedades físicas de los componentes a transportar (Corriente 34)

Componente (Gas)	%mol en la mezcla	PM	Tc (°R)	Pc (psia)
Metano	1.554	16	343.20	673.10
Etano	0.337	30	549.50	717.00
Propano	0.229	44	665.30	677.40
i-Butano	0.054	58	732.40	543.80
n-Butano	0.067	58	765.36	530.12
i-Pentano	0.034	72	828.72	485.00
n-Pentano	0.071	72	846.70	504.92
H <sub>2</sub> S	93.839	34	671.67	1,299.1
CO <sub>2</sub>	1.426	44	547.47	1,070.59
H <sub>2</sub> O	2.389	18	1165.32	3,203.7
Total:	100	33.56	676.43	1,326.5

Tabla AVIII.1 Propiedades de los componentes. <sup>(5), (10)</sup>

Donde:

Tc = Temperatura Crítica.

Pc = Presión Crítica.

c) Determinación de  $\theta$ ,  $\omega$  y  $MC_p$

Componente	A	B	PM	$y_i$	$MC_p (T_s)$
Metano	4.877	0.006773	16	0.01554	8.98
Etano	3.629	0.016767	30	0.00337	13.78
Propano	3.256	0.026733	44	0.00229	19.44
i-Butano	4.145	0.0355	58	0.00054	25.64
n-Butano	6.188	0.032867	58	0.00067	26.09
i-Pentano	5.7	0.04233	72	0.00034	31.33
n-Pentano	7.739	0.040433	72	0.00071	32.22
H <sub>2</sub> S	6.999	0.002054	34	0.93839	8.24
CO <sub>2</sub>	8.630	0.005621	44	0.01426	12.03
H <sub>2</sub> O	7.997	0.000913	18	0.02389	8.55
Mezcla:			32.58	1.0	8.41

Tabla AVIII.2 Capacidades Caloríficas (Polinomios lineales).<sup>(20)</sup>

Donde:

$MC_p$ : Calor molar específico (BTU / lbmol °R) a  $T_s$  (°R)

Capacidad calorífica molar =  $MC_p = a + b T$

Relación de calores específicos =  $K = C_p / C_v = MC_p / MC_p - 1.987$

Componente	Tb (°R)	$\Theta$	$\Omega$
Metano	201.7	0.587704	0.008
Etano	332.7	0.60546	0.098
Propano	416.6	0.626184	0.152
i-Butano	470.9	0.642955	0.210
n-Butano	491.5	0.642181	0.193
i-Pentano	541.71	0.653671	0.229
n-Pentano	557.2	0.658084	0.251
H <sub>2</sub> S	383.31	0.570682	0.100
CO <sub>2</sub>	350.37	0.63998	0.225
H <sub>2</sub> O	671.67	0.576382	0.344

Tabla AVIII.3 Factores acéntricos.<sup>(5)(20)</sup>

$$\omega_{mix} = \underline{0.1066}$$

Donde:

$$\theta = \frac{T_b}{T_c} \quad [\text{A-VIII-5}]$$

$$\omega = \frac{3}{7} \frac{\theta}{1-\theta} (\log P_c - 1.167) - 1 \quad [\text{A-VIII-6}]$$

Donde:

T<sub>b</sub>= Temperatura normal de ebullición.

ω= factor acéntrico.

θ= Temperatura reducida de ebullición normal.

La ecuación se empleo solamente para aquellos casos en que no se posee el valor de ω, es decir para el i-butano y el i-pentano.

d) Relación de compresión

Cálculos:

Relación de compresión r<sub>c</sub>:

$$r_c = \frac{P_D}{P_S} \quad [\text{A-VIII-7}]$$

$$r_c = 3.45$$

e) Relación de calores específicos de la mezcla:

$$k = \frac{MCp_{MEZCLA}}{(MCp_{MEZCLA} - 1.99)} \quad [\text{A-VIII-8}]$$

$$k = 1.310$$

f) Obtención del factor de compresibilidad Z

El factor de compresibilidad Z, será calculado a través del método de Pitzer, donde B° y B', son el primer y segundo coeficiente de la ecuación de Pitzer respectivamente.

$$Z = 1 + B^{\circ} \frac{Pr}{Tr} + \omega B' \frac{Pr}{Tr} \quad [\text{A-VIII-9}]$$

$$Tr_s = \frac{T_s}{T_{c_{MEZCLA}}} \quad [\text{A-VIII-10}]$$

$$Tr_s = 0.895$$

$$Pr_s = \frac{Pr_s}{P_{c_{MEZCLA}}} \quad [\text{A-VIII-11}]$$

$$Pr_s = 0.018$$

$$B^{\circ} = 0.083 - \frac{0.422}{Tr^{1.6}} \quad [\text{A-VIII-12}]$$

$$B^{\circ} = -0.42073$$

$$B' = 0.139 - \frac{0.172}{Tr^{4.2}} \quad [\text{A-VIII-13}]$$

$$B' = -0.13475$$

$$Z = 0.9914$$

g) Temperatura de descarga T<sub>2</sub>:

$$T_2 = T_1 * r_c^{\left(\frac{k-1}{k}\right)} \quad [\text{A-VIII-14}]$$

$$T_2 = 812.0 \text{ }^{\circ}\text{R} \quad (177.8 \text{ }^{\circ}\text{C} / 352.0^{\circ}\text{F})$$

h) Cálculo de la Potencia

CABALLOS DE POTENCIA TEÓRICOS HP:

$$Hp = \frac{144}{33000} * \left(\frac{k}{k-1}\right) * P_1 V_1 * \left[ \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad [A-VIII-15]$$

$$\begin{aligned} Hp &= \underline{81.40} \\ &= 60.70 \text{ kW} \end{aligned}$$

CABALLOS DE POTENCIA AL FRENO REALES

$$BHp = \frac{144}{33000} * \left(\frac{k}{k-1}\right) * P_1 V_1 * \left[ \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] (L_o)(F_L)(Z_1) \quad [A-VIII-16]$$

El cálculo se efectuó para una eficiencia adiabática de: 85 %.

Donde:

BHp = Potencia al freno.

F<sub>L</sub> = Factor de pérdidas en el armazón, solamente para compresores accionados por motor eléctrico, el cual tiene un valor entre 1 y 1.05.

L<sub>O</sub> = Factor de pérdidas de compresión debidas a la caída de presión, teniendo como límite un 85 %.

$$L_o = 1.77949538742 * r_c^{-0.2645} \quad [A-VIII-17]$$

$$L_o = 1.28$$

Por lo tanto BHP es igual a:

$$\begin{aligned} \underline{BHp} &= \underline{108.65} \\ &= 81.02 \text{ kW} \end{aligned}$$

En el cálculo anterior se empleo un valor de  $F_L = 1.05$

### Selección del motor

La selección del motor se realiza de acuerdo a los datos de la norma NRF-095-PEMEX-2004<sup>(15)</sup>:

Potencia del motor		Tensión de sistema (Volts)	Tensión de utilización (Volts)	Fases	Frecuencia (Hertz)
kW	cp				
Menor de 0,75	1	120/220	115/220	1/3*	60
0,75 A 149,2	1 A 200	480	460	3	60
149,5 A 1492	201 A 2000	Hasta 4160	Hasta 4000	3	60
1492 y mayores	2000 y mayores	Hasta 13800	Hasta 13200	3	60

Tabla AVIII.4 Características de motores para compresor. <sup>(15)</sup>

kW	cp	Amperes*	Diseño
0,373	1/2	20	B, D
0,560	3/4	25	B, D
0,746	1	30	B, C, D
1,119	1,5	40	B, C, D
1,492	2	50	B, C, D
2,238	3	64	B, C, D
3,730	5	92	B, C, D
5,60	7,5	127	B, C, D
7,46	10	162	B, C, D
11,19	15	232	B, C, D
14,92	20	290	B, C, D
18,65	25	365	B, C, D
22,38	30	435	B, C, D
29,84	40	580	B, C, D
37,30	50	725	B, C, D
44,76	60	870	B, C, D
55,95	75	1085	B, C, D
74,60	100	1450	B, C, D
93,25	125	1815	B, C, D
111,90	150	2170	B, C, D
149,20	200	2900	B, C
186,50	250	3650	B
223,80	300	4400	B
261,10	350	5100	B
298,40	400	5800	B
335,70	450	6500	B
373,00	500	7250	B

Tabla AVIII.5 Máxima corriente de arranque a rotor bloqueado para 60 Hz; motores trifásicos diseño B,C y D a 230 V.

\*La corriente a rotor bloqueado para motores de tensión diferente 230 V debe ser inversamente proporcional a la tensión. <sup>(15)</sup>

## **Resultados**

La potencia al freno (BHp) calculada para el compresor de acuerdo a las condiciones planteadas es de: 108.65 Hp (81.02 kW).

Por lo que es necesario un motor eléctrico con esta potencia o su equivalente, de acuerdo a la NRF-095-PEMEX-2004 el motor seleccionado es de 93.25 kW (125 Hp), 2170 amperes y tres fases.

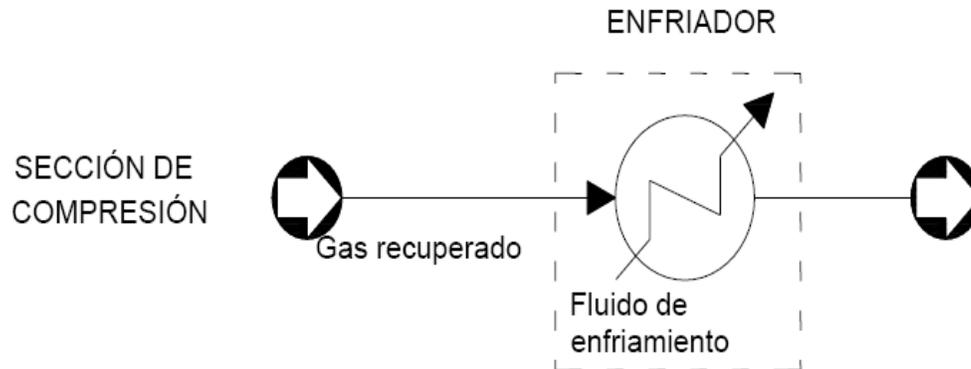
**ANEXO: IX**  
**CÁLCULO DE CAMBIADOR DE CALOR EA-1-01**

**Opción : Envío de Gas Ácido Recuperado a Sector de Tratamiento con DEA, en la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos U-600**

## II. OBJETIVO

Calcular el área de transferencia de calor y flujo volumétrico de servicio de enfriamiento del intercambiador de calor, requerido en la opción de recuperación de gas ácido consistente en enviar, dicho gas a la Sección de Tratamiento con DEA, en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos U-600, de la refinería de estudio.

## III. ESQUEMA DE PROCESO



## IV. CONSIDERACIONES

- 1.- El fluido de enfriamiento del cambiador de calor es agua.
- 2.- El equipo de intercambio de calor es de tipo "coraza y tubos".
- 3.- Se recomienda usar un valor de coeficiente de diseño de transferencia de calor "UD" cercano al valor máximo recomendado para reducir las dimensiones del equipo.

## V. CRITERIOS DE DISEÑO

- 1.- La caída de presión permisible en la coraza (gas) es de 3 a 9 psia, mientras que la caída de presión permisible dentro de los tubos es de 15 psia.
- 2.- Se emplearan tubos de BWG igual o mayor a 18 y Diámetro Externo (DE) superior a 5/8.
- 3.- El flujo de diseño es 15 % mayor al flujo de entrada de gas recuperado ( $Q_v$ ).

Datos generales:

1.- Presión atmosférica:	Región:	Tula Hidalgo	11.4 psia	0.78 atm	0.7757239
2.- Presión de entrada de gas a cambiador de calor			81.1 psia	69.7 psig	

Los datos a considerar para los cálculos son:

1.- Flujo de entrada de gas recuperado ( $Q_v$ )	488	m <sup>3</sup> /h	=	17224	=	ft <sup>3</sup> /hr	
2.- Flujo de entrada de gas recuperado de diseño ( $Q_{vd}$ )	561	m <sup>3</sup> /h	=	19808	=	ft <sup>3</sup> /hr	
3.- Temperatura de entrada de gas recuperado a cambiador de calor ( $T_1$ )	352	°F	=	177.8	=	°C	451 K
4.- Temperatura de salida de gas recuperado de cambiador de calor ( $T_2$ )	100	°F	=	38	=	°C	311 K
5.- Temperatura promedio de entrada y salida de gas ( $\Delta T_{gas}$ )	226	°F	=	108	=	°C	381 K
6.- Temperatura de entrada de fluido de enfriamiento	89.6	°F	=	32	=	°C	305 K
7.- Temperatura de salida de fluido de enfriamiento	115	°F	=	46	=	°C	319 K
8.- Temperatura promedio de entrada y salida de fluido de enfriamiento ( $\Delta T_{FE}$ )	102	°F	=	39	=	°C	312 K

9.- Densidad del fluido de enfriamiento a temperatura promedio

62.5 lb/ft<sup>3</sup>

10- Coeficiente de transferencia de calor (U<sub>b</sub>) prom. para fluido caliente gases y fluido frio agua:

26.0 BTU/h ft<sup>2</sup> °F

Valores recomendados para enfriadores:

U<sub>b</sub> [=] (BTU/(hr\*ft<sup>2</sup>\*°F))

Fluido Caliente	Fluido Frio	U <sub>b</sub> TOTAL
Agua	Agua	250-500
Metanol	Agua	250-500
Amoniaco	Agua	250-500
Soluciones acuosas	Agua	250-500
Sustancias orgánicas ligeras (1)	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias (2)	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas (3)	Agua	5-75
Gases	Agua	2-50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

(1) Fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona etanol, metil-etil-cetona, gasolina, kerosen y nafta

(2) Fluidos con viscosidades entre 0.5 - 1.0 centipoises e incluyen kerosen, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos

(3) Fluidos con viscosidades mayores de 1.0 centipoise e incluyen gasoil frio, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, breas y asfaltos.

11.- Capacidad calorífica de gas:  $C_p = C_{p1}G_1 + C_{p2}G_2 + C_{p3}G_3 + C_{p4}G_4 + C_{p5}G_5 = [J/Kg \cdot mol \cdot K] \cdot 2.388 \times 10^{-4} = [cal/gmol \cdot K]$

Compuesto:	C <sub>p1</sub> G <sub>1</sub>	C <sub>p2</sub> G <sub>2</sub>	C <sub>p3</sub> G <sub>3</sub>	C <sub>p4</sub> G <sub>4</sub>	T <sub>1</sub> (K)	C <sub>p</sub> entrada cal/gmol*K	T <sub>2</sub> (K)	C <sub>p</sub> salida cal/gmol*K	C <sub>p</sub> prom. cal/gmol*K
H <sub>2</sub> Hidrógeno	2.7143024E+04	9.2737620E+00	-1.3808066E-02	7.6450968E-06	450.9	7.0	311.2	6.9	6.9
C <sub>1</sub> Metano	1.9250906E+04	5.2125660E+01	1.1974248E-02	-1.1316920E-05	450.9	10.5	311.2	8.7	9.6
C <sub>2</sub> Etano	5.4093456E+03	1.7810647E+02	-6.9375276E-02	8.7127308E-06	450.9	17.3	311.2	13.0	15.1
C <sub>3</sub> Propano	-4.2244812E+03	3.0626442E+02	-1.5863785E-01	3.2146250E-05	450.9	25.0	311.2	18.3	21.6
i-C <sub>4</sub> i-butano	-1.3900176E+03	3.8472505E+02	-1.8459601E-01	2.8951722E-05	450.9	32.8	311.2	24.2	28.5
n-C <sub>4</sub> n-butano	9.4872888E+03	3.3130148E+02	-1.1082460E-01	-2.8219032E-06	450.9	32.5	311.2	24.3	28.4
i-C <sub>5</sub> i-pentano	-9.5249700E+03	5.0660280E+02	-2.7293749E-01	5.7233556E-05	450.9	40.3	311.2	29.5	34.9
n-C <sub>5</sub> n-pentano	-3.6257688E+03	4.8734352E+02	-2.5803248E-01	5.3046756E-05	450.9	40.2	311.2	29.8	35.0
H <sub>2</sub> S Ac. Sulfhídrico	3.1941097E+04	1.4364911E+00	2.4321121E-02	-1.1764908E-05	450.9	8.7	311.2	8.2	8.5
CO Monóxido de carbono	3.0869276E+04	-1.2853476E+01	2.7892462E-02	-1.2715310E-05	450.9	7.1	311.2	7.0	7.0
CO <sub>2</sub> Dióxido carbono	1.9795190E+04	7.3436472E+01	-5.6019384E-02	1.7153320E-05	450.9	10.3	311.2	9.0	9.7
H <sub>2</sub> O Agua	3.2242547E+04	1.9238346E+00	1.0554923E-02	-3.5964612E-06	450.9	8.3	311.2	8.1	8.2
NH <sub>3</sub> Amoniaco	2.7314683E+04	2.3831266E+01	1.7073770E-02	-1.1848644E-05	450.9	9.7	311.2	8.6	9.1

Nota: [cal/(gmol\*K)] = [BTU/(lbmol\*R)] & [cal/(g\*K)] = [BTU/(lb\*R)]

Compuesto:	% mol	PM (g/gmol)	PM <sub>mez</sub>	C <sub>p</sub> de mezcla (cal/gmol*K)	C <sub>p</sub> de mezcla (cal/g*K)
H <sub>2</sub> Hidrógeno	0	2.016	0.00	0.00	0.000
C <sub>1</sub> Metano	1.554	16.043	0.249	0.15	0.0093
C <sub>2</sub> Etano	0.337	30.07	0.101	0.05	0.0017
C <sub>3</sub> Propano	0.229	44.097	0.101	0.05	0.0011
i-C <sub>4</sub> i-butano	0.054	58.124	0.031	0.02	0.00026
n-C <sub>4</sub> n-butano	0.067	58.124	0.039	0.02	0.00033
i-C <sub>5</sub> i-pentano	0.034	72.151	0.025	0.01	0.00016
n-C <sub>5</sub> n-pentano	0.071	72.151	0.051	0.02	0.00034
H <sub>2</sub> S Ac. Sulfhídrico	93.839	34.08	31.981	7.94	0.2329
CO Monóxido de carb.	0	28.01	0.000	0.00	0.0000
CO <sub>2</sub> Dióxido carb.	1.426	44.01	0.628	0.14	0.0031
H <sub>2</sub> O Agua	2.386	18.015	0.430	0.20	0.0109
NH <sub>3</sub> Amoniaco	0	17.031	0.000	0.00	0.0000
<b>Promedio:</b>			33.6	8.6	0.26
<b>Total:</b>	100				

Ecuaciones:

$$PM_{Mezcla_i} = \frac{\%mol_i}{100} * PM_i$$

$$PM_{Mezcla} = \sum \frac{\%mol_i}{100} * PM_i$$

$$C_{p_{máscico}} = \frac{C_{p_{molar}}}{PM_i}$$

$$C_{p_{Mezcla}} = \sum \frac{\%mol_i}{100} * C_{p_i}$$

Donde:

PM= Peso molecular = g / gmol = lb / lbmol

C<sub>p molar</sub>= Capacidad Calorífica molar, (cal/gmol\*K)

C<sub>p máscico</sub>= Capacidad Calorífica máscica, (cal/g\*K) = (BTU/lb\*R)

12 Densidad del gas a las condiciones de entrada:

Compuesto:	Tb (°R)	Tc (°R)	Pc (psia)	θ	ω
H2 Hidrógeno	37.7	72.47	305.7	0.520	-0.22
C1 Metano	201.7	343.2	673.1	0.588	0.008
C2 Etano	332.7	549.5	717	0.605	0.098
C3 Propano	416.6	665.3	677.4	0.626	0.152
i-C4 i-butano	470.9	732.4	543.8	0.643	0.210
n-C4 n-butano	491.5	765.36	530.12	0.642	0.193
i-C5 i-pentano	541.71	828.72	485	0.654	0.229
n-C5 n-pentano	557.2	846.7	504.92	0.658	0.251
H2S Ac. Sulfidrico	383.31	671.67	1299.1	0.571	0.100
CO Monóxido de carbono.					
CO2 Dióxido carbono.	350.37	547.47	1070.59	0.640	0.225
H2O Agua	671.67	1165.32	3203.7	0.576	0.344
NH3 Amoniaco					
Mezcla:		676	1326.4		0.107

La presión a la entrada del intercambiador es : 81.1 psia, es decir 5.5 atm.

Se considera como "presiones altas, presiones mayores a 5 atm ó 73.5 psia , para realizar el cálculo de la densidad del gas se realiza empleando el factor de *comprensibilidad Z* , ecuación apropiada para modelar la densidad de un gas real.

Pr y Tr, son la presión y la temperatura reducidas respectivamente, en el caso del Hidrógeno, el calculo de Pr y Tr, requiere, de una corrección debido a que este compuesto presenta desviaciones, en la cartas de factor de compresibilidad Z.

Las correcciones para el calculo de las propiedades reducidas del hidrógeno son:  $Tr = (T / (Tc + 14.4))$  con T en °R y  $Pr = (P / (Pc + 117.6))$  con P en psia

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_{cmez} = \sum_{i=1}^n P_{ci} * y_i \quad T_{cmez} = \sum_{i=1}^n T_{ci} * y_i$$

P= Presión, psi  
 P<sub>c</sub>= Presión crítica, psi  
 P<sub>r</sub>= Presión reducida, adimensional  
 T= Temperatura, °F  
 T<sub>c</sub>= Temperatura crítica, °F  
 T<sub>r</sub>= Temperatura reducida, adimensional

Nota: El subíndice "i", se refiere al componente individual "i", y el subíndice "mez" a la mezcla formada por lo "n" componentes, donde "n", es el número total de componentes de la mezcla gaseosa.

El calculo de la densidad se realiza empleando las siguiente ecuaciones:

$$\rho = \frac{P * PM}{Z * R * T}$$

$$Z = 1 + B^* \frac{P_r}{T_r} + \omega B' \frac{P_r}{T_r}$$

$$B^* = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}}$$

$$B' = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

$$\omega_{mez} = \sum_{i=1}^n \omega_i * y_i$$

Donde:
   
ρ= Densidad del gas, (lb/ft<sup>3</sup>)
   
P= Presión, psia
   
PM= Peso molecular, lbmol/lb
   
R= "Constante de los gases", 10.7316 [psi\*ft<sup>2</sup>/(lbmol\*°R)]
   
T= Temperatura, °F
   
Z= Factor de compresibilidad, a dimensional
   
B<sup>\*</sup>= Primer coeficiente de Piltzer, adimensional
   
B'= Segundo coeficiente de Piltzer, adimensional
   
ω = Factor acéntrico, adimensional
   
y<sub>i</sub>= Fracción mol del componente i

El factor acéntrico es calculado a través de la formula de Edmister\*:

$$\omega = \frac{3}{7} \frac{\theta}{1-\theta} (\log P_c - 1.167) - 1$$

$$\theta = \frac{T_b}{T_c}$$

θ= Temperatura de ebullición normal reducida.  
 T<sub>b</sub>= Temperatura normal de ebullición  
 T<sub>c</sub>= Temperatura crítica

\*Esta ecuación se emplea para calcular ω, cuando no se tiene dicho valor, como es el caso del i-butano y el i-pentano.

Con el conjunto de ecuaciones anterior y la tabla de datos de esta sección, así como las fracciones mol de cada componente, obtenemos los siguientes resultados:

Tr= 1.2  
 Pr= 0.06  
 B<sup>\*</sup>= -0.23  
 B'= 0.06  
 Z= 0.989  
 ρ= 0.317 lb/ft<sup>3</sup>

13 Viscosidad de gas y Capacidad Calorífica, A Temperatura promedio de entrada y salida de gas (Ta)

Compuesto:	$y_i$	PM g/gmol	$\mu^*$ (cp)	$y_i \cdot PM_i$	$k_i$	m	b
H2 Hidrógeno	0.0000	2.0160	-----	0.0000	0.1278	0.1291	-1.1975
C1 Metano	0.0155	16.0430	0.0140	0.2493	0.0236	0.1538	-1.9885
C2 Etano	0.0034	30.0700	0.0118	0.1013	0.0178	0.2651	-2.3738
C3 Propano	0.0023	44.0970	0.0120	0.1010	0.0154	0.2916	-2.4994
i-C4 i-butano	0.0005	58.1240	0.0128	0.0314	0.0142	0.2922	-2.5367
n-C4 n-butano	0.0007	58.1240	0.0068	0.0389	0.0138	0.2901	-2.5446
i-C5 i-pentano	0.0003	72.1510	0.0077	0.0245	0.0129	0.3001	-2.5944
n-C5 n-pentano	0.0007	72.1510	0.0081	0.0512	0.0100	0.1523	-2.3600
H2S Ac. Sulfidrico	0.9384	34.0800	0.0165	31.9803	0.0076	-----	-----
CO Monóxido de carbono	0.0000	28.0100	-----	0.0000	0.0135	-----	-----
CO2 Dióxido carbono	0.0143	44.0100	0.0185	0.6276	0.0135	0.2368	-2.4270
H2O Agua	0.0239	18.0150	0.0135	0.4298	0.0139	0.2166	-2.3672
NH3 Amoniaco	0.0000	17.0310	-----	0.0000	0.0183	0.1870	-2.1787
<b>Mezcla:</b>	<b>1.0</b>	<b>33.6</b>	<b>0.0164</b>		<b>0.0081</b>		

\*Los valores de viscosidad se suelen obtener mediante nomogramas, o por medio de ecuaciones como la ecuación de Enskog

$y_i$  = Fracción mol del componente "i"      PM = Peso molecular       $\mu_{mez} = \frac{\sum y_i \cdot PM_i}{\sum \mu_i}$   
 $PM_i$  = Peso molecular del componente i

La capacidad calorífica K es calculada a través de las siguientes ecuaciones:

$$k_i = T^m \cdot 10^b \qquad k_{mez} = \sum_i^n k_i \cdot y_i$$

Donde:  $k$  = Capacidad calórica [BTU/(h)(pies<sup>2</sup>)(°F/pie)]       $m$  = Parámetro, obtenido a través de regresión log(T) vs log(K)  
 $T$  = Temperatura (°F,  $\Delta T_{gas}$ )       $b$  = Parámetro, obtenido a través de regresión log(T) vs log(K)

**VI. CÁLCULO DEL CAMBIADOR DE CALOR**

**1.- Balance de Energía**

1.1  $Q = Cp_c \cdot \Delta t \cdot w$   
 1.2  $Q = Cp_h \cdot \Delta T \cdot W$

Donde: Q= Flujo Energético (BTU/hr).  
 $Cp_c$  = Capacidad calorífica a presión constante de fluido frío, BTU/(lb\*°R)  
 $Cp_h$  = Capacidad calorífica a presión constante de fluido caliente, BTU/(lb\*°R)  
 $\Delta t$  = Gradiente de temperatura del fluido frío ( $t_1 - t_2$ ), °F  
 $\Delta T$  = Gradiente de temperatura del fluido caliente ( $T_2 - T_1$ ), °F  
 $W$  = Flujo másico del fluido caliente =  $W = Qv \cdot \rho_{gas}$ , lb/hr  
 $w$  = Flujo másico del fluido frío, b/hr  
 $\rho_{gas}$  = Densidad del gas (lb/ft<sup>3</sup>), a  $T_1$   
 $Q_v$  = Flujo volumétrico (ft<sup>3</sup>/hr)  
 $Cp_c$  =  $Cp(\text{Agua líquida}) = 1$  BTU/(lb\*°R)  
 $Cp_h$  = 0.3 BTU/(lb\*°R)  
 $\Delta t$  = 25.4 °F  
 $\Delta T$  = 251.6 °F  
 $\rho_{gas}$  = 0.317 (lb/ft<sup>3</sup>)  
 $W$  = 6273 lb/hr

Por lo tanto Q (ecuación 1.2) es igual a:

$Q = 410553$  BTU/hora

Igualando la ecuación 1.1 y 2.1 obtenemos el valor de w

$w = 16164$  lb/hr

**2.- Cálculo de  $\Delta t$**

2.1  $\Delta t = MLTD$

2.2  $MLTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$

Donde:

$\Delta t$ = Diferencia verdadera de temperatura (°F)  
MLTD=Temperatura media logarítmica (Arreglo contraflujo) (°F)

2.3  $T_1 = 352$  °F Temperatura de entrada del gas  
 $T_2 = 100$  °F Temperatura de salida del gas

$\Delta T = T_1 - T_2 = 252$  °F

2.4  $t_1 = 89.6$  °F Temperatura de entrada de fluido de enfriamiento  
 $t_2 = 115$  °F Temperatura de salida de fluido de enfriamiento

MLTD= 73 °F

3.- DETERMINACION DEL CALCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR (A)

3.1  $Q_{ac} = U_D \cdot A \cdot \Delta T = U \cdot A \cdot (F \cdot MLTD)$  Ecuación de Fourier para un intercambiador tipo 1-2

De donde:

Donde:

A= Área de transferencia de calor (ft<sup>2</sup>)  
Q= Flujo Energético (BTU/hr).  
U<sub>D</sub>= Coeficiente de transferencia de calor de diseño (BTU/(hr·ft<sup>2</sup>·°F))

3.2  $A = Q_{ac} / (U_D \cdot \Delta T)$

$U_D = 50.0$  (BTU/(hr·ft<sup>2</sup>·°F))

Nota: Se empleó un U<sub>D</sub> supuesto, de acuerdo a los valores recomendados para enfriadores para fluido caliente: gases-fluido frío agua, de la hoja 4 del presente documento.

Por lo tanto:

A= 112.1 ft<sup>2</sup> 10.4 m<sup>2</sup>

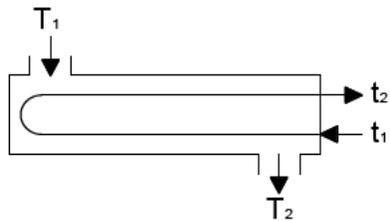


Fig. 5.1 Intercambiador tipo 1-2 (1 paso en coraza, 2 en los tubos)

4. Determinación del número de tubos y selección del intercambiador de calor:

4.1  $N_t = \frac{A}{l \cdot \alpha''}$

Donde: N<sub>t</sub>= Número de tubos  
A= Área de transferencia de calor (ft<sup>2</sup>)  
l= Longitud de tubo (ft)  
 $\alpha''$ = Superficie externa por pie lineal

$\alpha'' = \alpha'''(DE, \#BWG)$

Tipo de Tubo a emplear:

Características de tubería:	
BWG	18
$\alpha''$	0.1963 ft <sup>2</sup> /ft lineal
DE	3/4 plg
NP	2
Arreglo:	Triangular
Paso:	15/16 plg

l= 8 ft

N<sub>t</sub>= 71 tubos  
DE= Diámetro externo  
NP=n= Número de pasos en los tubos.

Intercambiador de calor, seleccionado (Tabla 9, Procesos de Transferencia de calor, Kern):

Ds= Diámetro interno de la coraza.

Nt	98	tubos
DI	0.652	plg
NP coraza	1	

Ds	12	plg
Ds	1.00	ft

5. Corrección del valor de  $U_D$  de acuerdo al intercambiador propuesto:

$$5.1 \quad A = N_t \times \alpha'' \times l t \quad A = 154 \quad \text{ft}^2$$

$$5.2 \quad U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} \quad U_D = 36.4 \quad (\text{BTU}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}))$$

$U_D$ : Valor corregido de acuerdo al área del intercambiador de calor seleccionado.

6. Determinación del coeficiente de transferencia de calor: "Fluido en Tubos"

6.1 Área de flujo por tubos

$$6.1.1 \quad a_t = \frac{N_t \times \alpha_t'}{144 \times n}$$

Donde:

$a_t$ = Área de flujo por tubos,  $\text{ft}^2$ .

$a'$ = Área de flujo por tubo.

$n$ = Número de pasos en los tubos: 2

Nota: Para obtener el valor de  $a'$  consultar tabla 10, Procesos de Transferencia de calor, Kern

$$a' = 0.334 \quad \text{plg}^2$$

Por lo tanto:

$$a_t = 0.114 \quad \text{ft}^2$$

6.2 Masa velocidad (Flux másico)

$$6.2.1 \quad G_t = \frac{W}{a_t}$$

Donde:

$G_t$ = Flux másico (tubo)  $\text{lb}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2)$

$w$ = Flujo másico (fluido frío)  $\text{lb}/\text{hr}$

Por lo tanto:

$$G_t = 142271 \quad \text{lb}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2)$$

$$6.3 \quad t_c = t_a$$

Donde:

$t_c$ = Temperatura calórica del fluido frío ( $^\circ\text{F}$ )

$t_a$ = Temperatura promedio del fluido frío ( $^\circ\text{F}$ )

Con  $t_a$ , obtener  $C_p$ ,  $k$  y  $\mu$

$t_a$ =	102.3	( $^\circ\text{F}$ )	$k$ =	0.363	$\text{BTU}/(\text{h})(\text{ft})(^\circ\text{F}/\text{ft})$
$C_p$ =	1	$\text{BTU}/(\text{lb} \cdot ^\circ\text{R})$	$\phi_c$	=	1
$\mu$	0.6685	$\text{cp}$			
$\mu$	1.62	$\text{lb}/(\text{ft} \cdot \text{hr})$			

6.4 Calculo del coeficiente de transferencia de calor del fluido interno:

$$6.4.1 \quad \frac{h_i}{\phi_c} = j_h \times \frac{k}{D} \times \left( \frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Donde:

$h_i$ = Coeficiente de transferencia de calor fluido interno  $\text{BTU}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$

$j_h$ = Factor de transferencia de calor, adimensional.

$k$ = Conductividad térmica  $\text{BTU}/(\text{h})(\text{ft})(^\circ\text{F}/\text{ft})$

$D$ = Diámetro interior de los tubos, ft

$\phi_c$  = Factor de corrección por viscosidad, adimensional  $\approx 1$

6.4.2 Determinación de  $j_h$

Para poder determinar el valor de  $j_h$ , se requiere consultar una grafica, en dicho grafico los para metros de entrada son  $Re$  y  $l/D$

$$6.4.2.1 \quad Re_t = \frac{G_t \times D}{\mu} \quad Re = 4778 \quad \text{Con estos parámetros obtenemos el valor de } j_h$$

$$l/D = 147 \quad (\text{Procesos de transferencia de calor, Kern tabla 24 pagina 939})$$

$$6.4.3 \quad j_h = 18$$

6.4  $h_i = 198.0 \text{ BTU}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$

6.5 Determinación del coeficiente hio

6.5.1  $\frac{h_{io}}{\phi_c} = \frac{h_i * DI}{\phi_c * DE}$  Donde:  $h_o =$  Valor de  $h_i$  referido al diámetro exterior del tubo.  $\text{BTU}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$   
 $\phi_c \approx 1$

Por lo tanto:  $h_o = 172.1 \text{ BTU}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$

Es  $h_o > U_d$ : Si, continuar con el cálculo

7. Determinación de la caída de presión por el lado de los tubos.

7.1 Determinación de  $f$

$f =$  Factor de fricción  $\text{ft}^2/\text{plg}^2$

El valor de  $f$  se obtiene a través de un gráfico  $Re$  vs  $f$ , (Kern, figura 26 pagina 941)

$Re = 4778$   $f = 0.00034 \text{ ft}^2/\text{plg}^2$

7.2 Caída de presión de retorno

7.2.1  $\Delta P_r = \frac{f * G_c^2 * L * n}{5.22 * 10^{10} * D_s * \phi_c}$  Donde:  
 $\Delta P_r =$  Caída de presión de retorno  $\text{lb}/\text{plg}^2$   
 $G_c =$  Flux másico,  $\text{lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$   
 $D_s =$  Diámetro interno de la coraza, ft  
 $L =$  Longitud del tubo, ft  
 $n =$  Número de pasos en los tubos  
 $\phi_c =$  Factor de corrección por viscosidad, adimensional

Por lo tanto:

$\Delta P_r = 0.002 \text{ lb}/\text{plg}^2$

7.3 Caída de presión de retorno debida a los cambios de dirección

7.3.1  $\Delta P_r = \frac{4 * n * V^2}{s * 2 * g} * \frac{62.5}{144}$  Donde:  
 $\Delta P_r =$  Pérdida de regreso  $\text{lb}/\text{plg}^2$   
 $n =$  Número de pasos en los tubos  
 $V =$  Velocidad, ft/s  
 $s =$  Gravedad específica  
 $g =$  Aceleración de la gravedad  $\text{ft}/\text{s}^2$

Por lo tanto:

$V = 0.6 \text{ ft/s}$   $7.3.2 \ V = \frac{G_c}{3600 * \rho}$  Donde:  
 $s = 1$   $V =$  Velocidad  $\text{ft}/\text{s}$   
 $g = 32.2 \text{ ft}/\text{s}^2$   $\rho =$  Densidad  $\text{lb}/\text{ft}^3 = 62.5 \text{ lb}/\text{ft}^3$

$\Delta P_r = 0.02 \text{ lb}/\text{plg}^2$

7.4 Caída de presión total del lado de los tubos

7.4.1  $\Delta P_T = \Delta P_c + \Delta P_r$

$\Delta P_T = 0.02 \text{ lb}/\text{plg}^2$

La caída de presión  $\Delta P_T$ : Si cumple con la especificación de caídas de presión menores a 9 psia

8. Determinación del coeficiente de transferencia de calor: "Fluido en la Coraza"

8.1 Área de flujo por tubos

8.1.1 
$$a_s = \frac{DI * C' * B}{144 * P_t}$$

Donde:  
 $a_s$ = Área de flujo por coraza, ft<sup>2</sup>  
 DI= Diámetro interno de la coraza, plg  
 C'= Espaciado entre los tubos, plg  
 B= Espaciado de los deflectores, plg  
 Pt= Espaciado de los tubos, plg

8.2 
$$B = \frac{DI_{(Coraza)}}{5}$$
 ó 2 pulgadas cualquiera que sea mayor

8.3  $C' = Pt - DE_{tubo}$   
 Por lo tanto: B= 2.4 plg C'= 0.1875 plg  
 Pt= 15/16 plg  
 $a_s = 0.040$  ft<sup>2</sup>

8.2 Masa velocidad (Flux másico)

8.2.1 
$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

Donde:  
 $G_s$ = Flux másico (coraza) lb/(hr\*ft<sup>2</sup>)  
 W= Flujo másico (fluido caliente) lb/hr

Por lo tanto:  $G_s = 156821$  lb/(hr\*ft<sup>2</sup>)

8.3 Calculo de las propiedades del fluido externo a los tubos del cambiador de calor:

8.3.1  $T_c = T_a$

Donde:  
 $T_c$ = Temperatura calórica del fluido caliente (°F)  
 $T_a$ = Temperatura promedio del fluido caliente (°F)

Con  $t_a$  (°F), obtener Cp, k y  $\mu$

Ta= 226.2 (°F) k= 0.0081 BTU/(h)(ft)(°F/ft)  
 Cp= 0.3 BTU/(lb\*°R)  $\phi_c = 1$  valor supuesto, aproximación  
 $\mu = 0.016$  cp  
 $\mu = 0.040$  lb/(ft\*hr)

8.4 Calculo del número de Reynolds asociado al fluido externo a los tubos.

8.4.1 
$$Re_s = \frac{G_s * D_e}{\mu}$$

Donde:  
 $Re_s$ = Número de Reynolds para el fluido que pasa por la coraza  
 De= Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, ft  
 $d_o$ = Diámetro exterior de los tubos, plg  
 $\mu$ = Viscosidad a Ta, lb/(ft\*hr)  
 Pt= Espaciado de los tubos plg

8.4.2 
$$D_e = d_e = \frac{4 * \left( \frac{P_T^2}{2} - \frac{\pi * d_o^2}{4} \right)}{\pi * d_o}$$

Arreglo cuadrado.

8.4.3 
$$D_e = d_e = \frac{4 * \left( \frac{P_T^2}{2} * 0.86 * P_T - \frac{0.5 * \pi * d_o^2}{4} \right)}{0.5 * \pi * d_o}$$
 (Arreglo triangular)

Por lo tanto:  $D_e = 0.53$  plg = 0.04 ft  
 $Re_s = 176038$

8.5 Coeficiente de transferencia de calor del fluido externo (jh):

8.5.1 Determinación de jh

Para poder determinar el valor de jh, se requiere consultar un grafico, dicho grafico es la figura 28, del libro procesos de transferencia de calor, Kern. En este grafico se encuentra el valor de jh, como función de Re<sub>s</sub>.

$$Re_s = 176038$$

Con estos parámetros obtenemos el valor de jh  
(Procesos de transferencia de calor, Kern tabla 28 pagina 943)

$$jh = 260$$

8.5.2 Determinación del coeficiente h<sub>o</sub>

$$8.5.2.1 \quad h_o = j_h * \frac{k}{D_o} * \left(\frac{c * \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} * \phi_s$$

Donde:

h<sub>o</sub>= Coeficiente de transferencia de calor, fluido exterior BTU/(h\*ft<sup>2</sup>\*°F)

φ<sub>s</sub> = Corrección por viscosidad, adimensional ≈ 1

μ<sub>w</sub> = Viscosidad a la temperatura de la pared del tubo, lb/(ft\*hr)

t<sub>w</sub> = Temperatura a la pared del tubo.

$$8.5.2.2 \quad \phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Por lo tanto:

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 51.5 \quad \text{BTU/(h*ft}^2\text{*°F)}$$

8.6 Determinación de la temperatura de la pared tw

$$8.6.1 \quad t_w = t_c + \frac{h_o/\phi_s}{h_{i0}/\phi_s + h_o/\phi_s} * (T_c - t_c)$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} t_w &= 131 \quad ^\circ\text{F} \\ \mu_w &= 0.0133 \quad \text{cp} = 0.032 \quad \text{lb/(ft*hr)} \\ \phi_s &= 1.03 \end{aligned}$$

Nota: el valor de la viscosidad es determinado a través de nomogramas

8.7 Coeficiente h<sub>o</sub> corregido

$$8.7.1 \quad h_{o_c} = \left(\frac{h_o}{\phi_s}\right) * \phi_s$$

Por lo tanto:

$$h_{o_c} = 53 \quad \text{BTU/(h*ft}^2\text{*°F)}$$

9. Determinación de la caída de presión por el lado de la coraza.

9.1 Determinación de f

$$f = \text{Factor de fricción ft}^2/\text{plg}^2$$

El valor de f se obtiene a través de un grafico Re vs f, (Kern, figura 29 pagina 944)

$$Re = 176038 \quad f = 0.0013 \quad \text{ft}^2/\text{plg}^2$$

9.2 Número de cruces.

$$9.2.1 \quad N + 1 = \frac{12L}{B}$$

Donde:

N+1= Número de cruces

N= Número de deflectores en la coraza.

L= Longitud del tubo, ft

B= Espaciado de los deflectores, plg

Por lo tanto:

$$N+1 = 40$$

9.3 Caída de presión en la coraza.

$$9.3.1 \quad \Delta P_s = \frac{f * G_s^2 * D_s * (N + 1)}{5.22 * 10^{10} * D_{es} * \phi_s}$$

Donde:

$\Delta P_s$  = Caída de presión en la coraza, lb/plg<sup>2</sup>

$G_s$  = Flux másico, lb/(h\*ft<sup>2</sup>)

$f$  = Factor de fricción ft<sup>2</sup>/plg<sup>2</sup>

$D_s$  = Diámetro interno de la coraza, ft

$D_{es}$  = Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, ft.

$\phi_s$  = Factor de corrección por viscosidad, adimensional

Por lo tanto:

$$\Delta P_s = 0.5 \text{ lb/plg}^2$$

10. Determinación del coeficiente de transferencia de calor "limpio"  $U_c$ .

$$10.1 \quad U_c = \frac{h_{i0} * h_o}{h_{i0} + h_o}$$

Donde:

$U_c$  = Coeficiente de transferencia de calor limpio, BTU/(h\*ft<sup>2</sup>\*F)

Por lo tanto:

$$U_c = 41 \text{ BTU/(h*ft}^2\text{*F)}$$

11. Determinación del Factor de obstrucción  $R_d$ .

$$11.1 \quad R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$$

Donde:

$R_d$  = Factor de obstrucción Rd. (h\*ft<sup>2</sup>\*F)/BTU

Por lo tanto:

$$R_d = 0.00280 \text{ (h*ft}^2\text{*F)/BTU}$$

## VII. RESULTADOS

Flujo de calor :	410553	BTU / h	r=	120.2	kW
Área de transferencia de calor:	154	ft <sup>2</sup>	=	14.3	m <sup>2</sup>
Flujo de servicio de fluido de enfriamiento:	16164	lb/h	=	32.2	gpm*

gpm= Galón (US)/minuto

*Especificaciones del cambiador de calor:*

Tubería:

BWG:	18.0	Arreglo:	Triangular		
DE:	3/4	plg	Paso:	15/16	plg
DI:	0.652	plg	$t_w$ =	131	°F
NT:	98	tubos	$\Delta P_T$ =	0.02	lb/plg <sup>2</sup>
It=	8	ft			

Coraza:

$D_i$ :	12.00	plg	$\Delta P_s$ =	0.52	lb/plg <sup>2</sup>
	1.0	ft (pies)			

Coeficientes de transferencia de calor:

$U_o$  = 36.41 BTU/(h\*ft<sup>2</sup>\*F)

$U_c$  = 40.56 BTU/(h\*ft<sup>2</sup>\*F)

Factor de obstrucción

$R_o$  = 0.003 (h\*ft<sup>2</sup>\*F)/BTU

## VIII. CONCLUSIONES

El sistema de enfriamiento es requerido para sistemas de compresión con gas, el cambiador especificado permite enfriar el gas a las condiciones requeridas después del proceso de compresión, para acondicionar la corriente de gas ácido a recuperar a las condiciones de entrada del Sector de Tratamiento con DEA de la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos U-600, de la refinería de estudio.

## IX.- DOCUMENTOS DE REFERENCIA

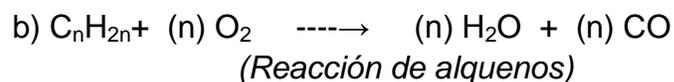
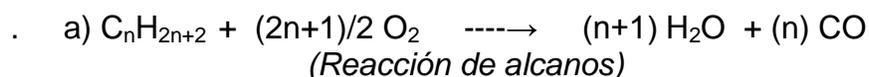
"Estudio para identificar el potencial de recuperación de corrientes de desfogue ácido en un sector de hidrodesulfuración de una refinería"  
Anexo:

## IX. REFERENCIAS

- 1.- Vilter manufacturing Corporation, V-PLUS Pumped liquid unitary systems (operating manual, pag 8)
- 2.- API 619, Rotary type Positive Displacement, Compressors for Petroleum, Chemical, and Gas Industry Services, pag. 4 (4.1.5.1 A cooling water system)
- 3.- "Calores específicos de vapores de hidrocarburos" Procesos de transferencia de calor, Donald Q. Kern, Ed. CECOSA, pag. 912, 26 Edición
- 4.- "Coeficientes de transferencia de calor" Procesos de transferencia de calor, Donald Q. Kern, Ed. CECOSA, pag. 955; 26 Edición
- 5.- "Estimación de del factor  $F_T Y MLTD$ " Procesos de transferencia de calor, Donald Q. Kern, Ed. CECOSA, pag. 116,179, 182, 935; 26 Edición
- 6.- GPSA Engineering Data Book, Capítulo 23, Physical properties, 11th edition, pag 18.
- 7.- Problemas de Flujo de Fluidos, Antonio Valiente Barderas, Ed. Limusa-Noriega editores, pag. 51-52; 2da Edición.
- 8.- Problemas de Ingeniería Química Operaciones Básicas Tomo 1, Joaquín Ocon- Gabriel Tojo, *Capítulo 2: Transmisión de Calor*, Ed. Aguilar, 3ra Edición
- 9.- Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, Smith & Vannes, Mc Graw Hill; 5ta edición.

## ANEXO X: Memoria de cálculo: Estimación de CO producido en la planta de Azufre

La cantidad de CO producida en la planta Recuperadora de Azufre, se calcula en función de las siguientes reacciones, las cuales se llevan a cabo durante el proceso Claus.<sup>(2)</sup>



De acuerdo con el Anexo II, existen alcanos de 1 a 5 átomos de carbono, en la corriente de gas “a” recuperar, a partir de los cuales se produce monóxido de carbono (CO), de acuerdo a la reacción a, para la cantidad de hidrocarburos disponible y considerando una eficiencia de reacción de 100 % los resultados obtenidos son los siguientes:

<b>Hidrocarburo:</b>	<b>n</b>	<b>PM</b>	<b>kgmol/día</b>	<b>O<sub>2</sub> Requerido kgmol/ día</b>
C <sub>1</sub> Metano	1	16	25	37.50
C <sub>2</sub> Etano	2	30	5.52	13.80
C <sub>3</sub> Propano	3	44	3.76	13.16
i-C <sub>4</sub> i-Butano	4	58	0.89	4.01
n-C <sub>4</sub> n-Butano	4	58	1.10	4.95
i-C <sub>5</sub> i-Pentano	5	72	0.56	3.08
n-C <sub>5</sub> n-Pentano	5	72	1.17	6.44
<b>Total (kgmol/día):</b>			<b>38</b>	<b>83</b>
<b>Total (kg/día)</b>				<b>1326.9</b>

Tabla AX.1 Oxígeno (O<sub>2</sub>) requerido para cada alcano de acuerdo a la reacción “a” (Reacción de alcanos).

Donde “n” corresponde al número de átomos de carbono presentes en cada hidrocarburo.

Como resultado de las reacciones entre los alcanos y el oxígeno (O<sub>2</sub>), se obtiene agua y monóxido de carbono como se muestra en la siguiente tabla:

Hidrocarburo	kgmol/día	
	H <sub>2</sub> O Producida	CO Producido
C <sub>1</sub> Metano	50.00	25
C <sub>2</sub> Etano	16.56	11.04
C <sub>3</sub> Propano	15.04	11.28
i-C <sub>4</sub> i-Butano	4.45	3.56
n-C <sub>4</sub> n-Butano	5.50	4.4
i-C <sub>5</sub> i-Pentano	3.36	2.8
n-C <sub>5</sub> n-Pentano	7.02	5.85
Total (kgmol/día):	101.93	63.93
Total (kg/día)	1834.74	1790.0

Tabla AX.2 Monóxido de carbono (CO) y agua (H<sub>2</sub>O) producidos para cada alcano de acuerdo a la reacción “a” (Reacción de alcanos).

Por lo tanto la cantidad máxima de CO a producir durante el Proceso Claus al alimentar la corriente de gas ácido a recuperar es de 1,790 kg/día equivalente a emitir 653,350 kg (653.35 toneladas) al año de monóxido de carbono.

## Anexo XI

### Esquemas y Diagramas de Procesos de Refinación.

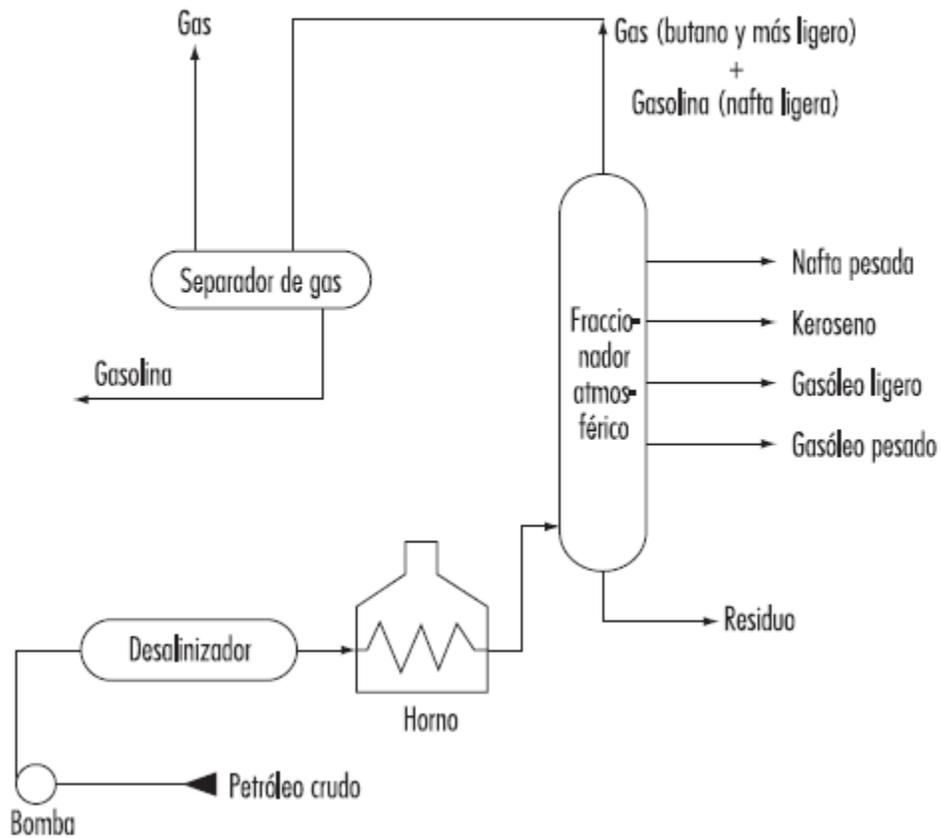


Figura XI.1 Esquema del proceso de Destilación Atmosférica. <sup>(32)</sup>

MATERIAS PRIMAS	DESDE	PROCESO	PRODUCTOS	HASTA
Crudo	Desalinización	Separación	Gases	Recuperación de combustible/gas
			Naftas	Reforma/tratamiento
			Keroseno/distilados	Tratamiento
			Gasóleo	Craqueo catalítico
			Residuo	Torre de vacío/unidad de ruptura de la viscosidad

Figura XI.2 Proceso de Destilación Atmosférica. <sup>(32)</sup>

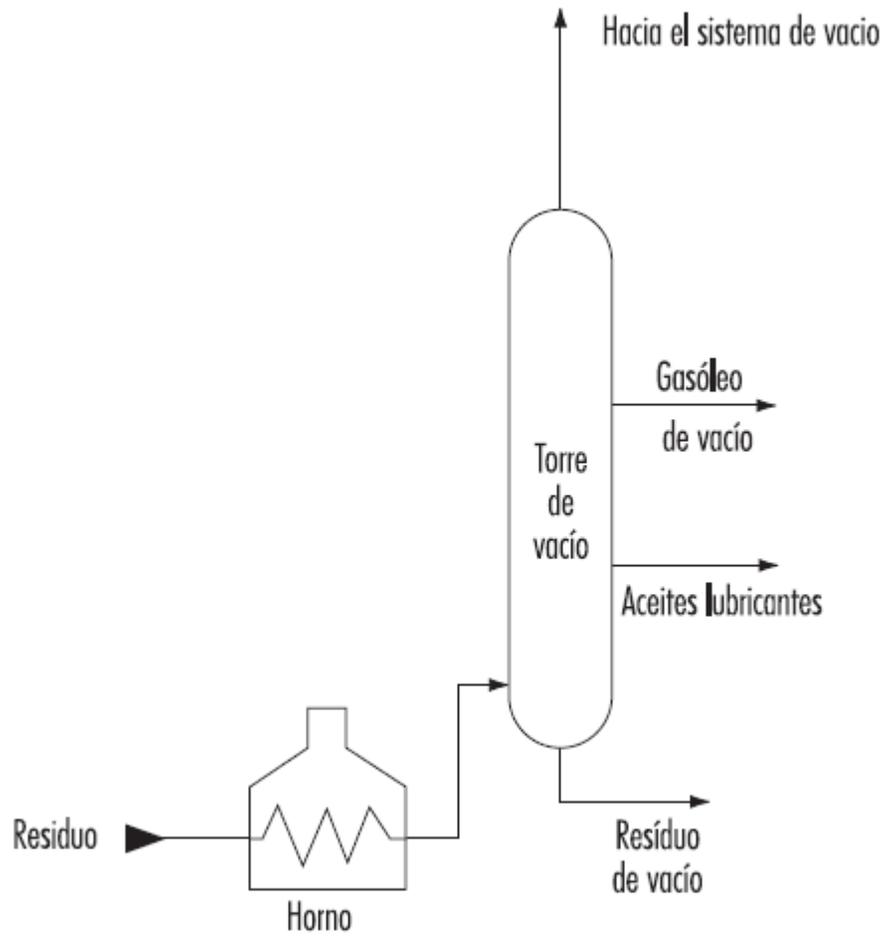


Figura XI.3 Esquema del proceso de Destilación al Vacío. <sup>(32)</sup>

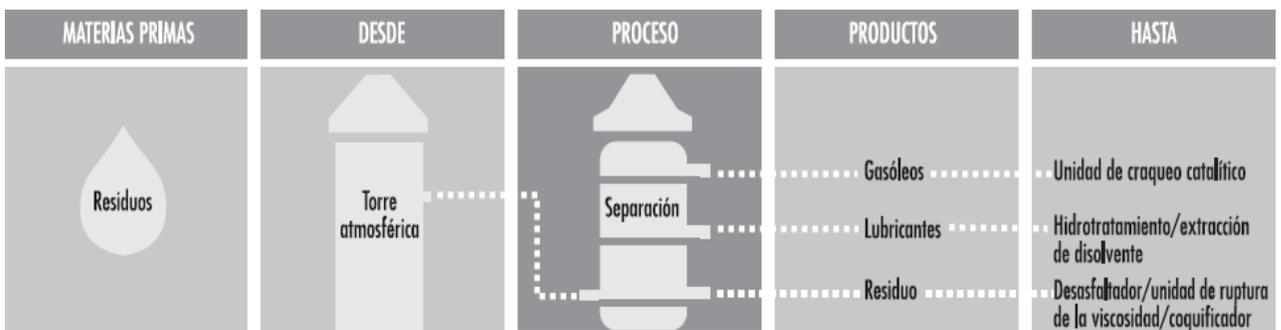


Figura XI.4 Proceso de Destilación al Vacío. <sup>(32)</sup>

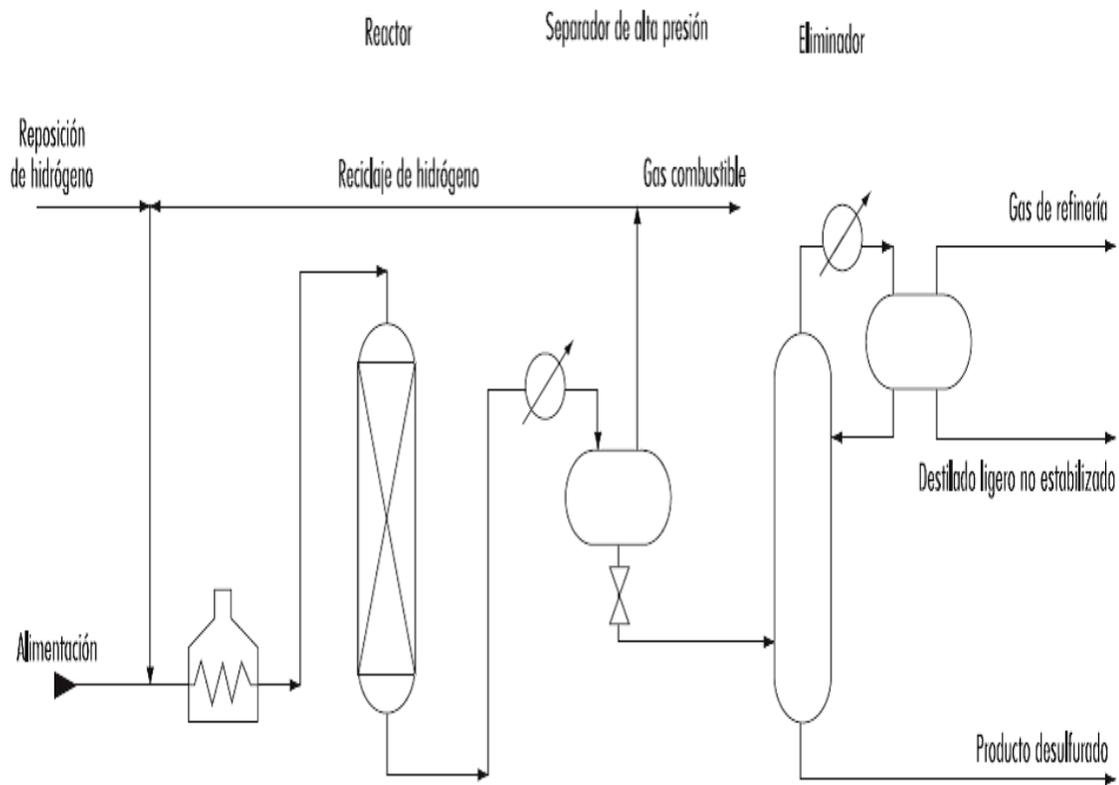


Figura XI.5 Esquema del proceso de Hidrodesulfuración. <sup>(32)</sup>



Figura XI.6 Proceso de Hidrodesulfuración. <sup>(32)</sup>

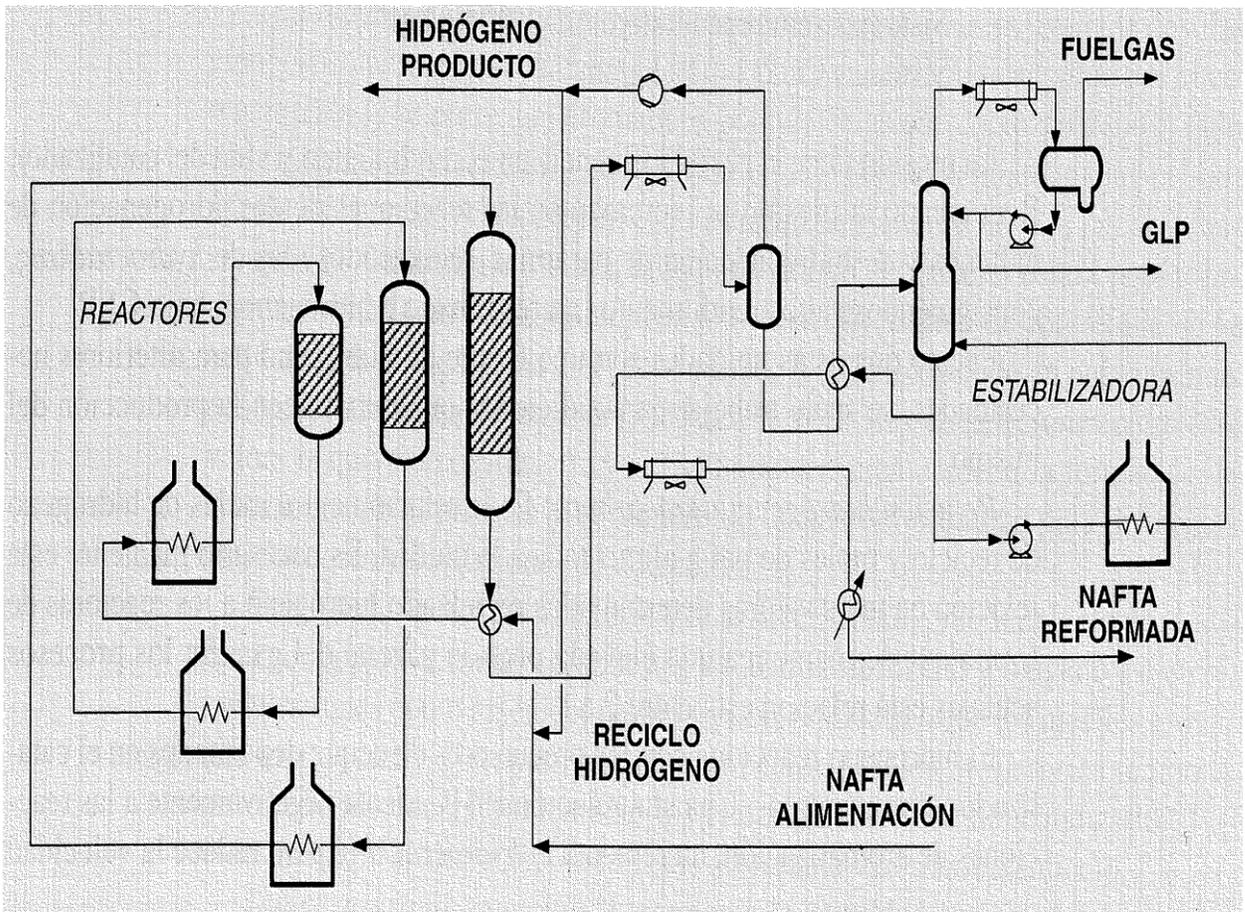


Figura XI.7 Unidad de Reformación Catalítica. <sup>(16)</sup>

MATERIAS PRIMAS	DESDE	PROCESO	PRODUCTOS	HASTA
Nafta desulfurada	Coquificador	Rectificación, deshidroge- nación	Gasolina de alto índice de octano	Mezcla
Fracciones ricas en naftenos	Unidad de hidrocrqueo Hidrodesulfuración		Aromáticos	Petroquímicos
Nafta de destilación directa	Fraccionador atmosférico		Hidrógeno	Reciclaje, hidrot ratamiento, etc.
			Gas	Planta de gas

Figura XI.8 Proceso de Reformación Catalítica. <sup>(32)</sup>

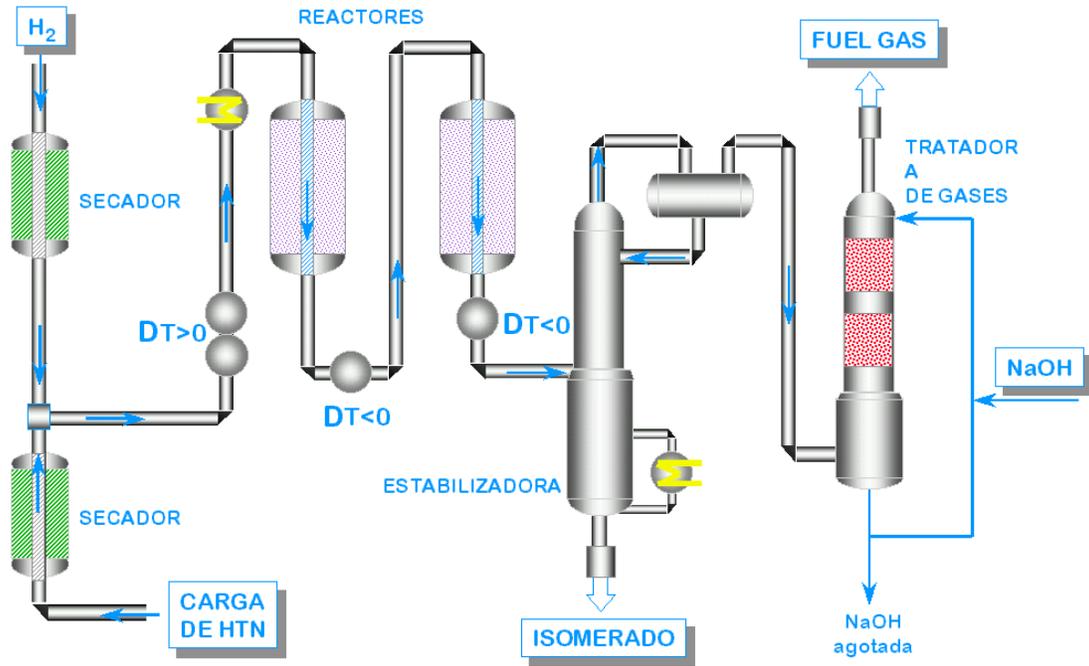


Figura XI.9 Unidad de Isomerización. <sup>(27)</sup>

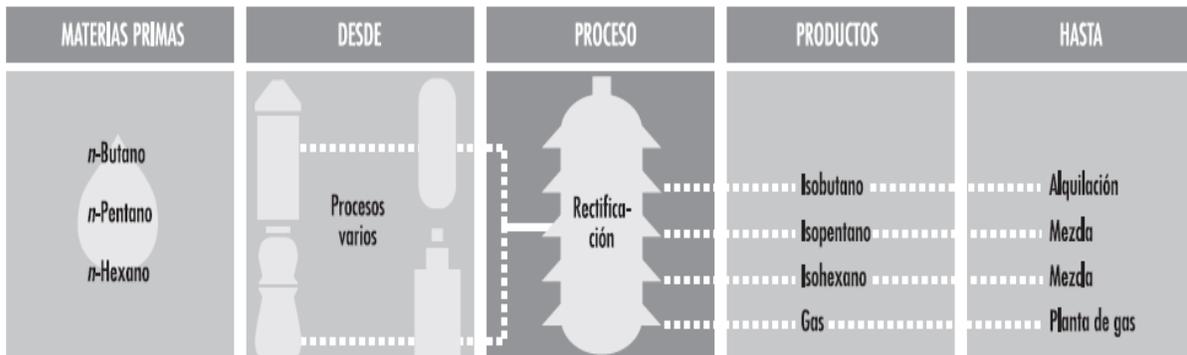


Figura XI.10 Proceso de Isomerización. <sup>(32)</sup>

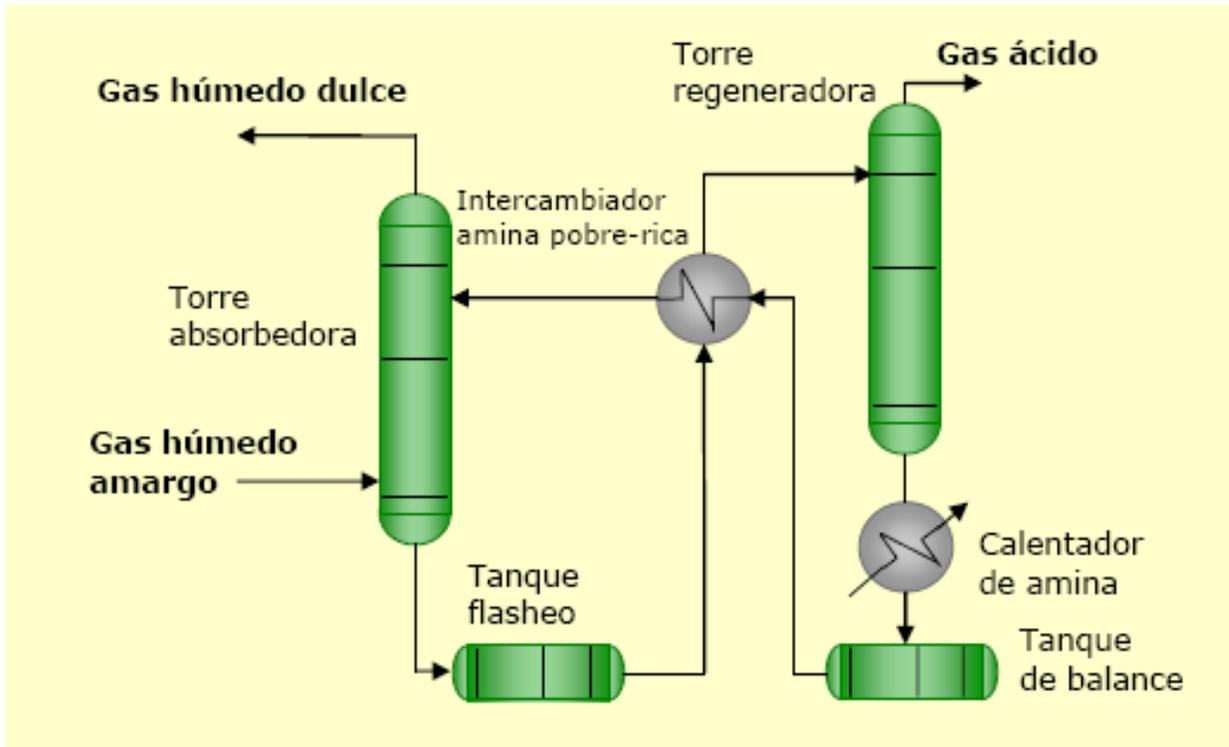


Figura XI.11 Esquema del proceso de Endulzamiento de Gas.<sup>(23)</sup>

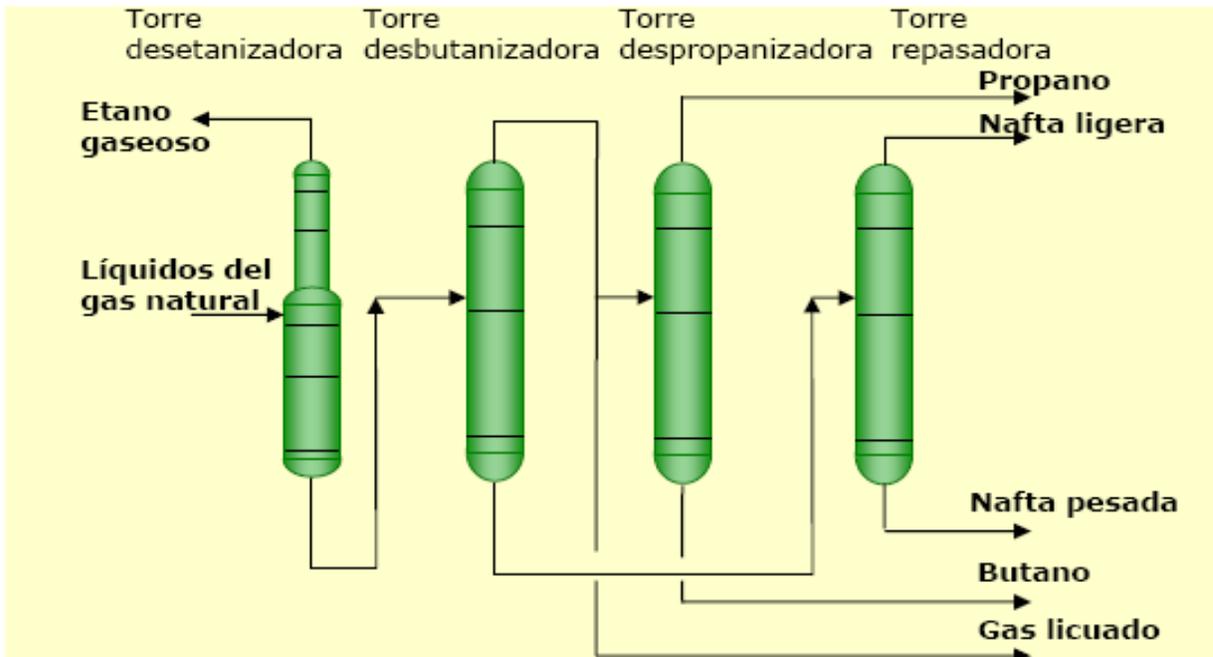


Figura XI.12 Esquema del proceso de Fraccionamiento<sup>(23)</sup>

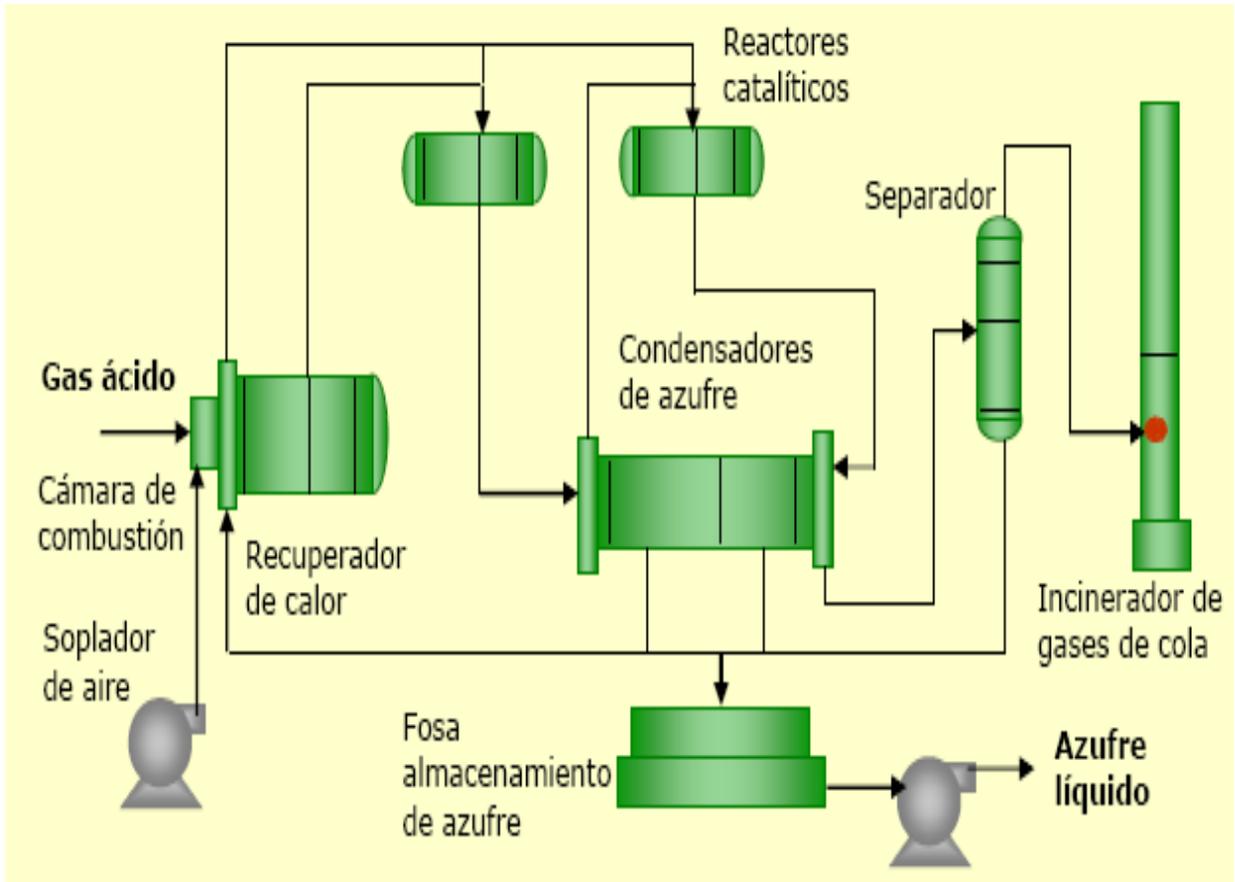


Figura XI.13 Esquema del proceso de Recuperación de Azufre. <sup>(23)</sup>

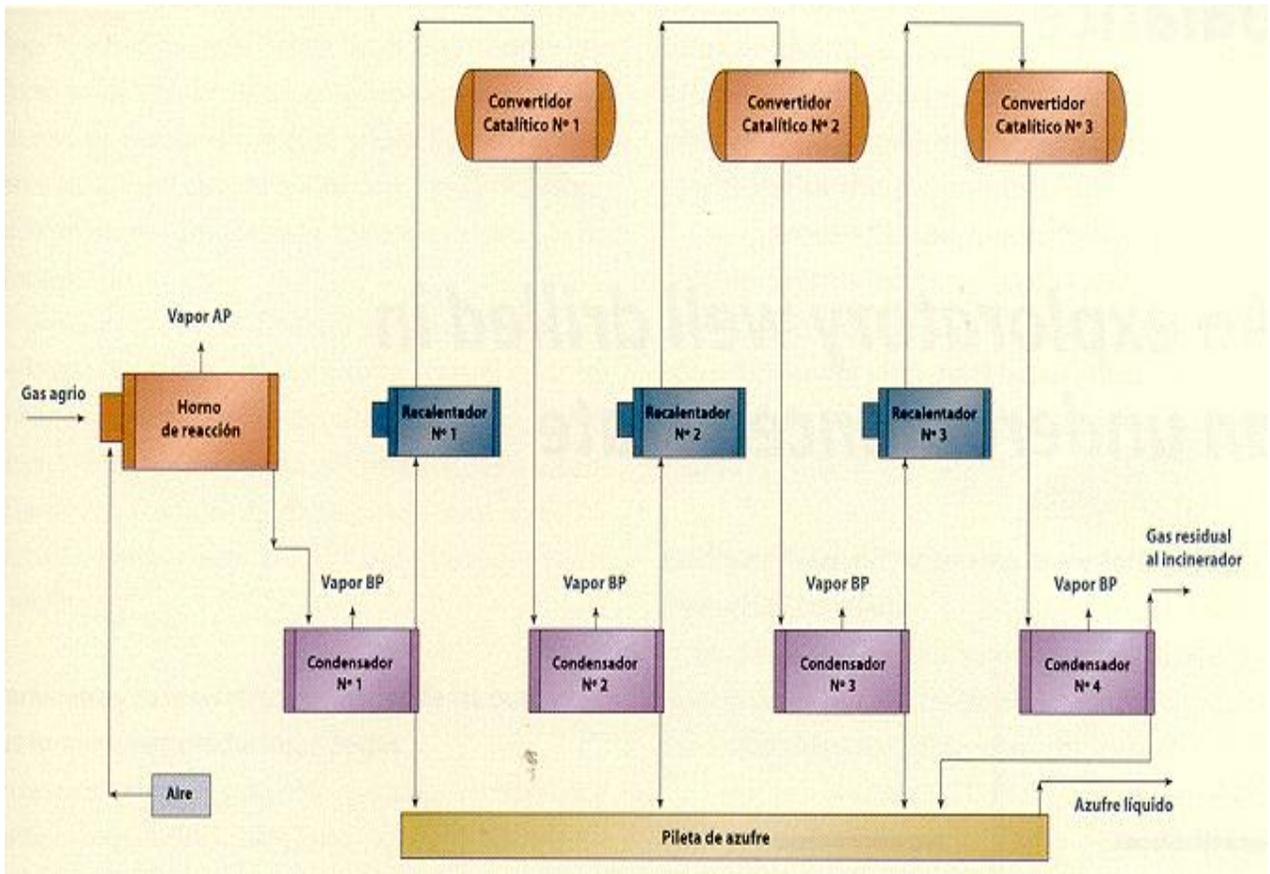


Figura XI.14 Esquema del proceso de Recuperación de Azufre. Proceso Claus con tres Convertidores Catalíticos.

## 9. GLOSARIO <sup>(31), (33)</sup>

**Agotamiento:** Operación mediante la cual un componente volátil se transfiere de una mezcla líquida a un gas. Es el proceso inverso a la absorción gaseosa.

**Alcanos:** Los alcanos son hidrocarburos, es decir compuestos que tienen solamente átomos de carbono e hidrógeno. La fórmula general para alcanos alifáticos (de cadena lineal) es  $C_nH_{2n+2}$ , y para cicloalcanos es  $C_nH_{2n}$ . También reciben el nombre de hidrocarburos saturados.<sup>(9)</sup>

**Alquilación:** Proceso mediante el cual una isoparafina (de cadena corta) se combina químicamente con una olefina en presencia de en presencia de ácido fluorhídrico o sulfúrico como catalizador, para formar otra isoparafina (de cadena larga), llamada alquilado el cual tiene un alto octanaje.

Este proceso se considera opuesto al de desintegración, ya que a partir de moléculas pequeñas, produce moléculas más grandes.

**Alquilado:** Producto de la reacción de alquilación, generalmente de isobutano con butileno, para formar hidrocarburos ramificados, principalmente isooctano y otros isómeros ramificados del octano, con un índice de octano de alrededor de 94, por lo cual es muy apreciado para preparar gasolina de alto octano.

**Aromáticos:** *Aromatics* Hidrocarburos con estructura cíclica insaturada, que generalmente presentan olor y buenas propiedades solventes, por ejemplo, el benceno.

**ASTM** (American Section of the International Association for Testing Materials): Es un organismo de normalización el cual está entre los mayores contribuyentes técnicos del ISO (Organización Internacional de Normalización), y mantiene un sólido liderazgo en la definición de los materiales y métodos de prueba en casi todas las industrias, con un casi monopolio en las industrias petrolera y petroquímica.

**Azufre.** Elemento químico cuyo símbolo químico es **S**, de número atómico 16 y masa atómica 32.06. Elemento sólido no metálico de color amarillo, existe en dos formas cristalinas: D y E, además de otras estructuras amorfas; su punto de fusión varía según la forma cristalina, 113° C para la forma D y 119° C para la E; su punto de ebullición es 445° C, de inflamación 207° C y auto ignición 232° C, con una variación de su gravedad específica (20/4° C) de 1.96 (monoclínico) a 2.07 (rómico). Es insoluble en agua, ligeramente soluble en alcohol y éter, soluble en

disulfuro de carbono, tetracloruro de carbono y benceno; además de ser combustible.

Se encuentra en yacimientos en forma más o menos pura y combinado en diversas formas químicas en el petróleo crudo, gas natural y formando sulfuros y sulfatos minerales. En el gas natural se encuentra en sus formas más sencillas, principalmente como ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y mercaptanos ( $R-SH$ ).

En el petróleo crudo y en los productos procedentes de su refinación, además de las formas anteriores se encuentra como sulfuro ( $R-S-R$ ), disulfuro ( $R-S-S-R$ ), polisulfuros ( $R-S_n-R$ ), tiofenos (ocupando el lugar de un átomo de carbono en los ciclopentanos), etc.

Los compuestos de azufre reducen la calidad de los productos petrolíferos debido a su corrosividad y generación de gases contaminantes durante su combustión, por lo cual se busca eliminarlos o reducir su concentración mediante diversos procesos de hidrotratamiento.

**Butano:** Es el cuarto miembro de la serie de parafinas o alcanos; su fórmula condensada es  $C_4H_{10}$ . Al igual que el propano, se obtiene por fraccionamiento de los líquidos del gas natural, de los condensados y de algunos procesos de refinación, como la destilación atmosférica del petróleo crudo, la desintegración catalítica y la reformación de naftas.

En la industria de la refinación se utiliza ampliamente añadido a las gasolinas para aumentar su volumen a un bajo costo y su octanaje (su índice de octano es relativamente elevado, de 91.7). Sin embargo esta práctica se ve limitada en la actualidad por la necesidad de producir gasolinas de baja volatilidad, que afecten en menor medida al ambiente.

**Catalizador:** Sustancias que facilitan las reacciones químicas, dado que aumentan la velocidad con que se producen o, en casos reducidos, las retardan (catalizadores inhibidores). Su finalidad puede estar determinada y encauzarse a obtener productos deseables o bien se utilizan para liberar a un producto específico de sustancias indeseables. Terminada la reacción química que desencadena el catalizador, este último regresa a su estado químico original.

**Crudo amargo:** Petróleo crudo con alto contenido de azufre, en forma de ácido sulfhídrico y mercaptanos. Se considera amargo a un crudo o producto que contiene más de 1.0 por ciento en peso de azufre.

**Crudo dulce:** Petróleo con bajo contenido de azufre, menor a 0.5 por ciento en peso. Este porcentaje aplica también a los productos del petróleo.

**Crudo Istmo:** Petróleo crudo con densidad  $33.6^\circ$  API y 1.3% en peso de azufre.

**Crudo Maya:** (*Maya crude oil*). Petróleo crudo con densidad de 22° API y 1.3% en peso de azufre. Otros tipos de crudo mexicano son el crudo Istmo y el crudo Maya

**Crudo Olmeca:** (*Olmeca crude oil*). Petróleo crudo superligero con densidad de 39.3 API y 0.8% en peso de azufre.

**DEA:** Ver solvente

**Desintegración catalítica:** Proceso que se lleva a cabo a temperaturas en el intervalo de 455-540 °C y a presiones ligeramente arriba de la atmosférica, pero en presencia de un catalizador. El proceso convierte una carga (generalmente de gasóleos) en gasolina de mayor calidad que la obtenida en la desintegración térmica, además de otros hidrocarburos olefínicos ligeros y destilados.

**Desfogue Ácido:** Término referido a corrientes de desfogue que presentan cantidades apreciables de ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), compuestos que le otorgan el carácter ácido a estas corrientes

**Desfogue de Alta:** Corrientes de desfogue que contienen una cantidad baja o nula de compuestos ácidos (ácido sulfhídrico) y una presión mayor a 12 kgf/cm<sup>2</sup> man.

**Desfogue de Baja:** Corrientes de desfogue que contienen una cantidad baja o nula de compuestos ácidos y una presión menor a 12 kgf/cm<sup>2</sup> man.

**Destilación:** Proceso de separación de componentes de una mezcla líquida por vaporización parcial y la recuperación separada del vapor y el residuo. Mediante este proceso se logra aumentar la concentración del componente más ligero o volátil en la fase de vapor y del pesado o residuo en la fase líquida. La eficiencia de separación dependerá de la volatilidad relativa de los componentes y del diseño del equipo de destilación. Este proceso puede aplicarse en muchas mezclas de productos, binarias (de dos productos) o multicomponentes (varios productos).

En la industria petrolera se usa para separar componentes o grupos y fracciones de hidrocarburos con características similares. Este procedimiento es el más usado en la refinación del petróleo.

En los últimos 20 años, para obtener una mayor eficiencia térmica y reducir costos, se han integrado plantas de destilación atmosférica y de destilación al vacío en una sola unidad, aunque cabe aclarar que se sigue respetando la independencia de cada una de ellas. A este tipo de unidades se les ha denominado **plantas de destilación combinada**.

**Destilación al vacío:** Proceso de destilación cuya carga son residuos provenientes de la destilación atmosférica utilizado como paso intermedio para extraer, del residuo atmosférico, el gasóleo usado como carga a las plantas de desintegración catalítica FCC, así como las fracciones para la elaboración de los aceites lubricantes. Y que se efectúa a baja presión y por tanto a temperaturas normales para evitar la descomposición o desintegración del material que está siendo destilado, incrementado así la obtención de destilados ligeros más valiosos.

**Destilación atmosférica:** Primera etapa de la destilación de crudos; consiste en la separación por **destilación** a presión ambiente de las diversas fracciones o constituyentes, apoyándose para tal fin en su diferencia de temperatura de ebullición (o volatilidad). Durante este proceso las fracciones o productos más ligeros (gases y nafta ligera) se destilan primero y posteriormente se sacan por el domo o parte superior de la torre. Los destilados intermedios (nafta pesada, turbosina, querosina, gasóleo o diesel) se extraen separadamente por la parte intermedia y el residuo por el fondo de la torre. Como productos adicionales de la destilación primaria del crudo, se obtienen, por extracción lateral de la torre, el gasóleo pesado y por su fondo el residuo atmosférico o primario.

**Destilación fraccionada (Fraccionamiento):** Separación de los componentes de una mezcla de líquidos por vaporización y recolección de las fracciones o cortes, que condensan en diferentes rangos de temperatura.

**Destilado** Producto de la destilación que proviene de la vaporización y posterior condensación de una mezcla de sustancias miscibles, en componentes individuales o en grupos o fracciones de componentes, siendo más rico en componentes más ligeros que la mezcla original.

**Destilados intermedios:** Fracción de crudo o hidrocarburos proveniente de su destilación, que destilan entre 175° C y 330° C, que corresponden a una fracción de nafta, querosina y combustible diesel, utilizándose estos dos últimos productos, en algunos países como combustible para calefacción.

**Destilados ligeros:** Grupo de productos que por sus características de composición se identifican con su intervalo de ebullición que va de los 0 °C a 280 °C. Esta fracción está formada por: gas licuado (GLP), gasolinas, naftas y gasavión.

**Destilados pesados:** Grupo de productos que por sus características de composición se identifican con su intervalo de ebullición que va de los 330 °C a 500 °C. Esta fracción está formada por: lubricantes, parafinas, grasas, asfaltos, coque, gasóleo de vacío, combustóleo y otros.

**Diesel:** Combustible líquido que se obtiene de la destilación atmosférica del petróleo crudo entre los 200 y 380 °C y posteriormente recibe un tratamiento en las plantas hidrodesulfuradoras. Es más pesado que el queroseno y se produce en todas las refinerías administradas por Pemex Refinación. Este producto se emplea como combustible en las ramas automotriz e industrial.

**Dióxido de carbono (Anhídrido carbónico):** Gas incoloro, licuable; con densidad de 1.97 g/l. Forma un líquido incoloro, pesado y volátil de densidad 1.101 (-37 °C). Comprimiendo el líquido resulta un sólido parecido al hielo (hielo seco); densidad 1.56 (-79 °C). Soluble en agua, ácidos y en la mayor parte de los solventes orgánicos. Fórmula química  $\text{CO}_2$ . Se obtiene como subproducto en la producción de amoníaco. Es un gas asfixiante a concentraciones mayores del 10%, en bajas concentraciones 1 a 3% aumenta la ventilación de los pulmones. Se usa en la obtención de urea, carbonatos, bicarbonatos, refrigeración y bebidas carbonatadas. Se maneja por medio de ductos y autotanques.

**Efecto invernadero:** El efecto invernadero es un fenómeno por el cual ciertos gases retienen parte de la energía emitida por el suelo tras haber sido calentado por la radiación solar. Se produce, por lo tanto, un efecto de calentamiento similar al que ocurre en un invernadero, con una elevación de la temperatura. Aunque el efecto invernadero se produce por la acción de varios componentes de la atmósfera planetaria, el proceso de calentamiento ha sido acentuado en las últimas décadas por la acción del hombre, con la emisión de dióxido de carbono, metano y otros gases.

**Etano:** Gas que en su estado natural es incoloro, inodoro e insípido, ligeramente más pesado que el aire. Su temperatura de condensación a presión normal es de -88.6 °C. Es el segundo miembro de la serie de las parafinas o alcanos. Su fórmula condensada es  $\text{C}_2\text{H}_6$ . Se obtiene por fraccionamiento de los líquidos del gas natural. Se usa como materia prima para la fabricación de etileno.

**Éter:** En química orgánica y bioquímica, un éter es un grupo funcional del tipo  $\text{R-O-R}'$ , en donde R y R' son grupos alquilo, estando el átomo de oxígeno unido a ambos grupos.

**FCC:** Planta que se emplea para producir principalmente gasolina estabilizada de alto octano (59 por ciento en volumen), gas residual que se adiciona al gas

combustible de la refinería, propano-propileno, butano-butileno, aceite cíclico ligero y aceite cíclico pesado, teniendo como carga gasóleo pesado primario y gasóleos de la planta de vacío.

La planta cuenta con cuatro secciones: reacción, fraccionamiento principal, tratamiento con amina, sosa y Merox y fraccionamiento de licuables.

la corriente de hidrocarburos libre se alimenta posteriormente a la fraccionadora principal para separarse en gases licuables, gasolina, aceite cíclico ligero, aceite cíclico pesado y residuo catalítico. Por el fondo de la fraccionadora se recuperan granos finos de catalizador arrastrado junto con el residuo.

Las corrientes obtenidas de la fraccionadora principal son tratadas en las secciones respectivas para eliminarles el ácido sulfhídrico. Después del endulzamiento las corrientes se alimentan a la sección de fraccionamiento de licuables para separar el propano, propileno, butano-butileno. En el caso del gas y gasolina, éstos son enviados a gas combustible y a tanques de gasolina estabilizada respectivamente.

**Fraccionadora:** Planta en la que mediante destilación se separan fracciones pequeñas de una mezcla de hidrocarburos.

**Fracciones ligeras:** Fracciones de bajo peso molecular (livianos), resultado de la primera destilación del petróleo.

**Fracciones pesadas:** También conocidos como residuos pesados, son aceites de grandes moléculas que emergen del fondo de la columna fraccionadora durante la refinación del crudo.

**Gas ácido:** Gas que contiene cantidades apreciables de ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y agua. Se obtiene del tratamiento del gas amargo húmedo con bases fácilmente regenerables como son la mono y dietanolamina (MEA y DEA) que son utilizadas frecuentemente para este propósito.

**Gas amargo:** Gas natural o de refinería que contiene derivados del azufre, tales como ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros y disulfuros. Proviene directamente de los yacimientos de crudo o de los diversos procesos de refinación.

**Gas dulce:** Gas natural o de refinería libre de ácido sulfhídrico, mercaptanos y otros derivados del azufre. Existen yacimientos de gas dulce, pero generalmente se obtiene endulzando el gas natural amargo utilizando solventes químicos (por ejemplo etanol aminas), solventes físicos (selexol, carbonato de propileno, sulfinol, etc.) o adsorbentes (mallas moleculares, fierro esponja, óxido de zinc, carbón activado y otros).

**Gas licuado del petróleo (GLP):** Gas que resulta de la mezcla de propano y butano (normal). Se obtiene durante el fraccionamiento de los líquidos del gas o durante el fraccionamiento de los líquidos de refinación. Fracción más ligera del petróleo crudo utilizado para uso doméstico.

**Gasóleo:** Producto refinado del petróleo cuya densidad es mayor que las de las gasolinas y querosinas, pero menor que la de los residuos; generalmente comprende los hidrocarburos destilados entre 190 y 370° C, cuyo rango de pesos específicos (20/4° C) es de 0.820 a 0.890.

Esta mezcla de hidrocarburos tiene dos usos principales: Combustible para pequeñas máquinas diesel y para hornos o calentadores, de donde toma sus nombres populares, diesel y aceite para hornos (*furnace oil*).

**Gasóleos de vacío:** Es una mezcla de gasóleo ligero y gasóleo pesado proveniente de la torre de vacío que sirven como carga a las plantas catalíticas en donde en presencia de un catalizador y temperatura se favorece el rompimiento de sus estructuras moleculares produciéndose gasolina de alto octano.

**Gasóleo ligero:** Subproducto obtenido de la destilación atmosférica que inicia su ebullición entre 175 y 200 °C y finaliza entre 320 y 350 °C. Se utiliza como componente del combustible para los motores diesel.

**Gasóleo pesado:** Producto residual de la destilación cuyo intervalo de ebullición se encuentra entre 423 y 600 °C. Se utiliza como materia prima para la desintegración catalítica y en mezclas con otros productos para obtener combustóleo.

**Gasolina:** Nombre comercial que se aplica de una manera amplia a los productos más ligeros de la destilación del petróleo. En la destilación del petróleo crudo la gasolina es el primer corte o fracción que se obtiene. En su forma comercial es una mezcla volátil de hidrocarburos líquidos con pequeñas cantidades de aditivos, apropiada para usarse como combustible en motores de combustión interna con ignición por chispa eléctrica, con un rango de destilación de aproximadamente 27 a 225° C. Indudablemente es el producto derivado del petróleo más importante por su volumen y valor en el mercado. Los diferentes grados de gasolina se refieren principalmente a su número de octano y a su presión de vapor, que se fijan de acuerdo a la relación de compresión de los motores, a la zona geográfica donde se venden y a la estación del año.

Este combustible se produce en todas las refinerías y se cuenta con tres tipos de gasolinas automotrices: Pemex Magna, Pemex Magna Reformulada (oxigenada) y Pemex Premium, las cuales se manejan por autotanques y ductos.

**GEI:** Término referido a los gases cuya presencia en la atmosfera contribuye al efecto invernadero. Los más importantes están presentes en la atmósfera de manera natural, aunque su concentración puede verse modificada por la actividad humana, pero también entran en este concepto algunos gases artificiales, producto de la industria. Entre los principales gases de efecto invernadero se encuentran: dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ) y óxido nitroso ( $\text{N}_2\text{O}$ ), Óxidos de nitrógeno ( $\text{NO}_x$ )El ( $\text{N}_x\text{O}_y$ ), ozono ( $\text{O}_3$ ), y los Clorofluorocarbonos (*artificiales*). Los clorofluorocarburo, (denominados también CFC) son cada uno de los derivados de los hidrocarburos saturados (alcanos) obtenidos mediante la sustitución de átomos de hidrógeno por átomos de flúor y/o cloro principalmente.

**Hexano:** Sexto miembro de la serie de hidrocarburos parafínicos o alcanos. Su fórmula condensada es  $\text{C}_6\text{H}_{14}$ . Es un líquido volátil incoloro de olor débil. La temperatura de ebullición del hexano normal es de  $68.7^\circ\text{C}$ , mientras la de sus otros cuatro isómeros es ligeramente menor. Posee cinco isómeros, el lineal o normal, el 2-metil pentano, 3-metil pentano, 2,2-dimetilbutano (neohexano) y 2,3-dimetil butano, los cuales son insolubles en agua.

El hexano es uno de los componentes principales de la gasolina y se encuentra dentro de los llamados cortes de nafta ligera.

Además de ser componente de las gasolinas, puro se utiliza como solvente en la extracción de aceites vegetales, como medio de reacción en la fabricación de polietileno, desnaturalizante del alcohol y disolvente de pinturas.

**Hidrocarburos:** Grupo de compuestos orgánicos que contienen principalmente carbono e hidrógeno Pueden contener otros elementos en menor proporción, como son oxígeno, nitrógeno, azufre, halógenos (cloro, bromo, iodo y flúor), fósforo, entre otros.

Son los compuestos orgánicos más simples y pueden ser considerados como las sustancias principales de las que se derivan todos los demás compuestos orgánicos. Los hidrocarburos más simples son gaseosos a la temperatura ambiente, a medida que aumenta su peso molecular se vuelven líquidos y finalmente sólidos, sus tres estados físicos están representados por el gas natural, el petróleo crudo y el asfalto. Los hidrocarburos pueden ser de cadena abierta (alifáticos) y enlaces simples los cuales forman el grupo de los (alcanos y parafinas) como el propano, butano o el hexano. En caso de tener cadena abierta y enlaces dobles forman el grupo de los alquenos u olefinas como el etileno o el propileno.

Los alquinos contienen enlaces triples y son muy reactivos, por ejemplo el acetileno. Tanto los alquenos como los alquinos, ambos compuestos insaturados, son producidos principalmente en las refinerías en especial en el proceso de desintegración (cracking). Los compuestos de cadena cerrada o cíclicos pueden ser tanto saturados (cicloalcanos) como el ciclohexanoo insaturados. El grupo más importante de hidrocarburos cíclicos insaturados es el de los aromáticos, que tienen como base un anillo de 6 carbonos y tres enlaces dobles. Entre los compuestos aromáticos más representativos se encuentran el benceno, el tolueno, el antroceno y el naftaleno.

**Hidrodesulfuración:** Proceso por medio del cual se elimina el azufre el cual puede separarse con facilidad y transformarse en azufre elemental de los hidrocarburos tales como gasolina, turbosina, diesel, lubricantes y residuales. La hidrodesulfuración se lleva a cabo en un reactor bajo condiciones de presión y temperatura y la presencia de hidrógeno y de un catalizador que acelera la reacción para eliminar el azufre de los hidrocarburos que entran al reactor. Los catalizadores son de base níquel-molibdeno y molibdeno-cobalto.

**Hidrotratamiento:** Proceso cuyo objetivo es estabilizar catalíticamente los petrolíferos, además de eliminar los componentes contaminantes que contienen, haciéndolos reaccionar con hidrógeno a temperaturas comprendidas entre 315 y 430° C a presiones que varían de 7 a 210 kg/cm<sup>2</sup>, en presencia de catalizadores diversos, tales como óxidos de cobalto y molibdeno sobre alúmina (los más usados), así como el óxido de níquel, sulfuros de tungsteno y níquel y óxido de vanadio.

Entre las reacciones efectuadas, las de estabilización comprenden la conversión de hidrocarburos insaturados como olefinas, diolefinas de baja estabilidad precursoras de la formación de gomas, en compuestos saturados, por hidrogenación o desintegración.

Respecto a los elementos no deseados o contaminantes eliminados, los principales son azufre, nitrógeno, oxígeno, haluros y las trazas de metales.

El tratamiento con hidrógeno se aplica a petrolíferos que comprenden desde la nafta hasta el crudo reducido y en los casos que el proceso se aplique específicamente para eliminar el azufre, se le da el nombre de hidrodesulfuración (HDS) o desulfuración con hidrógeno.

En las refinerías los procesos de desulfuración más comunes son los efectuados a las naftas, la turbosina, la querosina y el gasóleo ligero.

**Isobutano:** El 2 metil propano es el único isómero del butano normal. Su fórmula condensada es  $C_4H_{10}$  y la semidesarrollada  $CH_3-C(CH_3)-CH_3$ . Es un gas incoloro, de olor suave e insípido. Su presión de vapor es mayor a la del butano normal y por lo tanto su temperatura de condensación, a la presión normal de una atmósfera, es  $-11.7^\circ C$ . Se utiliza en la elaboración de gasolinas, como materia prima petroquímica en la obtención de olefinas y en la fabricación de isobutileno que se utiliza en la síntesis del éter metil terbutílico y éter etil terbutílico, que se añaden como oxigenantes a las gasolinas oxigenadas o reformuladas.

**Isomerización:** Proceso mediante el cual se altera el arreglo fundamental de los átomos de una molécula sin adherir o substraer nada de la molécula original. El butano es isomerizado a isobutano para ser utilizado en la alquilación de isobutileno y otras olefinas para la producción de hidrocarburos de alto octano como el isoocetano (2,2,4,-trimetilpentano). Fracciones de gasolina natural ( $C_5/C_6$ ) y otras corrientes de refinación son isomerizadas para obtener productos de alto octano, para producir gasolinas enriquecidas de alto octano.

**Isómero:** Compuesto que tiene la misma composición química y la misma fórmula empírica que otro, pero distinta estructura molecular, por lo que sus propiedades físicas o químicas y sus reacciones no son las mismas.

**Isopentano:** Generalmente se refiere a los dos isómeros ramificados del pentano, aunque sólo debiera llamarse así al 2-metil butano. Su fórmula condensada es  $C_5H_{12}$ . Es un líquido con un punto de ebullición de  $27.9^\circ C$  y un índice de octano de 91. Se obtiene del condensado del gas natural, de la refinación del crudo y mediante la isomerización del pentano normal.

Se utiliza como componente de alto octano en la elaboración de gasolinas y en los procesos de extracción como solvente, en la fabricación del poliestireno expandible y como solvente en insecticidas.

**Lubricante:** Fracciones seleccionadas de aceites minerales refinados empleados en la lubricación de superficies móviles, generalmente metálicas. En general son mezclas de aceites básicos parafínicos (con o sin aditivos). Se clasifican por su consistencia en semilíquidos, plásticos y sólidos. Su uso abarca desde maquinaria de precisión (relojes) hasta equipos más pesados a fin de disminuir su desgaste por rozamiento.

Aceite mineral caracterizado por sus propiedades altas de viscosidad, untuosidad, gran resistencia a la oxidación y bajo punto de congelamiento; desarrollado por la industria de refinación del petróleo.

**MDL (Mecanismo de Desarrollo Limpio):** El Mecanismo de Desarrollo Limpio es un procedimiento contemplado en el Protocolo de Kioto en donde países desarrollados pueden financiar proyectos de mitigación de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) dentro de países en desarrollo, y recibir a cambio Certificados de Reducción de Emisiones aplicables a cumplir con su compromiso de reducción propio.<sup>(29)</sup>

**Mercaptanos:** Hidrocarburos fuertemente olorosos que contienen en su cadena azufre. Se encuentran frecuentemente tanto en el gas como en el crudo. En algunas ocasiones se adicionan al gas natural y al gas licuado para agregarle olor por razones de seguridad.

**Metano:** Es un hidrocarburo parafínico gaseoso cuando se encuentra puro es incoloro, inodoro e insípido, más ligero que el aire, inflamable. Es el primer miembro de la serie de los alcanos; su fórmula condensada es  $\text{CH}_4$ . Es el principal constituyente del gas natural con más del 90 por ciento en volumen y es usado como combustible y materia prima para la producción de amoníaco y metanol.

**Monóxido de carbono:** Compuesto de carbono y oxígeno cuya fórmula es  $\text{CO}$ . Se genera principalmente por la combustión incompleta del carbono. Se emite en cualquier proceso de combustión ya sea en fábricas, termoeléctricas y, principalmente, por automotores. Es un gas o líquido incoloro, muy inflamable, que arde con llama violeta. Tiene una ligera solubilidad en el agua, siendo soluble en alcohol y en benceno. Tóxico por inhalación y es el mayor contaminador del aire. En las refinerías se obtienen grandes cantidades de este compuesto en los gases de combustión de los regeneradores de catalizador de las plantas de desintegración catalítica en lecho fluido, los que se alimentan a las calderas de  $\text{CO}$ , en las que se aprovecha este compuesto como combustible oxidándolo a bióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), se utiliza también el alto calor sensible que llevan dichos gases de combustión, para producir vapor que se adiciona al obtenido en las otras calderas de la refinería.

**MTBE (Metil-terbutil-éter):** Su fórmula química es  $\text{C}_5\text{H}_{12}\text{O}$  y su peso molecular es 88.15. Líquido incoloro con olor semejante al aguarrás de densidad igual a  $0.746\text{gr/cm}^3$ . Se obtiene a partir del isobutileno contenido en el corte de butano-butileno de la unidad catalítica FCC y el metanol, utilizando como catalizador una resina catiónica ácida fuerte, pudiendo alimentar corrientes con mayores concentraciones de isobutileno, favoreciendo con esto la producción de MTBE. Es utilizado para incrementar el octanaje de las gasolinas (su RON es de 128 mínimo) y el porcentaje de oxígeno en las mezclas para reducir las emisiones hacia la atmósfera de hidrocarburos no quemados en los motores de combustión y cumplir con las especificaciones ambientales vigentes.

**Naftas:** Nombre genérico aplicado a las fracciones de petróleo crudo y productos líquidos del gas natural con una temperatura de ebullición que oscila entre 175 y 240 °C.

En la destilación atmosférica del crudo, la fracción considerada en este rango comprende la gasolina primaria la cual es estabilizada, hidrodesulfurizada y después de estos procesos sirve como carga a las plantas reformadoras de nafta; con el objetivo principal de incrementar su octanaje, utilizándose como componente básico de las gasolinas comerciales.

**Nafta de reformación:** Mezcla de gasolina reformada a la que se le ha elevado el octanaje mediante el proceso de reformación catalítica en el cual se le ha sometido a una deshidrogenación.

**Naftas ligeras:** Hidrocarburos cíclicos y parafínicos que se encuentran en el intervalo  $C_4 - C_7$ .

**Naftas pesadas:** Hidrocarburos cíclicos y parafínicos que se encuentran en el intervalo  $C_8+$ .

**Naftenos:** También conocidos como cicloparafinas. Son cadenas saturadas de hidrocarburos cíclicos (por ejemplo: ciclohexano, ciclopentano, etc.), muchas de las cuales contienen en su estructura grupos metil. La presencia de un gran porcentaje de ciclohexanos y ciclopentanos en la gasolina es importante porque son los precursores de hidrocarburos aromáticos.

**Número de octano:** Índice mediante el cual se mide la capacidad antidetonante de la gasolina. Es común especificar para las gasolinas automotrices dos números de octano, uno conocido como RON que se mide en condiciones de ensayo relativamente moderadas, y otro conocido como MON que se mide a temperaturas y velocidades de motor más altas. Un alto índice de octano proporciona mayor eficiencia de la combustión, mayor potencia, menores depósitos de carbón y mejor funcionamiento del motor, así como menor contaminación.

La prueba se efectúa en una máquina especial que mide la intensidad de detonación. Para calibrarla se utilizan dos hidrocarburos cuyo índice de octano es conocido; uno es el del isooctano, y el otro el del n-heptano, con 100 y 0 respectivamente.

**Olefina:** Hidrocarburos parafínicos de cadena recta o ramificada a los que se les han eliminado dos átomos de hidrógeno permitiendo así a dos átomos de carbono intercambiar valencias entre sí y tener lo que se llama doble ligadura. Las olefinas

más sencillas y de mayor importancia desde el punto de vista químico y comercial son el etileno ( $\text{CH}_2=\text{CH}_2$ ), el propileno ( $\text{CH}_3\text{CH}=\text{CH}_2$ ) y butileno  $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}=\text{CH}_2$ ). Las olefinas son de los compuestos básicos más importantes en la industria petroquímica, donde se producen por desintegración térmica controlada del etano, gas licuado y naftas.

En la refinación del petróleo se obtienen también importantes volúmenes como coproducto en el proceso de desintegración catalítica fluida (FCC), de donde generalmente se separan para su transferencia a petroquímica.

Aún cuando las olefinas poseen un alto índice de octano, son nocivas en la gasolina y el gas licuado ya que reaccionan con facilidad entre sí, formando gomas que obstruyen los sistemas de inyección de los motores; pueden contribuir a la formación de ozono ya que siendo químicamente muy reactivas, sus emisiones a la atmósfera reaccionan rápidamente con los radicales oxidrilo (OH-) y óxidos de nitrógeno para formar ozono.

A las olefinas también se les llama alquenos.

**Parafina (1):** Material sólido blanco, translucido, inodoro y quebradizo. Se obtiene de destilados del petróleo crudo o de residuos mediante enfriamiento, desparafinación, y/o precipitación. Se utilizan principalmente en la fabricación de parafinas cloradas, velas, veladoras, y papel encerado. Se maneja por medio de autotanques y carrotanques.

**Parafina (2):** es el nombre común de un grupo de hidrocarburos alcanos de fórmula general  $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$ , donde n es el número de átomos de carbono. La molécula simple de la parafina proviene del metano,  $\text{CH}_4$ , un gas a temperatura ambiente; en cambio, los miembros más pesados de la serie, como el octano  $\text{C}_8\text{H}_{18}$ , se presentan como líquidos. Las formas sólidas de parafina, llamadas *cera de parafina*, provienen de las moléculas más pesadas  $\text{C}_{20}$  a  $\text{C}_{40}$ . Sí posee ramificaciones, los isoalcanos también son llamados *isoparafinas*.

**PEMEX:** Empresa encargada de la exploración, explotación, procesamiento y venta de los recursos petroleros y de gas natural en México.

Es una empresa pública paraestatal mexicana petrolera, creada en 1938, que cuenta con un régimen constitucional para la explotación de los recursos energéticos (principalmente petróleo y gas natural) en territorio mexicano. Es de las pocas empresas petroleras del mundo que desarrolla toda la cadena productiva de la industria, desde la exploración, hasta la distribución y comercialización de productos finales.

PEMEX opera por conducto de un corporativo y cuatro organismos subsidiarios:

- Pemex Exploración y Producción
- Pemex Refinación
- Pemex Gas y Petroquímica Básica
- Pemex Petroquímica <sup>(30)</sup>

**Pentano:** Hidrocarburos saturados de fórmula condensada  $C_5H_{12}$ , de los cuales son posibles tres isómeros. Líquidos incoloros, inflamables; solubles en hidrocarburos y éteres e insolubles en agua. Existen en las fracciones de más bajo punto de ebullición de la destilación del petróleo, de donde se obtienen.

El n-pentano cuya fórmula es  $CH_3(CH_2)_3CH_3$  es un líquido incoloro de olor agradable, su punto de ebullición de  $36.1\text{ }^\circ\text{C}$ . Se obtiene por destilación fraccionada del petróleo, purificándose por rectificación a calidad pura, técnica y comercial. Es muy inflamable y peligroso con riesgo de explosión.

Sus aplicaciones más importantes son como disolvente en procesos de extracción con disolvente, fabricación de hielo artificial, poliestireno expansible, como pesticida y en termómetros de baja temperatura.

**Percloroetileno o tetracloroetileno:** Es un líquido incoloro, no inflamable, pesado y con un olor parecido al éter. Normalmente usado como disolvente en limpieza de textiles y metales.

**Petróleo:** El petróleo es una mezcla que, se presenta en la naturaleza compuesta predominantemente de hidrocarburos en fase sólida, líquida o gaseosa; denominando al estado sólido betún natural, al líquido petróleo crudo y al gaseoso gas natural, esto a condiciones atmosféricas.

**Petróleo crudo:** Mezcla de hidrocarburos que se encuentran en forma natural, generalmente en estado líquido, que pueden incluir compuestos de azufre, nitrógeno, oxígeno, metales y otros elementos.

**Petróleo crudo alto en azufre:** Petróleo que contiene de 0.51 a 2.0% de azufre; en este caso, la fracción de gasolina lo contiene en no más de 0.15% la de combustibles para motores a chorro no más de 0.25%, y la de combustibles para motores diesel, no más del 1%.

**Petróleo crudo bajo en azufre:** Petróleo que contiene no más de 0.5% de azufre, con la particularidad de que la fracción de gasolina lo contiene no más de 0.15%, la de combustible para motores a chorro, no más de 0.1% y la de combustible para motores diesel, no más de 0.2%.

**Planta combinada:** Equipo compuesto por una planta de destilación primaria o a presión atmosférica y una planta de destilación al vacío. La combinación de estas dos plantas permite un uso más eficiente de la energía.

**Planta de endulzamiento:** Parte de la industria de la refinación en donde se separa el azufre de los productos petroleros, dando lugar así a combustibles de bajo contenido de azufre y por ende menos contaminantes.

El gas húmedo amargo es procesado en las plantas endulzadoras de gas, para obtener gas húmedo dulce y gases ácidos. Los gases ácidos son procesados en las plantas de azufre, teniendo como objetivos recuperar el azufre para el consumo nacional, exportación y proteger el medio ambiente.

**Planta de isomerización:** Instalación en donde se producen compuestos isoparafínicos a partir de un hidrocarburo parafínico de bajo peso molecular (pentano + hexano). El cambio de las propiedades físicas de los compuestos isoparafínicos mejora significativamente el octano y presión de vapor de los saturados, incrementando su valor comercial.

La carga es alimentada a una torre fraccionadora que sirve para separar los isómeros isopentano e isohexano ( $iC_5+iC_6$ ). Por la parte superior se separan estos compuestos, y por la parte inferior sale una corriente que contiene la mezcla de pentano y hexano, la cual se calienta intercambiando calor con el efluente del reactor y con el calentador de carga. Antes de entrar al reactor se inyecta una mezcla de hidrógeno y cloro básico para el catalizador de platino (0.35 por ciento en peso) base alúmina, donde se llevan a cabo las reacciones de isomerización con una conversión de 50 por ciento. La mezcla de pentanos y hexanos, que reacciona en un primer paso, se recircula para incrementar la conversión.

**Planta desintegradora de pesados:** Equipo de refinación cuyo objetivo es transformar los productos residuales en gasolina, gas licuado, etc. En este tipo de plantas los residuales se mezclan con hidrógeno en presencia de un catalizador.

**Planta fraccionadora de ligeros (Fraccionadora):** Planta cuya finalidad es recuperar el propano y el butano de las corrientes ligeras que aportan diferentes sectores de una refinería. La planta se compone básicamente de dos torres fraccionadoras y el sistema de endulzamiento con amina.

La corriente ligera de hidrocarburos se recibe en una torre debutanizadora, en donde se separan los butanos por el fondo, y por la parte superior el propano y más ligeros.

Posteriormente esta corriente se alimenta a una torre depropanizadora, en donde se separan los propanos por el fondo y por la parte superior el etano y más ligeros.

La corriente de hidrocarburos trae consigo ácido sulfhídrico, que es separado en la sección de endulzamiento con amina, para obtener butano, propano y gas combustible dulce.

**Planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios:** Instalación empleada en la refinación del petróleo para eliminar los compuestos de azufre de destilados intermedios tales como turbosina, querosinas, gasóleos ligeros (diesel) y lubricantes.

La planta cuenta con tres secciones importantes: la de reacción y la de fraccionamiento y agotamiento. En la sección de reacción se lleva a cabo la reacción química, en un reactor bajo condiciones de presión y temperatura propias del proceso en presencia de un catalizador de cama fija base molibdeno-cobalto y una corriente de hidrógeno.

**Planta hidrodesulfuradora de nafta:** Planta empleada en la refinación del petróleo para eliminar los compuestos de azufre de la gasolina primaria. El producto obtenido es dulce con niveles bajos de azufre.

La planta cuenta con dos secciones en el proceso: de reacción y de fraccionamiento. De esta última se obtienen la gasolina dulce estabilizada para su alimentación a la reformadora de nafta. La sección de reacción es la más importante y es aquí donde se lleva a cabo, en el reactor, la reacción de desulfuración de la gasolina primaria produciendo hidrocarburos dulces más ácido sulfhídrico. En el reactor se mantienen condiciones establecidas de presión y temperatura a través de un catalizador de cama fija base níquel-molibdeno y una corriente de hidrógeno.

**Planta recuperadora de azufre (o unidad recuperadora de azufre):** Instalación empleada para transformar los compuestos de azufre (básicamente el ácido sulfhídrico), liberados en el proceso de refinación, en azufre de alta pureza (99.8 % - 99.9%), lo que permite disminuir las emisiones de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) al ambiente. El azufre elemental se utiliza como fungicida en prácticas agrícolas, en la fabricación de ácido sulfúrico, la vulcanización del caucho, fabricación de explosivos, de pasta de papel, de disulfuro de carbono, productos químicos y otros usos.

**Planta reductora de viscosidad:** Proceso empleado en la refinación del petróleo para obtener hidrocarburos de bajo peso molecular tales como gases, gasolina, gasóleos y residuo de baja viscosidad a partir de residuos de vacío de alta viscosidad.

En la planta se recibe el residuo de vacío en una torre fraccionadora, precalentándose previamente con los fondos de la torre y llegando hasta 400° C,

aproximadamente, en un calentador de carga. Con la temperatura de 400° C y una presión de 14 Kgf/cm<sup>2</sup> se lleva a cabo la desintegración térmica, obteniéndose los hidrocarburos mencionados de la fraccionadora después de realizar los reflujos correspondientes.

**Planta reformadora de nafta:** Instalación empleada para aumentar el octano de las gasolinas dulces producidas en las plantas hidrosulfuradoras de gasolinas. Los productos obtenidos de esta planta son gasolina reformada (alto octano), hidrógeno que se envía a las plantas de hidrosulfuración. En el reactor se mantienen temperaturas y presiones definidas en presencia de un catalizador de platino y renio, soportado en sílica-alúmina.

**Proceso de endulzamiento:** Tratamiento mediante el cual los mercaptanos, el ácido sulfhídrico y el azufre elemental son extraídos de los destilados ligeros. Existen tres tipos de tratamiento de endulzamiento: procesos de oxidación; procesos de disolución de los mercaptanos y procesos de desulfuración catalítica.

**Proceso Girbotol (Endulzamiento):** Proceso que se lleva a cabo en las plantas endulzadoras de gas húmedo amargo y condensados amargos, cuya función consiste en absorber los mercaptanos y dióxido de carbono. El proceso consiste en lavar el gas amargo con una solución acuosa de Dietanolamina (DEA) o Monoetanolamina (MEA). La más utilizada es la DEA dado su bajo rango de corrosión, dichas sustancias absorben las citadas impurezas y en la siguiente fase del proceso la DEA o MEA se regenera con un tratamiento de vapor y se recicla, liberando el CO<sub>2</sub> y el azufre absorbido en forma de ácido sulfhídrico.

**Propano:** Gas que cuando puro es incoloro e inodoro, más pesado que el aire. Su temperatura de condensación a la presión atmosférica normal es -42.5 °C. Es el tercer miembro de la serie de parafinas o alcanos; su fórmula condensada es C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>. Se obtiene por fraccionamiento de los líquidos del gas natural, de los condensados y de varios procesos de refinación, tales como la destilación atmosférica del petróleo crudo, la desintegración catalítica y la reformación de naftas. Se licua con cierta facilidad comprimiéndolo (a 37.8 °C de temperatura se licua a 12.9 atmósferas de presión), por lo cual se utiliza solo o mezclado con el butano para formar el *gas licuado del petróleo*, ampliamente usado como combustible, principalmente doméstico, como materia prima petroquímica en la obtención del etileno y propileno, como refrigerante industrial, propulsor para aerosoles, etcétera.

**Quemador elevado:** Es un sistema para disponer en forma segura gases o mezclas de hidrocarburos desfogados, por medio de combustión. Está integrado

por la chimenea o tubería ascendente, sellos, boquilla, estructura soporte, principalmente. <sup>(13)</sup>

**Quemador de fosa:** Es aquel sistema cuyas boquillas de quemado están situadas vertical u horizontalmente a nivel de piso y su función principal es quemar gases y líquidos, que normalmente requieren de área (excavada o talud) para contener materiales indeseables producidos por combustión incompleta, para casos de emergencia. <sup>(13)</sup>

**Querosina, kerosina o queroseno:** Segundo corte o fracción de la destilación del petróleo crudo (el primero es la nafta o gasolina); su color, contenido de azufre y características de ignición varían según las propiedades del crudo que provienen. Los usos principales de la querosina en México son los siguientes: combustible para motores de avión de turbina conocido como turbosina, en estufas y calefacción doméstica llamado petróleo diáfano y empleado en iluminación como aceite lámparas.

**Refinación:** La constituye el conjunto de procesos físicos y químicos a los cuales se someten los crudos obtenidos en las labores de perforación, a fin de convertirlos en productos de características comerciales deseables. Para ello se emplean distintos métodos entre los cuales se cuentan la destilación (en sus variantes atmosférica y al vacío), hidrotratamiento, hidrosulfuración, reformación catalítica, isomerización, alquilación, producción de oxigenantes (MTBE y TAME), entre muchos otros que permiten el mejor aprovechamiento de los hidrocarburos que conforman al petróleo.

Lo anterior se hace necesario por las características específicas del crudo, pues su obtención suele tener distintas procedencias lo cual, eventualmente, lo convierte en un producto de distinta constitución y rendimiento; de ahí que sea necesario aplicarle distintos tratamientos con el propósito de dar a los productos obtenidos las cualidades comerciales que requiere cada tipo de mercado.

**Refinería:** Instalación industrial en la que se lleva a cabo la refinación del petróleo crudo mediante diferentes procesos. La forma general de operar de una refinería es la siguiente: La refinería recibe la carga de petróleo crudo procedente de los campos productores por medio de oleoductos o de buquetanques para transporte de crudo (cuando está ubicada en zonas próximas a la costa o a vías fluviales). Mediante procesos que incluyen el calentamiento, fraccionamiento, tratamientos a presión, vacío, calentamiento en presencia de catalizadores, lavado con ácidos, extracción con solventes y otros, el crudo es dividido en múltiples componentes entre los que destacan gases ligeros, gasolinas, nafta, turbosina, querosina,

gasóleos, lubricantes ligeros pesados, combustóleos y coque, además de un conjunto de productos petroquímicos.

Las características de estas instalaciones varían y están determinadas, en principio, por las propiedades de los productos que elaboran, así como las condiciones geográficas de donde se sitúa o bien a las instalaciones y medios de distribución que se tengan para la comercialización de los productos obtenidos o incluso las instalaciones para la obtención de los insumos propios de la refinería, así como los requerimientos y condiciones del mercado cuya demanda satisfaga.

Las instalaciones propias de cada refinería determinan, en buena medida, su configuración física. Por tanto, es factible hablar de distintos tipos de refinería, dada su ubicación, productos refinados y productos para comercializar.

**Reformación catalítica:** Proceso de refinación a temperaturas elevadas en el que la reacción se realiza en presencia de un catalizador. Se utiliza para mejorar el octanaje de las gasolinas desulfuradas, por lo cual constituye el proceso más importante para mejorar las gasolinas. En la reformación se llevan a cabo reacciones de isomerización de parafinas a isoparafinas; reacciones para formación de estructuras cíclicas de parafinas a naftenos; deshidrogenación de naftenos a aromáticos; desintegración de naftenos a butano y ligeros así como desprendimiento de cadenas aromáticas laterales para formar ligeros.

**Reformación térmica:** Proceso que utiliza calor (pero no catalizadores) para efectuar un rearrreglo molecular de naftas de bajo octano a gasolina de alta calidad antidetonante.

**Sistema cerrado:** Consiste en un cabezal y ramales, los cuales recolectan el fluido relevado de los distintos dispositivos, y lo conducen hacia un punto en el cual se debe disponer en forma adecuada. <sup>(13)</sup>

**Sistema de desfogue:** Durante el diseño de las instalaciones terrestres y costa afuera para el procesamiento y manejo de los hidrocarburos, se debe tener especial cuidado en incluir sistemas de seguridad para el alivio de la sobrepresión que se pueda presentar, llamados sistemas de desfogue que consta de un conjunto de tuberías, cabezales, tanques, válvulas y un quemador de acuerdo a las características de los fluidos a relevar.

Estos sistemas deben proteger al personal, equipo, instalaciones y medio ambiente y su función es disponer en forma adecuada y segura los fluidos provenientes de los dispositivos de seguridad instalados en equipos y líneas, que actúan en respuesta a condiciones de sobrepresión. El aumento de presión puede ser causado por condiciones inherentes al proceso (fallas operacionales) o

situaciones de emergencia como fuego, expansiones térmicas o fallas de servicios auxiliares. <sup>(13)</sup>

**Sistema de recuperación:** Es un sistema cerrado que tiene como finalidad recolectar el fluido relevado y proporcionar el tratamiento adecuado, para recuperar sustancias de alto valor económico, o para neutralizar y convertir en productos menos riesgosos. <sup>(13)</sup>

**Sobrepresión.** Se define como el incremento de presión de ajuste del un dispositivo de relevo. La sobrepresión es llamada acumulación, cuando el dispositivo de relevo se ajusta a la presión máxima permisible de trabajo. <sup>(13)</sup>

**Solvente:** Sustancia usualmente líquida que es capaz de absorber a otra ya sea en estado líquido, gaseoso o sólido para formar una mezcla homogénea. Uno de los solventes más utilizados en la industria del petróleo es la dietanolamina  $\text{HN}(\text{CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH})_2$  (DEA), la cual tiene como particularidad el absorber el ácido sulfhídrico durante el proceso de desintegración catalítica.

**TAME (Ter-amil-metil-éter):** Compuesto oxigenante que se mezcla con la gasolina para aumentar el octano y reducir las emisiones de hidrocarburos a la atmósfera. El TAME se obtiene a partir de la reacción de eterificación del metanol con los isoamilenos contenidos en la corriente de gasolina catalítica de la FCC, utilizando como catalizador una resina catiónica fuertemente ácida.

**Tanque de desfogues.** Recipiente que se instala en un sistema de desfogues con el fin de eliminar el líquido arrastrado por la corriente para evitar su presencia en los quemadores.

**Tanque de sello.** Recipiente que contiene cierto nivel de agua para extinguir una flama que haya retrocedido desde la boquilla del quemador. El sello en el tanque está determinado por la presión de descarga en la boquilla del quemador.

**TGTU (Unidad de Tratamiento de gas de cola):** El gas que sale de la unidad recuperadora de azufre (gas cola) aún posee de un 3 a un 10% del  $\text{H}_2\text{S}$  removido del gas y es necesario removerlo, dependiendo de la cantidad de  $\text{H}_2\text{S}$  y las reglamentaciones ambientales y de seguridad. El gas de cola al salir de la unidad de tratamiento debe contener sólo entre el 1% y 0.3% del  $\text{H}_2\text{S}$  removido. La unidad de tratamiento de gas cola sólo existirá si existe la unidad recuperadora de azufre.