



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

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

TESIS

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTA

JORGE ANTONIO DOMÍNGUEZ MONTIEL



MÉXICO, D.F.

2011



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Profesor: JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

VOCAL: Profesor: CELESTINO MONTIEL MALDONADO

SECRETARIO: Profesor: JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE

1er. SUPLENTE: Profesor: ELISA FABILA MONTOYA

2° SUPLENTE: Profesor: VICENTE ROSAS GÓMEZ

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

TORRE DE INGENIERÍA, UNAM.

ASESOR DEL TEMA:

DR. JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE

SUPERVISOR TÉCNICO:

ING. MARÍA AURELIA FLORES FUENTES

SUSTENTANTE:

JORGE ANTONIO DOMÍNGUEZ MONTIEL

AGRADECIMIENTOS

A MIS PADRES CARMEN MONTIEL Y JULIO DOMÍNGUEZ.

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.

A MI QUERIDA FACULTAD DE QUÍMICA.

AL DR. JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE POR SU ASESORÍA EN ESTA TESIS.

A MI SUPERVISOR TÉCNICO LA ING. MA. AURELIA FLORES FUENTES.

A MI JURADO POR SU TIEMPO Y BUENA DISPOSICIÓN.

AL GRUPO DE INGENIEROS DE LA TORRE POR SUS ENSEÑANZAS.

DEDICATORIAS

A MIS PADRES.

A MIS HERMANOS JUAN CARLOS, JULIO CESAR Y JESSICA ATHZIRI.

A MIS COMPAÑEROS Y AMIGOS DE QUIENES HE APRENDIDO CINTIA, LIZBETH, MARY, RO, TANIA, LUIS, MARU, OCTAVIO, FERNANDO, HEYSOL, GABY, A TODOS AQUELLOS AMIGOS QUE ARMÁNDOSE DE PACIENCIA ME HAN SOPORTADO Y NO HE MENCIONADO; DESEO NO ROMPER ESTOS LAZOS DE AMISTAD QUE NOS UNEN. A LA MEMORIA DE PABLO ÁLVARO.

A MI ABUELITA MARTINA ASÍ COMO A LA MEMORIA DE MI ABUELITA LUPE.

A MIS TÍOS, TÍAS, PRIMAS Y PRIMOS.

A LOS BUENOS COMPAS DEL JUEGO AL BICHO, BUDA, DEDOS, CRISTO, ROBERT,...

A QUIENES HAN CREÍDO EN MÍ.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
Justificación	2
Objetivo	5
CAPITULO I. Sector de hidrotratamiento	6
Unidades de proceso	8
Integración del sector y el sistema de desfogue	26
CAPITULO II. Desarrollo del estudio	35
Selección de las plantas incluidas en el estudio	36
Balance de materia previo en las corrientes de desfogue	37
Principales corrientes con emisión al sistema de desfogue	39
Identificación de corrientes con contenido de hidrógeno	42
Corrientes a desfogue incluidas en el estudio	59
Válvulas con emisión de gas al sistema de desfogue	61

CAPITULO III. Propuestas de reutilización de los gases de desfogue	67
Sugerencias de manejo de corrientes	68
Posibles usuarios o receptores	69
Propuesta de recuperación de gases emitidos a desfogue con un contenido de hidrógeno mayor al 80%	76
Propuesta de reutilización de gases con un contenido de hidrógeno menor al 80%	78
CAPITULO IV. Evaluación preliminar del potencial de recuperación	81
Potencial de recuperación de corrientes enviadas desfogue con un contenido de hidrógeno mayor a 80%	82
Reutilización de corrientes con contenido de hidrógeno menor a 80%	83
Estimado del valor de gas a recuperar	85
Estimación de equipo requerido para la disposición de corrientes	87
Evaluación económica preliminar de los equipos	89
CAPITULO V. Análisis y conclusiones	92
Referencias	97
Anexos	99
Anexo I. Diámetro de tuberías	99
Anexo II. Estimación de costo	109
Anexo III. Capacidad calorífica de las corrientes propuestas en la recuperación como gas combustible y gas residual	115

Abreviaturas

Válvulas de control:

FV Válvula de flujo.

PV Válvula de presión.

XV Válvula automática.

Instrumentos relacionados:

FR Registrador de flujo.

PIC Controlador indicador de presión.

Fluidos:

DA Desfogue de alta presión.

DB Desfogue de baja presión.

DC Desfogue ácido.

GC Gas combustible.

GFS Gas dulce.

GH Gas hidrógeno.

Diagramas:

DFP Diagrama de flujo de proceso.

DTI Diagrama de tubería e instrumentación.

General:

N.D.	Dato no disponible.
N.C.	Normalmente cerrada.
d_i	Diámetro interno de la tubería en pulgadas.
D_i	Diámetro interno de la tubería en centímetros.
W	Flujo másico.
L.B.	Limites de batería.
HDD	Hidrosulfuradora de Diesel.
FCCU	Fluid Catalytic Cracking Unit.
TGTU	Tail Gas Treatment Unit.
CRU	Catalytic Reforming Unit
CDU	Crude Distillation Unit
DEA	Dietanolamina.
PSA	Pressure Swing Adsorber.
Mm^3	Miles de metros cúbicos.
NOM	Norma oficial mexicana.
NRF	Norma de referencia.
STPS	Secretaria del trabajo y previsión social.
PEMEX	Petróleos Mexicanos.
UIPGN	Unidad de Ingeniería de Proceso y Gestión del Negocio.

Sistema de Unidades

Las unidades a utilizar serán en el sistema internacional y/o inglés dependiendo de las necesidades.

APLICACIÓN	UNIDAD ABREVIACIÓN	UNIDAD
Concentración	Ppm	Partes por millón.
	%mol	porcentaje (mol).
Energía / Calor	BTU	Unidad térmica británica.
Poder calorífico	BTU/lb	Unidad térmica británica por libra masa.
Flujo Másico	BPD	Barriles por día.
	m ³ /h	Metros cúbicos por hora.
	Mm ³ /d	Miles de metros cúbicos por día.
	Mft ³ /d	Miles de pies cúbicos por día.
Longitud	In	Pulgadas.
	M	Metros.
Masa	Kg	Kilogramos.
	T	Toneladas métricas.

APLICACIÓN	UNIDAD	UNIDAD
	ABREVIACIÓN	
Presión	Psig	Libras pulgada cuadrada manométrica.
	kg/cm ² man	Kilogramos/ centímetro cuadrado manométrico.
	kg/cm ² abs	Kilogramos/ centímetro cuadrado absolutos.
Temperatura	°C	Grados Centígrados.
	°F	Grados Fahrenheit.
Tiempo	H	Horas.
	D	Días.
Volumen / Capacidad	m ³	Metros cúbicos.
Moneda	US\$	Dólar americano.

INTRODUCCIÓN

Actualmente es una práctica muy común la eliminación de gases de desfogue por medio de un sistema de envío a quemador. En algunos casos los gases enviados a este sistema cuentan con un alto contenido de hidrocarburos valiosos desde el punto de vista económico.

Ahora, la industria de la refinación en el mundo adquiere nuevos retos, uno de ellos es cubrir la demanda de combustibles que aumenta aceleradamente debido a que la población requiere de estos para realizar sus actividades; no obstante debe tenerse un cuidado mayor del medioambiente, disminuir la emisión de contaminantes a la atmósfera, tener procesos eficientes; un buen aprovechamiento de los recursos materiales puede verse beneficiado con mejores ingresos económicos o reducción de costos de producción en la industria de refinación.

Lo anterior hace indispensable analizar alternativas que mejoren los procesos que actualmente operan, las cuales deben cumplir con las exigencias actuales, reducir costos en la operación de los procesos, emplear de forma adecuada los recursos materiales con que se cuentan y ser opciones que disminuyan la emisión de contaminantes.

En la industria de la refinación los gases con contenido de hidrógeno son empleados en diversos procesos, por ello es necesario aprovecharlos adecuadamente y evitar en lo posible su envío al sistema de desfogue.

Justificación

El Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios en su norma "NRF-031-PEMEX-2007-Sistemas de desfogues y quemadores en instalaciones de PEMEX exploración y producción"¹ dice:

"El sistema de desfogue, en un conjunto petroquímico, es un sistema cerrado, para que el fluido no entre en contacto con la atmósfera, el cual debe permitir la liberación del exceso de presión por medio del desplazamiento de la masa del fluido, desde el equipo y/o tubería presionado hasta el lugar donde se pueda disponer (quemar) de ella con seguridad."

Dentro de una instalación en operación, cada unidad de proceso y equipo debe ser estudiada y evaluada en lo particular para cada contingencia de desfogue que se presente. Si cierta causa de desfogue afecta a más de una unidad, todas las unidades que involucre deben ser consideradas como una sola, a fin de diseñar el sistema para la condición máxima o crítica de operación.

Para proteger por sobrepresión, los equipos de proceso están equipados con dispositivos de seguridad que se abren si el equipo alcanza la presión de diseño. Los gases de estas fuentes son colectados en un cabezal común y enviados al quemador.

A medida que las regulaciones ambientales son más estrictas, se ha pugnado porque se envíen menos contaminantes a la atmósfera y que regularmente se quemar menos como consecuencia de desajustes operativos en plantas de proceso.

¹ NRF-031-PEMEX-2007. <http://www.pemex.com/files/content/NRF-031%2004Sep07.pdf> Consultada el 11 de abril de 2011.

La determinación de las cargas de relevo a quemadores se realiza con base en una simulación en estado estable. Derivado de esta limitación, los flujos al quemador están sobrestimados originando problemas de quemado excesivo, pérdidas de hidrocarburos y contaminación del ambiente. Estas consideraciones podrán ser aceptadas como estimaciones en fase de diseño del sistema de desfogue; sin embargo, son necesarias estimaciones más reales para un dimensionamiento óptimo del cabezal colector de emisiones, de los tanques separadores y de los quemadores.

El incremento en las actividades petroleras ha generado que los estudios de análisis de riesgos y el control de la contaminación, sean cada vez más importantes para las compañías que tienen sus operaciones de producción. Por esta razón es imperativo inducir la óptica hacia la modernización de los esquemas de proceso y reconfigurar los sistemas de desfogue para que se prevengan las emisiones al ambiente y se minimice la pérdida de productos.

La optimización y automatización con sistemas de control dedicados y comunicación al sistema de control distribuido, conducen a crear conciencia sobre aspectos como ahorro de energía y sistemas amigables con el ambiente hasta alcanzar el desarrollo sustentable en estos procesos.

Actualmente existe un gran interés para el mejor aprovechamiento de los recursos tanto renovables como no renovables sobre todo los provenientes de hidrocarburos, o los obtenidos a partir de procesos petroquímicos, así como el mitigar cualquier tipo de emisión a la atmósfera causante del efecto invernadero y lluvia ácida.

Petróleos Mexicanos como parte de sus compromisos establecidos tanto a nivel Nacional como a nivel Internacional, pretende reducir a corto plazo en la medida posible, emisiones de gases de efecto invernadero en beneficio de la sociedad y medio ambiente, igualmente ve por el mejor aprovechamiento de los recursos con los que cuenta².

Se ha sabido que en las instalaciones de refinación existe gas con contenido de hidrógeno que no es aprovechado de manera adecuada y es enviado al sistema de desfogue. Estas corrientes pueden ser empleadas, dependiendo de su calidad, como combustibles o reactivos en los equipos de proceso que integran los sectores de una refinería.

Con base en lo anteriormente mencionado, es importante inducir la óptica hacia la modernización de los esquemas de proceso, y configurar los sistemas de desfogue de tal manera que se reduzcan los gases enviados a quemadores del sistema de desfogue.

En la presente tesis se pretende dar una alternativa que permita el aprovechamiento de las corrientes de gas con contenido de hidrógeno, que actualmente son enviadas al sistema de desfogue.

El sector a estudiar para la identificación del potencial de recuperación de hidrógeno en las corrientes de desfogue, es un sector de hidrotratamiento.

² PEMEX Desarrollo Sustentable. Informe de Responsabilidad Social 2009.

http://desarrollosustentable.pemex.com/files/content/inf09/inf_ds09.pdf Consulta: 11 de abril de 2011.

Objetivos

- Identificar el potencial de recuperación de gas con contenido de hidrógeno en las corrientes de desfogue.
- Diferenciar las corrientes por el contenido de hidrógeno presente.
- Proponer alternativas de aprovechamiento (reutilización) de las corrientes.
- Evaluar la propuesta de recuperación de gas con contenido de hidrógeno.

CAPITULO I

SECTOR DE HIDROTRATAMIENTO

El término hidrotratamiento en una refinería usualmente se refiere al proceso de hidrodeshulfuración, pero también puede aplicarse a otros procesos de tratamiento que utilizan hidrógeno³. El sector a estudiar consta de las secciones de hidrodeshulfuración, isomerización de pentanos y hexanos, reformado de naftas. Se cuenta con una unidad tratadora y fraccionadora de hidrocarburos así como una operación de azufre.

En un sector de hidrotratamiento es explícito el uso de hidrógeno, por ello resulta interesante e importante realizar un estudio para determinar la cantidad de este compuesto que puede ser recuperado ya sea como producto principal de una corriente de desfogue o como parte de la composición del gas enviado a desfogue.

Si bien algunas secciones del sector a estudiar no emplean o generan hidrógeno directamente, es bueno conocer las unidades que componen

³ Glosario. Petróleos Mexicanos. Por Comunicación Social.

<http://www.pemex.com/index.cfm?action=content§ionid=111&catid=11182> Consulta: 11 de abril de 2011.

el sector de hidrotratamiento y con ello descartar las que no envían gas con hidrógeno al sistema de desfogue.

Las unidades y plantas que integran el Sector de Hidrotratamiento a estudiar son:

- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.
- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.
- Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.
- Unidad Reformadora de Naftas.
- Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.
- Hidrodesulfuradora de Diesel (HDD).
- Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.
- Unidad Recuperadora de Azufre.

Con el fin de entender el sector estudiado, se presenta a continuación una breve descripción de las unidades involucradas en el sector de estudio.

Unidades de Proceso^{4,5}

Unidades hidrodesulfuradoras de destilados intermedios (III y IV)

El proceso consiste en un hidrotratamiento catalítico de las cargas de nafta pesada (turbosina) o mezclas de gasóleos provenientes de la destilación primaria del crudo. El catalizador empleado es a base de Co-Ni-Mo.

El proceso se lleva a cabo en tres secciones en que puede dividirse la planta y que son: reacción, agotamiento y fraccionamiento.

Sección de reacción

La carga se mezcla con una corriente de H₂ y se calienta en un tren de precalentamiento y luego en el calentador a fuego directo hasta la temperatura a la cual tienen lugar las reacciones de hidrodesulfuración. La mezcla de hidrocarburos e hidrógeno, ya caliente, entra al reactor fluyendo hacia abajo a través del catalizador.

El efluente del reactor fluye hasta un separador de alta presión donde se separan dos corrientes, una corriente gaseosa rica en hidrógeno y otra líquida de producto sin estabilizar.

El hidrógeno es recirculado y el líquido es enviado a la sección de agotamiento. Antes de la separación para lavar los depósitos que se forman de cloruro de amonio, la mayor parte de agua de lavado que se inyecta se colecta en la bota del separador de alta presión y se envía a un sistema de aguas amargas.

⁴ Descripciones a partir de datos proporcionados por la Refinería de estudio.

⁵ Segoviano Murillo Selene Inés. Análisis de la refinería Miguel Hidalgo de Tula, Hidalgo, utilizando PETROPLAN. México, UNAM, 2006.

Sección de agotamiento

El producto líquido del separador de alta presión fluye hacia el agotador. En el agotador se separan más ligeros y H_2S , producto de las reacciones de hidrodesulfuración, estos gases después de enfriarse y separarse de los hidrocarburos líquidos en el acumulador del agotador se mandan a una planta de tratamiento de gas.

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

Sección de fraccionamiento

Los fondos del agotador se envían, previo calentamiento, a una torre fraccionadora, en donde el producto se rectifica para eliminar las fracciones mas ligeras de hidrocarburos. El producto líquido es enviado a almacenamiento.

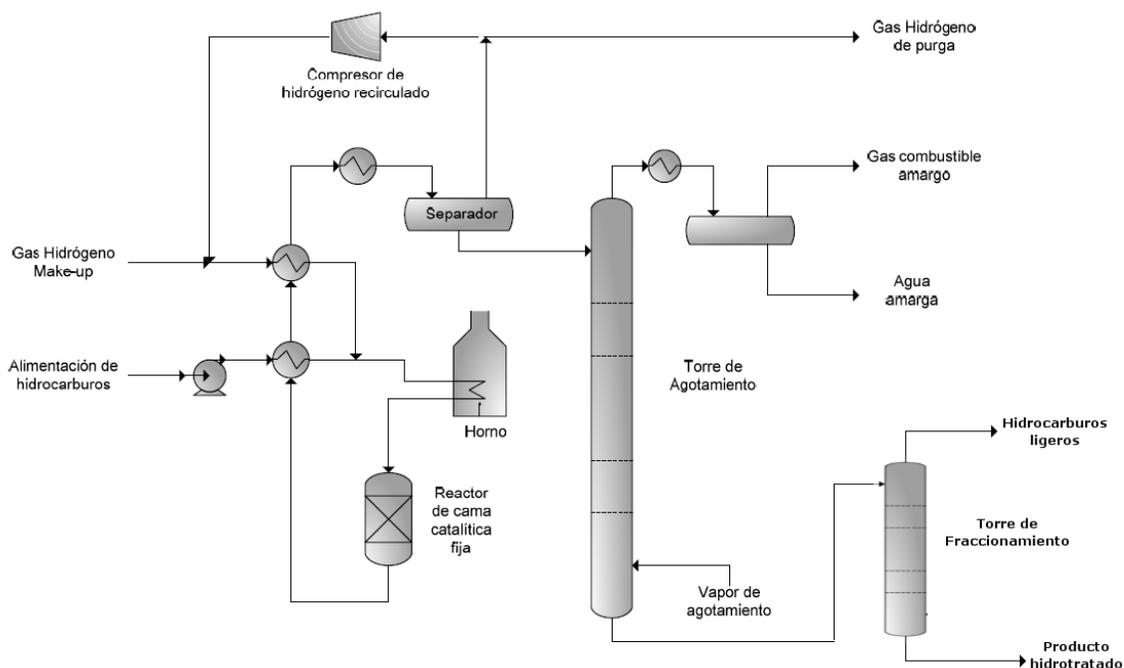


Figura 1. Esquema de procesos de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios.

Unidad hidrodesulfuradora de naftas

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación catalítica que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente rica en gas hidrógeno, para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así como para saturar las olefinas (alquenos) presentes en las gasolinas. Los metales se eliminan por la fijación de estos sobre la superficie del catalizador.

Para realizar lo anterior, la nafta se mezcla con una corriente rica en hidrógeno, vaporizándose en un tren de precalentamiento y luego en un calentador a fuego directo antes de entrar al reactor.

La hidrogenación se lleva a cabo dentro de la sección de reacción en un reactor catalítico de lecho fijo cuyos centros activos son Ni-Mo.

El efluente del reactor previamente enfriado se recibe en el separador de productos del reactor, donde se separa en dos fases: la fase gaseosa consiste en su mayor parte de hidrógeno, la fase líquida consiste en una mezcla de hidrocarburos y es enviada a la sección de estabilización y fraccionamiento, de donde se obtienen los productos:

- Gas amargo.
- Hidrocarburos líquidos amargos.
- Nafta hidrotratada.
- Gasolina isohexanizada.

Esta sección cuenta con dos torres, en la primera se obtiene por el domo gas amargo e hidrocarburos líquidos amargos, los cuales son enviados a la sección de tratamiento con DEA (Dietanolamina) de la unidad tratadora y fraccionadora y por el fondo se obtiene una mezcla de nafta

hidrotratada, que se envía como alimentación a la segunda torre, donde por el domo se obtienen pentanos e iso-hexanos y por el fondo se obtiene gasolina desisohexanizada que es el producto final de esta unidad.

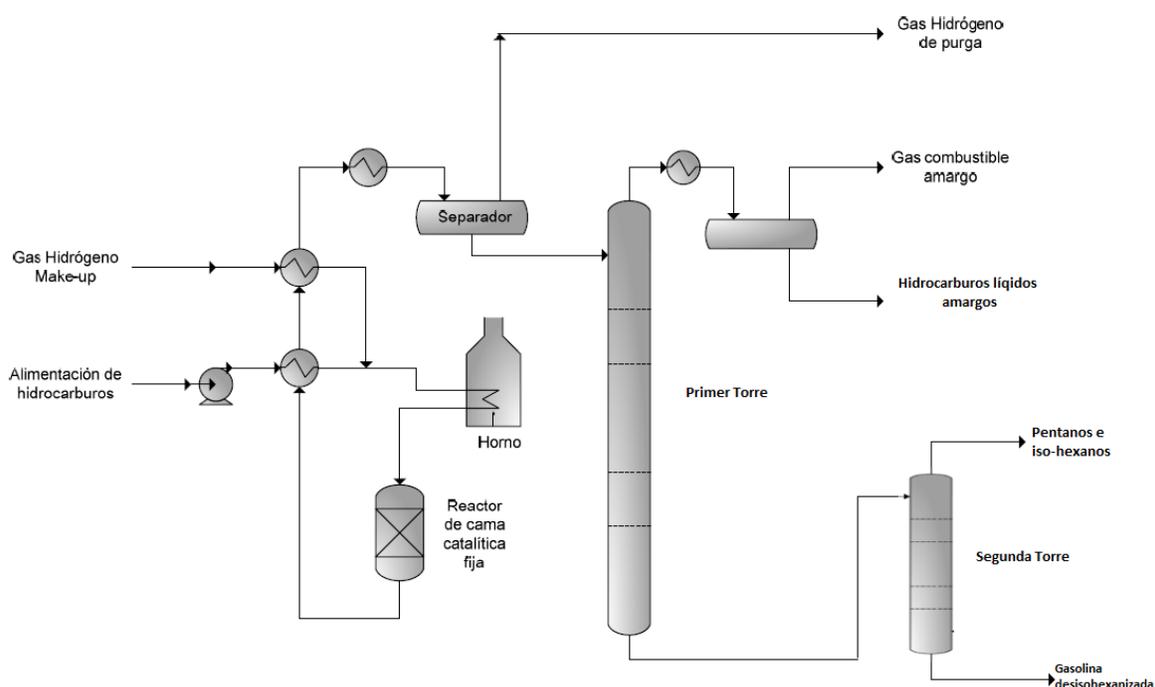


Figura 2. Esquema de procesos de Unidad Hidrodesulfuradora de Nafta.

Unidad reformadora de naftas

El proceso de reformación catalítica de naftas, tiene como objetivo la conversión de los componentes de bajo octano, tales como parafinas y naftenos, en isoparafinas y aromáticos de mayor índice de octano, produciendo una buena cantidad de hidrógeno.

Para la obtención del reformado dentro de especificación se utilizan tres secciones en las cuales se puede considerar que esta dividida la planta:

Sección de carga y reacción, sección de compresión de hidrógeno, sección de estabilización.

Sección de 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 se mezcla con una corriente de hidrógeno de recirculación. Esta mezcla es precalentada y enviada a la primera de cuatro celdas del calentador de carga donde se suministra la temperatura necesaria para llevar a cabo las reacciones de reformación. Estas reacciones se realizan en cuatro reactores en serie. Las reacciones globalmente son endotérmicas, por lo cuál se le suministra energía necesaria para continuar con la reacción.

El reformado efluente del cuarto reactor se enfría, la mezcla líquido-gas que sale del enfriador es enviada a un tanque separador de baja presión, en donde los gases son enviados a la sección de compresión, y los líquidos son enviados a esta misma sección para contactarse con los gases de la descarga del compresor.

Sección de compresión de hidrógeno

Dentro de esta sección se comprime el hidrógeno, así mismo se envía la nafta reformada a la sección de estabilización.

La fase gaseosa de tanque separador de baja, pasa al compresor de recirculación donde se comprime y se envía a contactar con los líquidos del mismo separador, para condensar la mayor cantidad de hidrocarburos de la corriente gaseosa. Esta mezcla pasa a un enfriador de contacto, la corriente condensada se envía al tanque separador de hidrógeno de recirculación, en donde por el domo el gas efluente consta

de tres corrientes, una se envía como recirculación mezclándose con la nafta de alimentación; otra es enviada a la sección de gas producto; la última corriente es enviada al sistema de gas combustible.

La corriente líquida del fondo del separador de hidrógeno de recirculación se envía por medio de una bomba a la torre de estabilización.

El hidrógeno se desvía hacia la primera etapa del compresor de gas producto, se comprime y se envía al tanque separador de alta presión, en donde se separa una pequeña cantidad de hidrocarburos líquidos, los que se envían hacia la torre estabilizadora, mezclándose previamente con la corriente líquida del fondo del separador de hidrógeno de recirculación.

En el separador de alta presión, el efluente gaseoso del domo, se bifurca, enviándose una parte fuera del proceso y otra se envía a la segunda etapa del compresor de gas producto donde es comprimido y es enviado fuera de la planta.

Sección de estabilización

En esta sección se obtiene mediante destilación fraccionada: nafta reformada, gas amargo y gas combustible.

Los hidrocarburos condensados del separador de hidrógeno de recirculación y del separador de alta presión, son precalentados y enviados a la torre estabilizadora

Los vapores que salen del domo de la torre, se envían a un condensador y posteriormente a un acumulador. Por otra parte, el destilado líquido constituido por propano y butanos, se divide en dos corrientes, una se

destina como reflujo a la torre y el exceso se manda a tratamiento cáustico.

En el fondo de la torre estabilizadora, la nafta reformada se divide en dos corrientes, una se envía a un rehervidor para mantener las condiciones de temperatura en el fondo y el exceso se envía a almacenamiento.

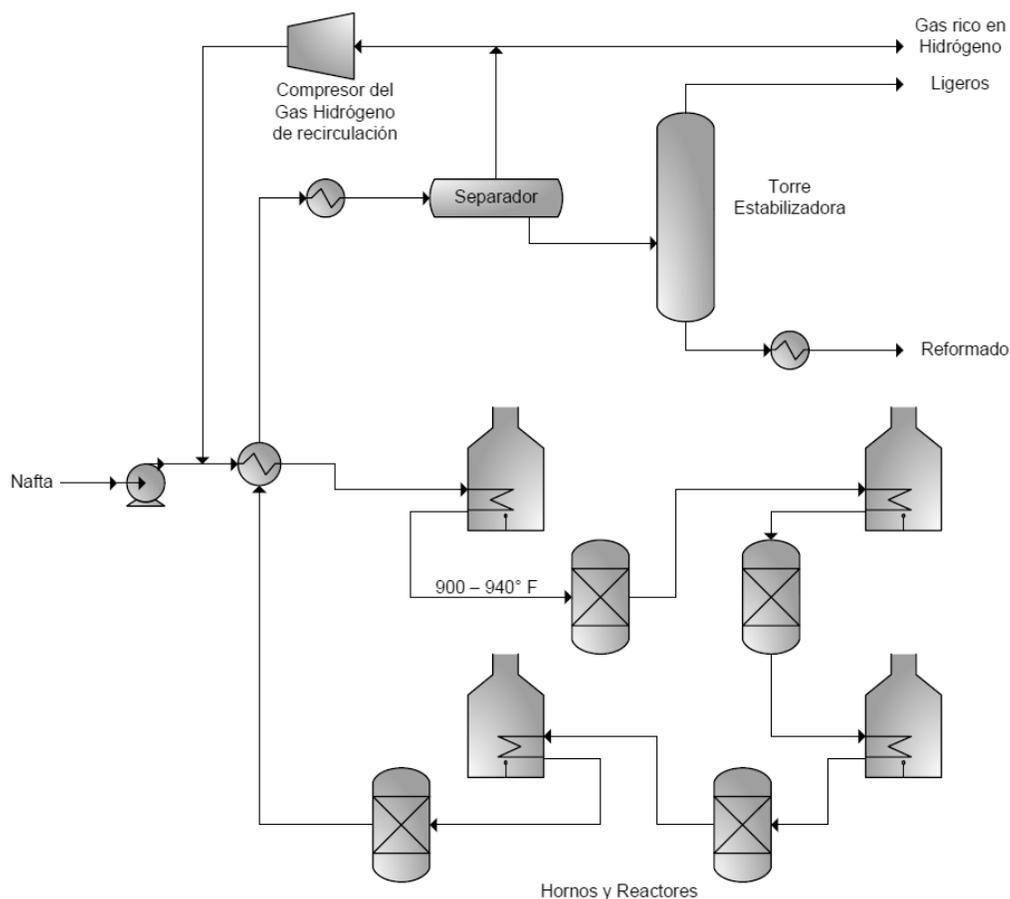


Figura 3. Esquema de procesos de Unidad Reformadora de Nafta.

Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos

La planta se diseña para eliminar el H_2S de los hidrocarburos provenientes de las plantas hidrosulfuradoras, para eliminar el gas amargo proveniente de otras plantas y para el fraccionamiento de

hidrocarburos para obtener C₃, iC₄, iC₅, iC₆, gas solvente, gas nafta, gasolina y gas combustible.

La sección de tratamiento con dietanolamina (DEA) es utilizada para la eliminación de H₂S de las corrientes de gases y líquidos amargos, se emplea el proceso Girbotol usando DEA al 20% en peso como medio absorbente. Se obtienen como productos gas dulce, hidrocarburos líquidos dulces y gases ácidos.

La sección de tratamiento cáustico tiene como función eliminar H₂S y HCl de los hidrocarburos líquidos mediante una solución cáustica al 18.5% en peso; como producto se obtienen hidrocarburos dulces.

Para las secciones de fraccionamiento se emplean los procesos de destilación fraccionada. Los productos obtenidos en la sección de fraccionamiento de ligeros son gas combustible, propano, n-butano e isobutano. En la sección de fraccionamiento de pesados se obtienen los siguientes productos: isopentano, n-pentano, gas solvente, gas nafta y gasolina.

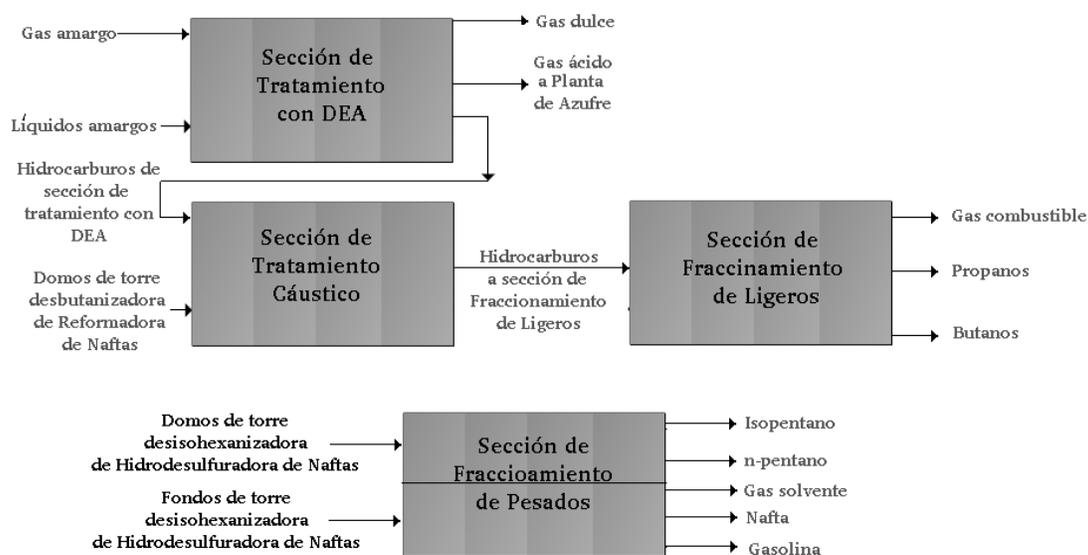


Figura 4. Esquema de integración de Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

Hidrodesulfuradora de Diesel (HDD)

El proceso se realiza mezclando la carga de diesel con una corriente rica en hidrógeno, la mayor parte de esta corriente rica en hidrógeno se enriquece a través de una unidad purificadora de hidrógeno del tipo PSA (Pressure Swing Adsorber), con el propósito de mantener una pureza del 95% en la corriente de alimentación al proceso de hidrotratamiento. La mezcla de hidrógeno e hidrocarburos se precalienta y vaporiza parcialmente en un calentador a fuego directo, y en un intercambiador de calor, antes de entrar al reactor.

La hidrogenación se lleva a cabo a través de dos lechos catalíticos fijos de catalizador cuyo principio activo es Ni-Mo.

Las reacciones que se efectúan son las siguientes:

- Saturación de olefinas con producción de parafinas y naftenos.
- Hidrogenación de los compuestos de azufre con producción de parafinas y H₂S.
- Hidrogenación de los compuestos nitrogenados con producción de parafinas y amoníaco.
- Eliminación de oxígeno con producción de hidrocarburos y agua.

Las tres primeras reacciones son altamente exotérmicas.

El efluente del reactor se enfría y se condensa parcialmente al intercambiar calor con las corrientes de carga al reactor.

La separación de fases se efectúa en los separadores de alta presión, de los cuales los gases e hidrocarburos no condensados se envían a la torre lavadora con solución acuosa de DEA.

El gas rico en hidrógeno se recircula hacia la carga líquida por medio de un compresor y el excedente se envía como hidrógeno de baja pureza a la unidad PSA.

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

- Diesel producto.
- Gas residual.

El diesel es el producto final de esta unidad.

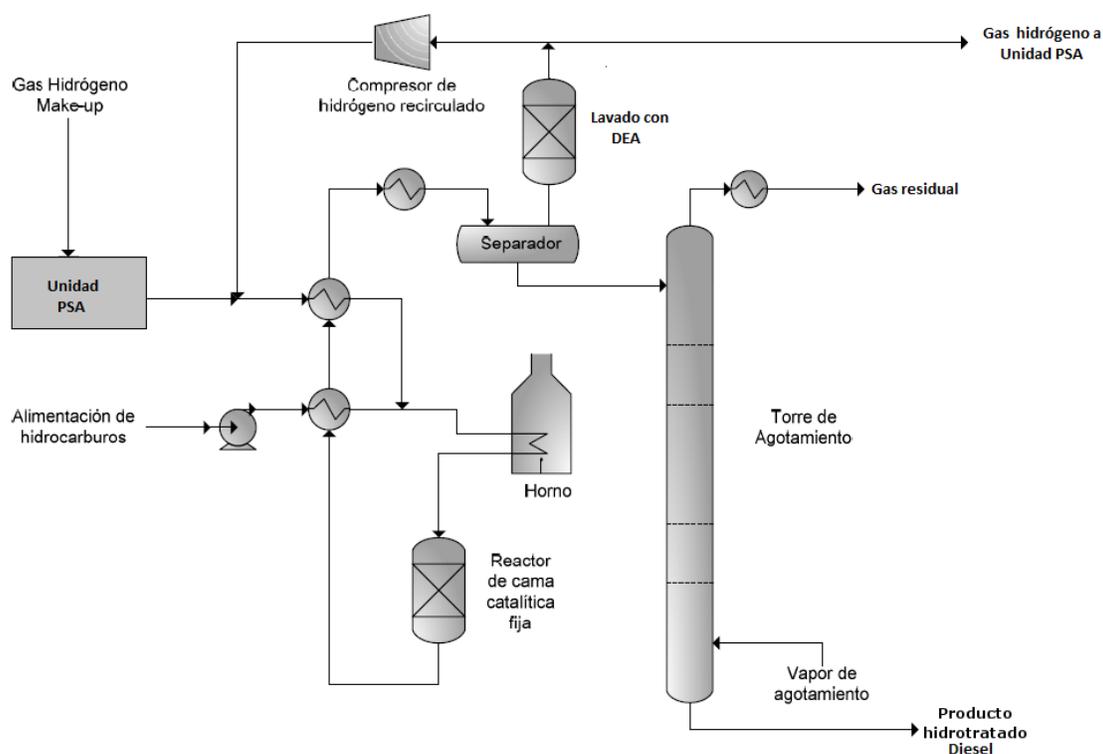


Figura 5. Esquema de procesos de Unidad Hidrodesulfuradora de Diesel.

Isomerizadora de pentanos y hexanos

La unidad isomerizadora de pentanos y hexanos, utiliza el proceso "Penex^{MR}", 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 presión y temperatura que favorecen isomerización y reducen el craqueo catalítico con hidrógeno.

Idealmente, la isomerización catalítica convierte las parafinas en compuestos de estructura ramificada que poseen un alto número de octano, tal es el caso de la conversión de C₅ a isopentano y de C₆ a 2,3-dimetil-buntano. 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. Cuando se trabaja la unidad a sus condiciones de operación típicas, la conversión de producto en el efluente del reactor, será aproximadamente de 3 a 1 y de 9 a 1, para pentano y hexano, respectivamente.

Durante el proceso de isomerización se obtienen gas y producto isomerizado, los cuales se recuperan como productos, desarrollándose dicho proceso en las siguientes secciones de procesamiento:

- Acondicionamiento de la carga.
- Reacción.
- Estabilización y lavado cáustico.

Sección de acondicionamiento de la carga

Los pentanos y hexanos libres de azufre procedentes de las unidades hidrodesulfuradoras de naftas se reciben en el primer tanque de balance de carga, y mediante bombeo, se envían a control de nivel del segundo tanque de balance de carga, posteriormente a precalentarse en dos intercambiadores de calor que manejan diferentes corrientes como medio de calentamiento.

A continuación la corriente de pentanos y hexanos se alimenta a la guarda de azufre cuyo objetivo es proteger al catalizador del azufre que pueda contener la carga, reduciendo su contenido hasta un contenido máximo de 0.1 ppm. La guarda de azufre tiene un lecho de adsorbente, el cual es un extruido que contiene níquel llevándose acabo una adsorción química del azufre.

La corriente procedente de la guarda de azufre se enfría para ser enviada a los secadores de carga líquida, cuyo objetivo es asegurar que la corriente de pentanos y hexanos se encuentre libre de humedad antes de alimentarse a la sección de reacción.

Por otro lado, se recibe también en la unidad una corriente de hidrógeno de reposición. El gas hidrógeno es enviado a los secadores de hidrógeno de reposición cuyo objetivo es asegurar que la corriente de hidrógeno de reposición se encuentre libre de humedad antes de alimentarse a la sección de reacción.

Sección de reacción

La corriente de pentanos y hexanos que se alimenta a esta sección con flujo controlado, se mezcla con el hidrógeno de reposición para precalentarse. La mezcla de hidrógeno de reposición y

pentanos/hexanos se precalienta nuevamente, al efluente de esta mezcla se le dosifica una pequeña cantidad de promotor del catalizador, antes de pasar al calentador de carga en donde eleva su temperatura, para alimentarlo al primer reactor de isomerización.

El proceso "Penex^{MR}" cuenta con dos reactores de isomerización en serie con el catalizador distribuido entre los dos, con válvulas y tuberías que permiten que cualquiera de ellos se pueda operar como primer reactor o como segundo reactor. En cada reactor se tienen instalados sensores de temperatura dentro del lecho de catalizador para monitorear su actividad.

La corriente efluente del primer reactor se hacen pasar por un intercambiador en donde se remueve parcialmente el calor de las reacciones de isomerización y ser alimentadas al segundo reactor para completar el proceso de isomerización.

La corriente de salida del segundo reactor se hace pasar por un intercambiador para ser enfriado y posteriormente ser enviado, a presión controlada, hacia la torre estabilizadora.

Sección de estabilización y lavado cáustico

El objetivo de la torre estabilizadora es la separación de hidrógeno que no reaccionó, HCl y gases de craqueo del producto isomerizado.

La corriente del domo de la torre 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 en donde todo el líquido recibido se envía a reflujo mediante bombeo, enviándose a control de nivel de este acumulador hacia el plato número uno de la torre estabilizadora. Para mantener controlada la presión de la torre

estabilizadora, se efectúa un envío continuo de gas hacia la torre lavadora cáustica de gas.

Del producto del fondo de la torre estabilizadora, una parte se alimenta al rehervidor de la torre que utiliza vapor de media presión como medio de calentamiento, para retornar al fondo de la torre y la otra parte se envía hacia almacenamiento de producto isomerizado.

Una parte del producto isomerizado que se envía hacia almacenamiento, se utiliza para efectuar la regeneración de los secadores tanto de carga líquida como de hidrógeno de reposición.

Los gases que provienen del acumulador de reflujo de la torre estabilizadora se alimentan a la torre lavadora cáustica de gas cuyo objetivo es remover el HCl contenido en el gas, mediante el lavado de éste a contra corriente con una solución de NaOH al 10% peso. Los gases libres de HCl que salen por el domo de la torre son enviados al sistema de gas combustible de la refinería.

Los gases lavados se analizan para determinar los moles de hidrógeno que salen del sistema para ajustar en forma manual la relación hidrógeno/hidrocarburo en la sección de reacción.

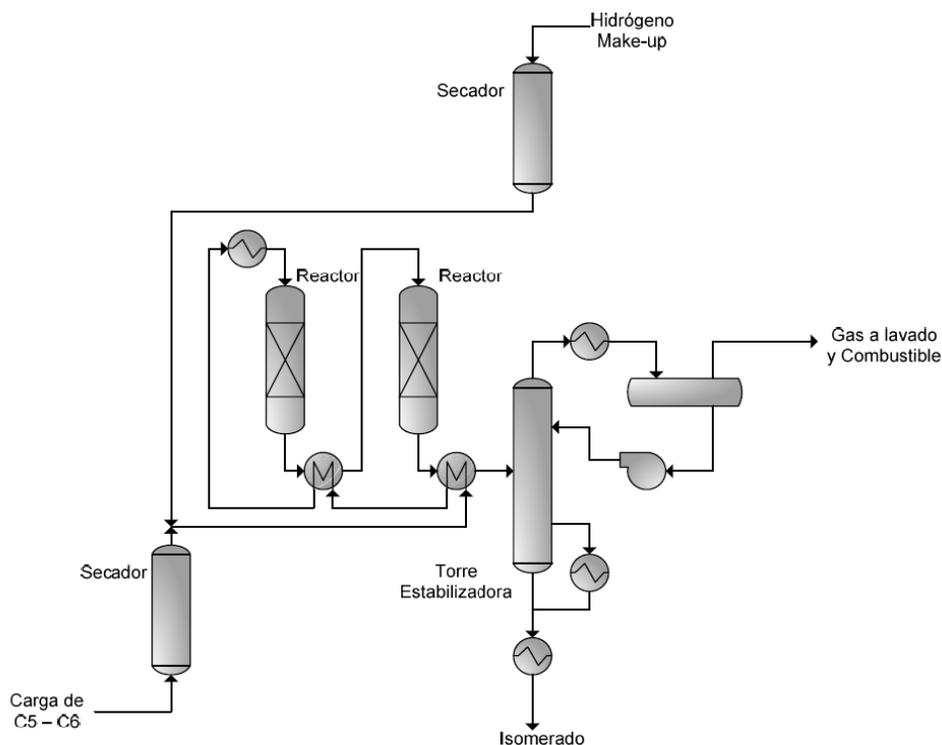


Figura 6. Esquema de procesos de Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.

Unidad recuperadora de azufre

La unidad de recuperación de azufre está diseñada de acuerdo con los principios de la reacción "Claus" clásica. Cerca de un tercio de sulfuro de hidrógeno (H_2S) en la alimentación se oxida para formar dióxido de azufre y agua. El dióxido de azufre reacciona entonces con el sulfuro de hidrógeno restante para formar azufre elemental y vapor de agua. El amoníaco presente en la corriente de alimentación se oxida a nitrógeno y agua. Además de las reacciones observadas anteriormente, una pequeña parte de sulfuro de hidrógeno de la alimentación se disocia en hidrógeno libre y azufre elemental. Los hidrocarburos en la alimentación de gas ácido se oxidan en el reactor térmico, en monóxido de carbono y agua. El vapor de agua y el dióxido de carbono en la alimentación son inertes en el reactor térmico.

Aproximadamente el 70 % de la conversión de azufre ocurre de manera no catalítica en el reactor térmico. Este azufre se condensa y se drena de la corriente de gas de proceso antes de pasar por el primer convertidor catalítico. Se presentan tres etapas sucesivas de reacción catalítica, seguida cada una de la condensación y remoción de azufre líquido, para la conversión posterior del sulfuro de hidrógeno y del dióxido de azufre restantes a azufre elemental.

La presencia de amoníaco en la corriente de alimentación de gas ácido, requiere que el reactor térmico tenga cámaras de combustión por etapas. La química de recuperación de azufre de Claus limita la cantidad de oxígeno que se alimenta al reactor térmico con la cantidad requerida para quemar aproximadamente un tercio del sulfuro de hidrógeno en la producción de dióxido de azufre y agua, convirtiendo todos los hidrocarburos y amoníaco presentes en la alimentación, a monóxido de carbono, nitrógeno y agua. La mezcla en la combustión final tiene deficiencia de oxígeno, resultando una atmósfera "reductora", en la cual se dificulta la eliminación del amoníaco.

El amoníaco no oxidado que sale del reactor térmico ocasiona problemas severos flujo abajo. Cuando el gas se enfría en el condensador de azufre, el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno reaccionan formando polisulfuros de amoníaco y sulfatos que se precipitan como sólidos en los tubos del condensador, en las corrientes de salida y en las corrientes de proceso. Estos sólidos tienden a tapar los tubos y líneas, y finalmente forzarán al paro de la unidad.

Las cámaras de combustión por etapas proporcionan los medios para eliminar amoníaco.

Cámara frontal en modo de oxidación

Con este método, el gas ácido se quema con el aire de combustión en la primera cámara del reactor térmico. La zona de combustión es rica en oxígeno y el amoníaco se oxida eficientemente para liberar nitrógeno y agua. El sulfuro de hidrógeno presente en la primera cámara, se oxida totalmente y se convierte en dióxido de azufre y agua.

El balance de la corriente de alimentación de gas ácido de amina pasa a la segunda cámara del reactor térmico. La combustión del sulfuro de hidrógeno y los hidrocarburos continúa hasta que se consume el resto de oxígeno presente en la mezcla de combustión. El producto de la combustión final que sale de la segunda cámara se compone de monóxido de carbono, agua, nitrógeno y sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre en la proporción de dos a uno, por volumen. Todo el amoníaco se ha consumido.

Cámara frontal en modo reducción

La primera cámara del reactor térmico también podría operarse en el modo de reducción habiendo amoníaco presente. En este modo, la eliminación del amoníaco se obtiene por descomposición, así como por oxidación. Una ventaja de este modo de operación es que la formación de SO_3 es muy baja. El SO_3 contribuye a la formación de sales de amoníaco y a la corrosión.

Para operar en el modo de reducción, suficiente gas ácido es empleado para consumir todo el oxígeno en la primera cámara. La cantidad de gas ácido debe ajustarse para que la temperatura de combustión en la primera cámara sea superior a $1,370^\circ \text{C}$. La temperatura elevada debe mantenerse para que pueda descomponerse el amoníaco. Si la

temperatura baja, el amoníaco probablemente pasará a través del reactor térmico y llegará al equipo localizado corriente abajo.

Los hidrocarburos ligeros en la alimentación de gas ácido de amina se oxidan a monóxido de carbono y agua. Los hidrocarburos más pesados que el propano podrían oxidarse sólo parcialmente dando por resultado la formación de carbono, produciendo azufre fuera de especificación por color. La oxidación parcial de los hidrocarburos más pesados da por resultado la formación de hollín y materiales bituminosos que pueden desactivar y obstruir el catalizador.

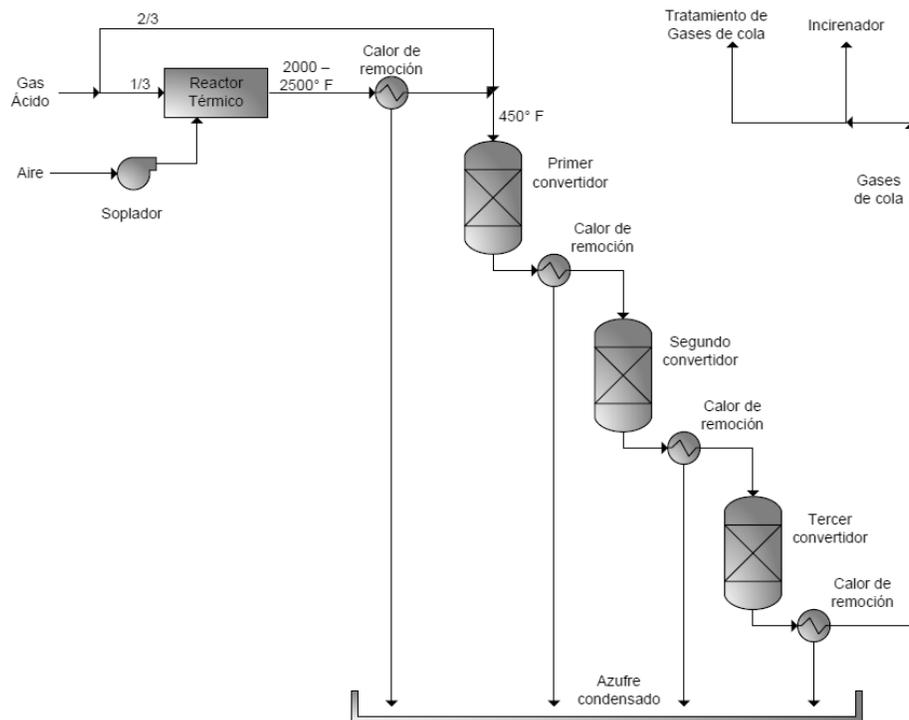


Figura 7. Esquema de procesos de Unidad Recuperadora de Azufre.

Integración del Sector y el Sistema de Desfogue

Para realizar una clasificación de información de las emisiones enviadas a desfogue, es necesario conocer la integración general de las plantas y su sistema de desfogue actual.

La capacidad en cuanto a materia prima y producto de las plantas de proceso que integran el presente estudio es:

TABLA 1			
INSTALACIÓN	MATERIA PRIMA	PRODUCTO	CAPACIDAD DE DISEÑO
Unidad Hidrodesulfuradora de destilados Intermedios IV.	Carga de Destilados Intermedios.		25,000 BPD
	Hidrógeno de Reformadora de Naftas.		283.16 Mm ³ /d
		Gas amargo a planta Tratadora.	150 Mm ³ /d
		Gas amargo a desfogue.	1.7 Mm ³ /d
		Diesel Nacional.	24,151 BPD
		Gasolina Naftas.	300 BPD
Unidad Hidrodesulfuradora de destilados Intermedios III.	Carga de Destilados Intermedios.		25,000 BPD
	Hidrógeno de la Planta Reformadora de Naftas.		138.66 Mm ³ /d
		Gas amargo a planta Tratadora.	50 Mm ³ /d
		Turbosina.	24,509 BPD
		Gas amargo a desfogue.	6.51 Mm ³ /d
		Gasolina a planta Hidrodesulfuradora de Naftas.	200 BPD

SECTOR DE HIDROTRATAMIENTO

TABLA 1			
INSTALACIÓN	MATERIA PRIMA	PRODUCTO	CAPACIDAD DE DISEÑO
Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.	Nafta de la planta Atmosférica.		36,000 BPD
	Gasolina de Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III y IV.		500 BPD
	Hidrógeno de Unidad Reformadora de Naftas.		100 Mm ³ /d
		Licuables a Unidad Tratadora.	25.94 BPD
		Nafta a planta Reformadora de Naftas.	3,000 BPD
		Gasolina a Unidad Isómerizadora.	13,300 BPD
		Gas amargo a Unidad Tratadora.	55 Mm ³ /d
Unidad Reformadora de Naftas.	Nafta Hidrodesulfurada de planta Hidrodesulfuradora de Naftas.		30,000 BPD
		Gas a sistema de combustible.	307.6 Mm ³ /d
		Nafta Reformada a L.B.	25,109 BPD
		Licuables a tratamiento cáustico.	1,510 BPD
		Hidrógeno.	656 Mm ³ /d

SECTOR DE HIDROTRATAMIENTO

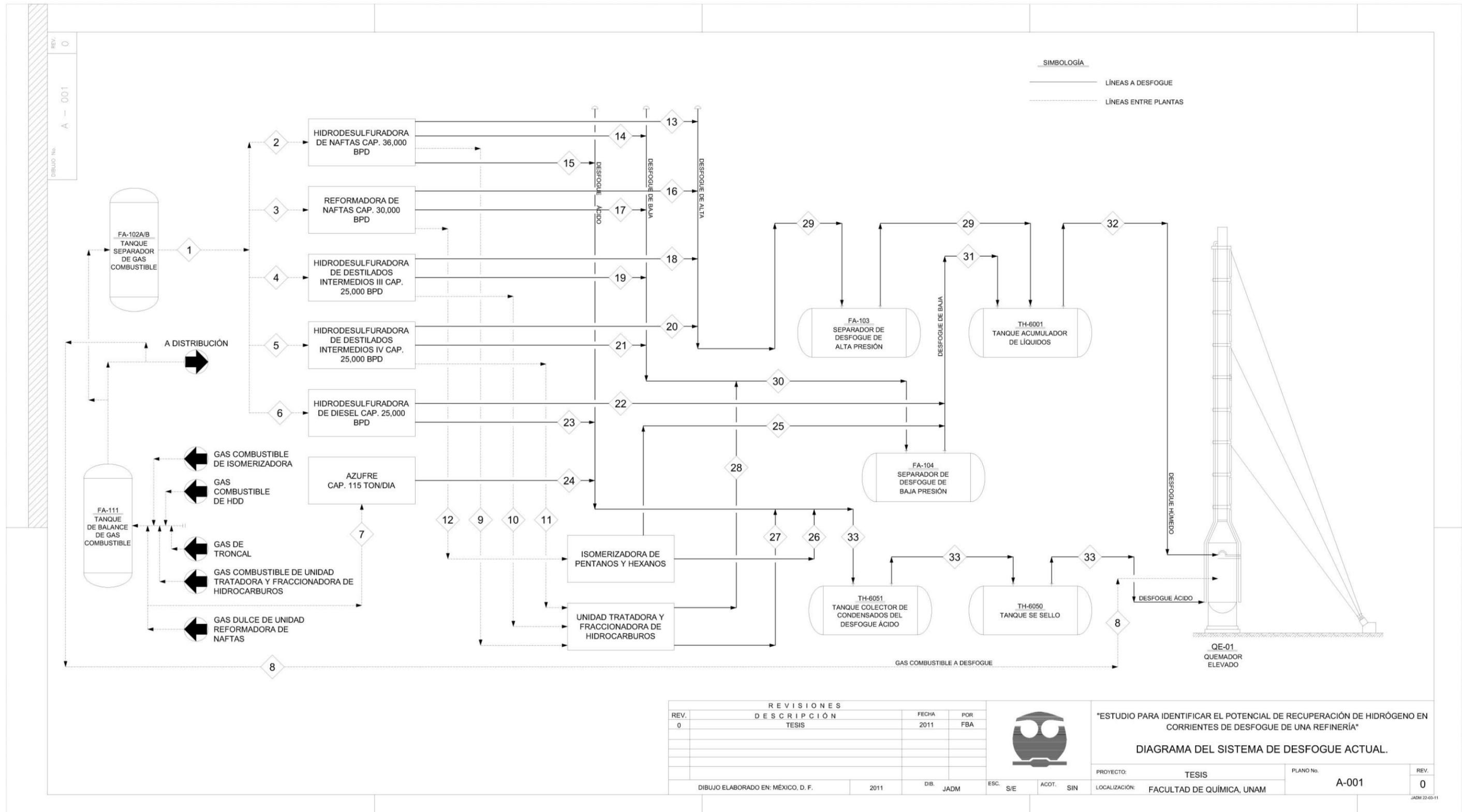
TABLA 1			
INSTALACIÓN	MATERIA PRIMA	PRODUCTO	CAPACIDAD DE DISEÑO
Unidad Tratadora y Fraccionadora (Sección de tratamiento con DEA).	Gas amargo de Planta Hidrodesulfuradora de Naftas.		55 Mm ³ /d
	Gas amargo de la planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III Y IV.		200 Mm ³ /d
	Líquidos de planta Hidrodesulfuradora de Naftas.		25.94 BPD
		Gas Dulce a L.B.	176.41 Mm ³ /d
		Hidrocarburos a Sección de Tratamiento cáustico.	25.81 BPD
		Gas ácido a planta de azufre.	90.61 Mm ³ /d
Planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.	C ₅ /C ₆ de Hidrodesulfuradora de Naftas.		13,300 BPD
		Isómero a L.B.	13,000 BPD
		Gas combustible.	35 Mm ³ /d

SECTOR DE HIDROTRATAMIENTO

TABLA 1			
INSTALACIÓN	MATERIA PRIMA	PRODUCTO	CAPACIDAD DE DISEÑO
Planta Hidrodesulfuradora de Diesel (HDD).	H ₂ de Unidad de Reformación Catalítica (CRU).		1.118 Mm ³ /d
	Gasóleo cíclico ligero de Planta de Destilación Catalítica (FCCU).		5,000 BPD
	Diesel de Planta de Destilación Atmosférica (CDU1/CDU2).		20,000 BPD
	Agua de lavado.		0.3 Mm ³ /d
	Agua amarga de Unidad recuperadora de azufre.		0.065 Mm ³ /d
		H ₂ a Unidad Tratadora de gas de cola (TGTU).	0.00014Mm ³ /d
		Gas de cola a cabezal de gas combustible.	0.320 Mm ³ /d
		Diesel a L.B.	16, 000 BPD
		Agua Agotada a L.B.	0.0007 Mm ³ /d
		Gas dulce a sistema de gas combustible.	0.012 Mm ³ /d

Tabla 1. Materia prima, producto y capacidad de las plantas que integran el sector de Hidrotratamiento.

La integración de las plantas y su sistema de desfogue se muestra en el Plano No. A-001 "Diagrama del sistema de desfogue actual".



Las corrientes que se presentan en el Plano No. A-001 "Diagrama del sistema de desfogue actual", son las siguientes:

Corrientes de carga a proceso:

- Corriente 1: Cabezal de gas combustible.
- Corriente 2: Carga de gas combustible a Hidrodesulfuradora de Naftas.
- Corriente 3: Carga de gas combustible a Reformadora de Naftas.
- Corriente 4: Carga de gas combustible a Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.
- Corriente 5: Carga de gas combustible a Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.
- Corriente 6: Carga de gas combustible a Hidrodesulfuradora de Diesel.
- Corriente 7: Carga de gas combustible a Recuperadora de Azufre.
- Corriente 8: Gas combustible a sistema de desfogue.
- Corriente 9: Carga de gas amargo a Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, proveniente de unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.
- Corriente 10: Carga de gas amargo a Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, proveniente de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.
- Corriente 11: Carga de gas amargo a Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, proveniente Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.

- Corriente 12: Carga de Hidrógeno a Isomerizadora de Pentanos y Hexanos, proveniente de Unidad Reformadora de Naftas.

Corrientes de desfogue:

- Corriente 13: Desfogue de alta de Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas, se considera que el equipo que desfoga es el tanque acumulador de reflujo de la torre desbutanizadora.
- Corriente 14: Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas, este desfogue está conformado principalmente por dos equipos: el tanque acumulador de carga del lado de reacción y el tanque acumulador de reflujo de torre desisohexanizadora.
- Corriente 15: Desfogue ácido de Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas, se considera que el equipo que desfoga es el tanque de aguas amargas.
- Corriente 16: Desfogue de alta de Unidad Reformadora de Naftas, se considera que el equipo que desfoga es la torre estabilizadora.
- Corriente 17: Desfogue de baja de Unidad Reformadora de Naftas, se considera que el equipo que desfoga es el tanque separador de Hidrógeno de recirculación.
- Corriente 18: Desfogue de alta de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III, se considera que el equipo que desfoga es el tanque separador de alta presión, la composición a emplear para esta corriente es la del compresor al estar ligada al tanque.
- Corriente 19: Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III, se considera que el equipo que desfoga es el tanque acumulador de carga.

- Corriente 20: Desfogue de alta de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV, se considera que el equipo que desfoga es el tanque separador de alta presión, la composición a emplear para esta corriente es la del compresor al estar ligada al tanque.
- Corriente 21: Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV, se considera que el equipo que desfoga es el tanque acumulador de carga.
- Corriente 22: Desfogue de alta de HDD, se considera que el equipo que desfoga es el tanque de reflujo.
- Corriente 23: Desfogue ácido de HDD, se considera que el equipo que desfoga es el tanque de reflujo de regenerador de amina.
- Corriente 24: Desfogue ácido de Azufre, se considera que el equipo que desfoga es el tanque separador de gas ácido.
- Corriente 25: Desfogue de baja de Isomerizadora de Pentanos y Hexanos, se considera que el equipo que desfoga es la Torre lavadora cáustica de gas.
- Corriente 26: Desfogue de alta de Isomerizadora de Pentanos y Hexanos, se considera que el equipo que desfoga es la Torre estabilizadora.
- Corriente 27: Desfogue ácido de Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, se considera que el equipo que desfoga es el Tanque Acumulador de Reflujo, la composición a emplear para esta corriente es la del Reactivador de DEA.
- Corriente 28: Desfogue de baja de Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, se considera que el equipo que

desfoga es el tanque separador de hidrocarburos, la composición a emplear para esta corriente es la del Absorbedor de gas ácido al estar ligada al tanque.

- Corriente 29: Esta corriente, es el balance de componentes y flujo entre las corrientes 13, 16, 18 y 20.
- Corriente 30: Esta corriente, es el balance de componentes y flujo entre las corrientes 14, 17, 19, 21 y 28.
- Corriente 31: Esta corriente, es el balance de componentes y flujo entre las corrientes 22, 25 y 30.
- Corriente 32: Esta corriente, es el balance de componentes y flujo entre las corrientes 29 y 31.
- Corriente 33: Esta corriente, es el balance de componentes y flujo entre las corrientes 15, 23, 24, 26 y 27.

En el presente trabajo se examinarán únicamente las corrientes que tienen emisión al sistema de desfogue, no obstante se presentan las corrientes que alimentan los diversos procesos del sector estudiado, debido a que al estar relacionadas con cada operación de proceso, es posible tener un mejor entendimiento de los gases que se envían al sistema de desfogue y así descartar emisiones que contienen gran cantidad de sustancias que no se encuentran dentro de los objetivos del presente trabajo.

CAPITULO II

DESARROLLO DEL ESTUDIO

Para realizar la identificación del potencial de recuperación de gas enviado al sistema de desfogue con contenido de hidrógeno en su composición, se requiere:

Determinar que plantas se incluirán en el análisis de emisiones a desfogue.

Efectuar un balance de materia previo de las corrientes con emisión al sistema de desfogue.

Identificar las principales corrientes con emisión al sistema de desfogue.

Realizar un análisis de la composición de las corrientes enviadas al sistema de desfogue.

Con ello se pretende identificar la cantidad y calidad de gas con contenido de hidrógeno presente en cada corriente de gas enviado al sistema de desfogue y seleccionar las corrientes idóneas para la propuesta de recuperación de gas con contenido de hidrógeno.

Selección de las Plantas Incluidas en el Estudio

Tomando en cuenta la información de las unidades de proceso antes mencionadas, se preseleccionan los módulos que pueden incluir gas con contenido de hidrógeno a recuperar en el sistema de desfogue.

De las unidades de proceso que se encuentran en el sector de hidrotratamiento, se seleccionan las unidades que emiten gas con contenido de hidrógeno al sistema de desfogue; para ello iniciamos descartando las unidades que no producen o emplean hidrógeno en su operación, una de estas unidades es la unidad recuperadora de azufre, esta unidad de proceso es descartada ya que se maneja gran cantidad de sulfuros y ello implica que no se tenga una corriente apropiada para la recuperación de gas. El azufre o H_2S que se emite de esta unidad al sistema de desfogue, contamina las corrientes y no es factible recuperarlas debido a que dañan los equipos.

Con esto tenemos que las plantas consideradas en la recuperación de gas con contenido de hidrógeno en el sistema de desfogue del sector de hidrotratamiento en el caso de estudio son:

- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.
- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.
- Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.
- Unidad Reformadora de Naftas.
- Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.
- Hidrodesulfuradora de Diesel (HDD).
- Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.

Balance de Materia Previo en las Corrientes de Desfogue

Para estimar las cargas de las corrientes de desfogue se emplearon los datos de flujo encontrados en los registradores o bien los reportados en los diagramas de flujo de proceso, diagramas de tubería e instrumentación, balances de gas combustible entre otros.

A continuación se indica la tabla de flujos promedio determinado en las corrientes de desfogue:

TABLA 2		
CORRIENTE	FLUJO (Mm ³ /día)	FUENTE
1	454.59	Balance gas combustible.
2	61.63	Balance gas combustible
3	151.77	Balance gas combustible.
4	45.76	Balance gas combustible
5	49.29	Balance gas combustible.
6	32.13	Balance gas combustible.
7	12.08	Balance gas combustible.
8	101.93	Balance gas combustible.
9	28.98	Reporte de la Refinería.
10	0.27	Reporte de la Refinería.
11	0.25	Reporte de la Refinería.
12	307.6/127	DFP, Unidad reformadora de naftas.
13	2.36	Registrador de flujo.

TABLA 2		
CORRIENTE	FLUJO (Mm ³ /día)	FUENTE
14	7.59/3.07	Controlador indicador de presión.
15	Sin dato.	
16	85.41	DTI, Sección de estabilización
17	70.62	Registrador de flujo.
18	64.79	Registrador de flujo.
19	3.15	Controlador indicador de presión.
20	5.39	Registrador de flujo.
21	6.50	Controlador indicador de presión.
22	197.14	Indicador de flujo.
23	10.51	Indicador de flujo.
24	17.15	Reporte de la Refinería.
25	5.34	DTI, Sección tanque de balance.
26	3.00	DTI, Liquid feed drier section.
27	0.43	Reporte de la Refinería.
28	85.41	DFP, Sección tratamiento con DEA.

Tabla 2. Flujos volumétricos de las corrientes para el balance previo de gas.

Principales Corrientes con Emisión al Sistema de Desfogue

De acuerdo con el diagrama A-001, las corrientes provenientes de plantas o unidades de proceso que envían fluidos al sistema de desfogue son:

Corriente 13: Desfogue de alta de Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.

Corriente 14: Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.

Corriente 15: Desfogue ácido de Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.

Corriente 16: Desfogue de alta de Unidad Reformadora de Naftas.

Corriente 17: Desfogue de baja de Unidad Reformadora de Naftas.

Corriente 18: Desfogue de alta de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.

Corriente 19: Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.

Corriente 20: Desfogue de alta de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.

Corriente 21: Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.

Corriente 22: Desfogue de alta de HDD.

Corriente 23: Desfogue ácido de HDD.

Corriente 24: Desfogue ácido de Azufre.

Corriente 25: Desfogue de baja de Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.

Corriente 26: Desfogue de alta de Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.

Corriente 27: Desfogue ácido de Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

Corriente 28: Desfogue de baja de Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

Al analizar las fuentes de información encontramos que la corriente 13 se encuentra normalmente sin flujo; la corriente 15 es proveniente de un tanque de aguas amargas y se encuentra normalmente sin flujo, las corrientes 23, 24, y 27 son corrientes de desfogue ácido y ello impide su recuperación; la corriente 26, que actualmente se encuentra conectada al cabezal de desfogue ácido, debería ser conectada a un cabezal de desfogue de alta presión por las características de la corriente; la corriente 17 se alimenta de un tanque que actualmente se encuentra fuera de operación, sin embargo se toma en cuenta en caso de ser rehabilitado.

Los cabezales o recolectores de las corrientes de desfogue son:

Desfogue de alta, corriente 29, integrada por las corrientes 13, 16, 18 y 20.

Desfogue de baja, corriente 30, alimentada por las corrientes 14, 17, 19, 21 y 28.

Desfogue de baja, corriente 31, esta corriente es el balance de las corrientes 22, 25 y 30.

Desfogue húmedo, corriente 32, compuesta por los cabezales de alta y baja presión, corrientes 29 y 31.

Desfogue ácido, corriente 33, colector de las corrientes 15, 23, 24, 26 y 27.

Las corrientes que se analizarán en el presente trabajo incluye únicamente corrientes que provienen de válvulas frecuentemente abiertas, es decir no se incluyen aquellas que cuentan con un sistema de control automatizado que solo abren en condiciones de alto riesgo, esto tomando en cuenta que el diseño de un sistema de recuperación de gases se basa en las emisiones de gas que provienen de las válvulas de control durante la operación normal de las plantas, así como de las corrientes con emisión frecuente.

Al tener la premisa de recuperación de gases con contenido de hidrógeno, se descartan en primera instancia las corrientes que emiten gas con contenido de azufre debido a que la presencia de azufre limita el uso de las corrientes.

De estas corrientes se analizará la carga promedio, estadística o de referencia obtenida de los diversos medios antes mencionados, a partir de estas corrientes se obtiene una referencia previa de clasificación de corrientes con contenido de hidrógeno.

Las corrientes se identifican de acuerdo con el diagrama A-001 siendo el diagrama con el que se trabaja en un inicio, en este capítulo no se toma aun en cuenta si las corrientes que se presentan se encuentran normalmente en funcionamiento, ni se menciona el porcentaje de apertura frecuente, solo se cuenta con datos generales.

Identificación de Corrientes con Contenido de Hidrógeno

Conforme a los datos recolectados de las fuentes disponibles, se han identificado las corrientes que en su composición cuentan con hidrógeno, estas corrientes se describen enseguida.

Corriente 1 a 8. Carga de gas combustible a Plantas de proceso, corriente de seguridad y alimentación al sistema de desfogue.

El gas de carga a las diferentes plantas del sector se obtiene a través de la mezcla de corrientes provenientes del Gas Natural de Troncal, Hidrógeno de Reformación, gas combustible de Isomerizadora de pentanos y hexanos, gas combustible de HDD, gas combustible de Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, así como gas dulce de Unidad Reformadora de Naftas; todas estas corrientes se mezclan en diferentes puntos antes de llegar al tanque separador de gas combustible, siendo este último el punto de referencia para la distribución.

La composición de estas corrientes es tomada a partir del tanque separador de combustible:

TABLA 3			
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	29.71	29.93
C ₁	Metano	38.95	39.25
C ₂	Etano	16.23	16.35
C ₃	Propano	7.66	7.72
iC ₄	Isobutano	2.63	2.65
nC ₄	N-Butano	3.14	3.17
iC ₅	Isopentano	0.49	0.50

TABLA 3		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
nC ₅ N-Pentano	0.27	0.27
H ₂ S Ácido Sulfhídrico	0.16	0.16
Total	99.24	100

Tabla 3. Composición de las corrientes 1 a 8 obtenida de los balances de Gas Combustible elaborados por la UIPGN.

Corriente 9. Carga de gas amargo a Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

Esta corriente proviene de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas, su composición se considera a partir de los datos reportados en DFP:

TABLA 4		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂ Hidrógeno	46.84	46.69
C ₁ Metano	15.84	15.79
C ₂ Etano	13.32	13.27
C ₃ Propano	8.67	8.64
nC ₄ N-Butano	5.52	5.51
iC ₅ Isopentano	2.87	2.86
nC ₅ N-Pentano	2.94	2.93
nC ₆ Hexanos + P Pesados	1.53	1.53
H ₂ S Ácido Sulfhídrico	2.79	2.78
Total	100.32	100

Tabla 4. Composición de la corriente 9 obtenida del DFP, Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.

Corriente 10. Carga de gas amargo a Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

Esta corriente proviene de la Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III, su composición se considera a partir de los datos reportados en DFP:

TABLA 5		
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	35.10
C ₁	Metano	14.53
C ₂	Etano	12.25
C ₃	Propano	7.36
iC ₄	Isobutano	3.60
nC ₄	N-Butano	1.98
nC ₅ + P	N-Pentanos + Pesados	1.17
H ₂ S	Ácido Sulfhídrico	24.01
Total		100

Tabla 5. Composición de la corriente 10 obtenida del DFP, Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III. Operación con gasóleo de vacío.

Corriente 11. Carga de gas amargo a Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

Esta corriente proviene de la Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV, su composición se considera a partir de los datos reportados en DFP:

TABLA 6		
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	33.00
C ₁	Metano	14.92
C ₂	Etano	11.28
C ₃	Propano	6.96
iC ₄	Isobutano	1.42
nC ₄	N-Butano	1.61
iC ₅	Isopentano	1.93
nC ₅ + P	N-Pentanos + Pesados	2.07
H ₂ S	Ácido Sulfhídrico	26.82
Total		100.01

Tabla 6. Composición de la corriente 11 obtenida del DFP, Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.

Corriente 12. Carga de Hidrógeno a Isomerizadora de pentanos y hexanos.

Esta corriente proviene de la Unidad Reformadora de Naftas, la composición considerada es la composición del secador de Hidrógeno, debido a que en este equipo se recibe la carga.

TABLA 7			
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	80.40	80.26
C ₁	Metano	4.82	4.81
C ₂	Etano	6.79	6.78
C ₃	Propano	4.99	4.99
iC ₄	Isobutano	1.40	1.40

TABLA 7		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
nC ₄ N-Butano	1.14	1.13
iC ₅ Isopentano	0.43	0.43
nC ₅ N-Pentano	0.20	0.20
Total	100.17	100

Tabla 7. Composición de la corriente 12 obtenida de los reportes mensuales de composición del sistema informático de resultados del laboratorio de la Refinería.

Corriente 14. Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradoras de Naftas.

En este desfogue existen dos equipos principales, el tanque acumulador de carga por el lado de reacción de la planta y el tanque acumulador de reflujo de torre desisohexanizadora por el lado de estabilización de la planta, el que emite gas con contenido de hidrógeno al sistema de desfogue es el tanque acumulador de carga, la composición se muestra a en la Tabla 8.

TABLA 8		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	
H ₂ Hidrógeno	29.93	
C ₁ Metano	39.25	
C ₂ Etano	16.35	
C ₃ Propano	7.72	
iC ₄ Isobutano	2.65	
nC ₄ N-Butano	3.17	
iC ₅ Isopentano	0.50	
nC ₅ N-Pentano	0.27	

TABLA 8		
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)
H ₂ S	Ácido Sulphídrico	0.16
Total		100

Tabla 8. Composición de la corriente 14 obtenida de los reportes mensuales de composición del sistema informático de resultados del laboratorio de la Refinería.

Corriente 16. Desfogue de alta de Unidad Reformadora de Naftas.

Esta corriente proviene del tanque acumulador de reflujo de la torre estabilizadora, su composición se considera a partir de los datos reportados en el sistema informático de resultados del laboratorio de la refinería:

TABLA 9			
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	17.13	17.14
C ₁	Metano	5.37	5.37
C ₂	Etano	24.46	24.47
C ₃	Propano	35.97	35.98
iC ₄	Isobutano	8.38	8.38
nC ₄	N-Butano	7.47	7.48
iC ₅	Isopentano	0.82	0.82
nC ₅	N-Pentano	0.35	0.35
Total		99.95	99.99

Tabla 9. Composición de la corriente 16 obtenida de los reportes mensuales de composición del sistema informático de resultados del laboratorio de la Refinería.

Corriente 17. Desfogue de baja de Unidad Reformadora de Naftas.

Esta corriente proviene del tanque separador de Hidrógeno de recirculación su composición se considera a partir de los datos reportados en DFP.

TABLA 10		
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	82.85
C ₁	Metano	4.42
C ₂	Etano	4.46
C ₃	Propano	4.83
iC ₄	Isobutano	0.88
nC ₄	N-Butano	1.13
iC ₅	Isopentano	1.44
Total		100.01

Tabla 10. Composición de la corriente 17 obtenida del DFP, Unidad reformadora de Naftas.

Corriente 18. Desfogue de alta de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.

Corriente proveniente del tanque separador de alta presión, la composición a emplear para esta corriente es la del compresor que alimenta a dicho tanque:

TABLA 11			
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	83.21	83.19
C ₁	Metano	9.20	9.20
C ₂	Etano	3.77	3.77
C ₃	Propano	1.42	1.42
iC ₄	Isobutano	0.73	0.73
nC ₄	N-Butano	0.45	0.45
iC ₅	Isopentano	0.15	0.15
nC ₅	N-Pentano	0.10	0.10
H ₂ S	Ácido Sulfhídrico	0.99	0.99
Total		100.02	100

Tabla 11. Composición de la corriente 18 obtenido de los reportes mensuales de composición del sistema informático de resultados del laboratorio de la Refinería.

Corriente 19. Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.

Corriente que proviene del tanque acumulador de carga, su composición se considera a partir de los datos reportados en el sistema informático de resultados del laboratorio de la refinería:

TABLA 12			
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	29.71	29.93
C ₁	Metano	38.95	39.25
C ₂	Etano	16.23	16.35

TABLA 12		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
C ₃ Propano	7.66	7.72
iC ₄ Isobutano	2.63	2.65
nC ₄ N-Butano	3.14	3.17
iC ₅ Isopentano	0.49	0.50
nC ₅ N-Pentano	0.27	0.27
H ₂ S Ácido Sulfhídrico	0.16	0.16
Total	99.24	100

Tabla 12. Composición de la corriente 19 obtenida de los reportes mensuales de composición del sistema informático de resultados del laboratorio de la Refinería.

Corriente 20. Desfogue de alta Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.

Esta corriente proviene del tanque separador de alta presión, la composición a emplear para esta corriente es la del compresor que alimenta a dicho tanque ya que esta ligado a este:

TABLA 13		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂ Hidrógeno	81.18	81.24
C ₁ Metano	9.86	9.87
C ₂ Etano	4.48	4.48
C ₃ Propano	1.51	1.51
iC ₄ Isobutano	0.30	0.30
nC ₄ N-Butano	0.28	0.28

TABLA 13		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
iC ₅ Isopentano	0.07	0.07
nC ₅ N-Pentano	0.04	0.04
H ₂ S Ácido Sulphídrico	2.22	2.22
Total	99.94	100.01

Tabla 13. Composición de la corriente 20 obtenida de los reportes mensuales de composición del sistema informático de resultados del laboratorio de la Refinería.

Corriente 21. Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.

Esta corriente proviene del tanque acumulador de carga, su composición se considera a partir de los datos reportados en el sistema informático de resultados del laboratorio de la refinería:

TABLA 14		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂ Hidrógeno	29.71	29.93
C ₁ Metano	38.95	39.25
C ₂ Etano	16.23	16.35
C ₃ Propano	7.66	7.72
iC ₄ Isobutano	2.63	2.65
nC ₄ N-Butano	3.14	3.17
iC ₅ Isopentano	0.49	0.50
nC ₅ N-Pentano	0.27	0.27

TABLA 14		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂ S Ácido Sulfhídrico	0.16	0.16
Total	99.24	100

Tabla 14. Composición de la corriente 21 obtenida de los reportes mensuales de composición del sistema informático de resultados del laboratorio de la Refinería.

Corriente 22. Desfogue de alta de HDD.

La corriente proviene del tanque de alimentación a la PSA, su composición se considera a partir de los datos reportados en DFP:

TABLA 15		
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	80.50
C ₁	Metano	6.04
C ₂	Etano	5.71
C ₃	Propano	3.90
iC ₄	Isobutano	0.93
nC ₄	N-Butano	1.15
iC ₅	Isopentano	0.55
nC ₅	N-Pentano	0.34
nC ₆ +P	Hexano + Pesados	0.88
Total		100

Tabla 15. Composición de la corriente 22 obtenida del DFP, Reaction Section.

Corriente 25. Desfogue de baja de Isomerizadora.

Esta corriente proviene del Tanque acumulador de carga de la unidad, su composición se considera a partir de los datos reportados en DFP:

TABLA 16		
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	83.38
C ₁	Metano	4.45
C ₂	Etano	4.47
C ₃	Propano	4.78
iC ₄	Isobutano	0.85
nC ₄	N-Butano	1.07
iC ₅	Isopentano	1.00
Total		100

Tabla 16. Composición de la corriente 25 obtenida del DFP, Reformadora de Naftas.

Corriente 26. Desfogue de alta de Isomerizadora.

Esta corriente se origina del 2º tanque de balance de carga de la unidad isomerizadora, su composición se considera a partir de los datos reportados en DFP:

TABLA 17		
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	89.81
C ₁	Metano	3.52
C ₂	Etano	2.67
C ₃	Propano	2.46

TABLA 17		
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)
iC ₄	Isobutano	0.42
nC ₄	N-Butano	0.52
iC ₅	Isopentano	0.27
nC ₅	N-Pentano	0.18
nC ₆ + P	Hexanos + Pesados	0.15
Total		100

Tabla 17. Composición de la corriente 26 obtenida del DFP, Planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.

Corriente 28. Desfogue de baja de Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

El tanque separador de hidrocarburos es el que alimenta la línea, la composición es la del Absorbedor al estar ligado al tanque:

TABLA 18			
COMPONENTE		PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂	Hidrógeno	54.71	54.61
C ₁	Metano	12.25	12.23
C ₂	Etano	13.69	13.67
C ₃	Propano	10.16	10.14
iC ₄	Isobutano	2.98	2.98
nC ₄	N-Butano	4.61	4.60
iC ₅	Isopentano	0.83	0.83
nC ₅	N-Pentano	0.57	0.57

TABLA 18		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	PROMEDIO NORMALIZADO (%mol)
H ₂ S Ácido Sulphídrico	0.38	0.38
Total	100.18	100.01

Tabla 18. Composición de la corriente 28 obtenida de los reportes mensuales de composición del sistema informático de resultados del laboratorio de la Refinería.

Corriente 29. Desfogue de alta.

Esta corriente, es el balance de componentes entre las corrientes 13, 16, 18 y 20.

TABLA 19		
COMPONENTE	PROMEDIO (%mol)	
H ₂ Hidrógeno	46.16	
C ₁ Metano	7.11	
C ₂ Etano	15.11	
C ₃ Propano	20.44	
iC ₄ Isobutano	5.07	
nC ₄ N-Butano	4.89	
iC ₅ Isopentano	0.51	
nC ₅ N-Pentano	0.23	
H ₂ S Ácido Sulphídrico	0.48	
Total	100	

Tabla 19. Composición de la corriente 29 realizando el balance de las corrientes 13, 15, 18 y 20.

Corriente 30. Desfogue de baja.

Esta corriente, es el balance de componentes entre las corrientes 14, 17, 19, 21 y 28.

TABLA 20		PROMEDIO (%mol)
COMPONENTE		
H ₂	Hidrógeno	62.55
C ₁	Metano	11.59
C ₂	Etano	10.01
C ₃	Propano	7.61
iC ₄	Isobutano	2.06
nC ₄	N-Butano	3.06
iC ₅	Isopentano	1.28
nC ₅	N-Pentano	0.71
H ₂ S	Ácido Sulfhídrico	0.20
2,2dmC ₄	2,2-Dimetil Butano	0.01
CC ₅	Ciclopentano	0.04
2,3dmC ₄	2,3-Dimetil Butano	0.03
2mC ₅	2-Metil Pentano	0.21
3mC ₅	3-Metil Pentano	0.13
nC ₆	N-Hexano	0.38
mCC ₅	Metil- Ciclopentano	0.09
C ₆ H ₆	Benceno	0.04
CC ₆	Ciclohexano	0.02
Total		100.02

Tabla 20. Composición de la corriente 29 realizando el balance de las corrientes 14, 17, 19, 21 y 28.

Corriente 31. Desfogue de baja.

Esta corriente, es el balance de componentes entre las corrientes 30, 25 y 22.

TABLA 21		PROMEDIO
COMPONENTE		(%mol)
H ₂	Hidrógeno	72.19
C ₁	Metano	8.60
C ₂	Etano	7.69
C ₃	Propano	5.64
iC ₄	Isobutano	1.45
nC ₄	N-Butano	2.04
iC ₅	Isopentano	0.90
nC ₅	N-Pentano	0.51
H ₂ S	Ácido Sulfhídrico	0.09
CC ₅	Ciclopentano	0.02
2,3dmC ₄	2,3-Dimetil Butano	0.01
2mC ₅	2-Metil Pentano	0.10
3mC ₅	3-Metil Pentano	0.06
nC ₆	N-Hexano	0.63
mCC ₅	Metil- Ciclopentano	0.04
C ₆ H ₆	Benceno	0.02
CC ₆	Ciclohexano	0.01
Total		100

Tabla 21. Composición de la corriente 31 realizando el balance de las corrientes 30, 25 y 22.

Corriente 32. Desfogue húmedo.

Balance de componentes entre las corrientes 29 y 31.

TABLA 22		PROMEDIO
COMPONENTE		(%mol)
H ₂	Hidrógeno	64.53
C ₁	Metano	8.16
C ₂	Etano	9.87
C ₃	Propano	10.00
iC ₄	Isobutano	2.52
nC ₄	N-Butano	2.88
iC ₅	Isopentano	0.78
nC ₅	N-Pentano	0.43
H ₂ S	Ácido Sulfhídrico	0.21
CC ₅	Ciclopentano	0.01
2,3dmC ₄	2,3-Dimetil Butano	0.01
2mC ₅	2-Metil Pentano	0.07
3mC ₅	3-Metil Pentano	0.04
nC ₆	N-Hexano	0.45
mCC ₅	Metil- Ciclopentano	0.03
C ₆ H ₆	Benceno	0.01
CC ₆	Ciclohexano	0.01
Total		100.01

Tabla 22. Composición de la corriente 32 realizando el balance de las corrientes 29 y 31.

Corrientes a Desfogue Incluidas en el Estudio

No todas las corrientes tienen flujo frecuente, algunas se encuentran normalmente cerradas, para el caso de las corrientes que se muestran en el diagrama A-001 la corriente 17 se encuentra normalmente cerrada.

Las corrientes representadas como 18 y 20 físicamente se encuentran en una conexión, se toman como dos corrientes debido a que su emisión es controlada por válvulas independientes que emiten de diferentes plantas. Las corrientes 19 y 21 se representan de manera similar.

Al ser parte de este estudio la recuperación a partir de flujos a desfogue las corrientes 1, 2, 3, 4, 5, 6 y 7 quedan descartadas por ser las que alimentan a los procesos sin generar emisión a desfogue.

Las Corrientes 29, 30, 31 y 32 son el balance de componentes y flujo entre otras corrientes, lo que se puede interpretar que el contenido de hidrógeno es reducido en comparación de una corriente que alimenta, e inclusive puede adquirir impurezas de corrientes entrantes, por ello no es conveniente realizar la recuperación a partir de estas.

Las corrientes detectadas con contenido de hidrógeno son:

Corrientes con posible composición de hidrógeno del 50% mol o mayor.

Corriente 17. Desfogue de baja de Unidad Reformadora de Naftas.

Corriente 18 y 20. Desfogue de alta de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III y IV.

Corriente 22. Desfogue de alta de HDD.

Corriente 25. Desfogue de baja de Isomerizadora de pentanos y hexanos.

Corriente 26. Desfogue de alta de Isomerizadora de pentanos y hexanos.

Las corrientes 18 y 20 de las unidades hidrodesulfuradoras de destilados intermedios III y IV poseen un porcentaje de hidrógeno considerable pero no se incluyen en el estudio debido a su alto porcentaje de H_2S (1 y 2 % mol respectivamente). La corriente 28 perteneciente al desfogue de baja de la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos acarrea un 54% mol de hidrógeno y un 0.4 % mol de H_2S , por lo tanto se ha decidido no incluirla en el estudio.

Corrientes con posible composición de hidrógeno menor al 50% mol y superior al 20 mol%.

Corriente 14. Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradoras de Naftas.

Corriente 19 y 21. Desfogue de baja de Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III y IV.

Las corrientes antes mencionadas son las que envían gas con contenido de hidrógeno al sistema de desfogue, estas corrientes poseen diferente composición, ello implica realizar una propuesta de recuperación acorde con la composición de cada corriente.

Válvulas con emisión de gas al sistema de desfogue

Las corrientes que alimentan al sistema de desfogue, presentadas en el diagrama A-001, tienen su origen en válvulas de equipos de proceso que emiten gas al sistema de desfogue. Como se ha desarrollado a lo largo de este trabajo, no todas las válvulas envían gas con contenido de hidrógeno, algunas otras contienen cantidades elevadas de H_2S , ello implicaría un tratamiento diferente a la corriente recuperada.

Anteriormente se realizó una preselección de las corrientes que se envían al sistema de desfogue y que en su composición cuentan con hidrógeno y la menor cantidad de H_2S , ahora se realiza la identificación de las válvulas responsables de las emisiones.

Revisando la información contenida en los diversos medios y teniendo en cuenta el funcionamiento del sector de hidrotreatmento, así como las funciones de cada válvula, se seleccionan las válvulas que frecuentemente envían emisiones al sistema de desfogue.

Las válvulas de emisión frecuente que provienen de las plantas del sector en estudio al sistema de desfogue se presentan en la tabla 23, estas emisiones contienen composiciones diferentes, ello implica revisar los posibles usos y envíos de las corrientes que actualmente son enviadas a desfogue.

TABLA 23							
COMPONENTE	PV-401B	PV-524B	PV-701B	PV-801B	PV-1291	PV-8406B	PV-8805B
No. CORRIENTE (A-001)	14	17	19	21	22	25	26
H_2 (% mol)	29.931	82.848 / 74.509	29.931	29.931	80.500	83.379	89.80
C_1 (% mol)	39.248	4.422 / 6.917	39.248	39.248	6.040	4.446	3.51
C_2 (% mol)	16.354	4.462 / 6.811	16.354	16.354	5.710	4.467	2.66

TABLA 23							
COMPONENTE	PV-401B	PV-524B	PV-701B	PV-801B	PV-1291	PV-8406B	PV-8805B
No. CORRIENTE (A-001)	14	17	19	21	22	25	26
C ₃ (% mol)	7.717	4.829 / 7.361	7.717	7.717	3.900	4.780	2.45
iC ₄ (% mol)	2.652	0.876 / 1.250	2.652	2.652	0.930	0.847	0.41
nC ₄ (% mol)	3.167	1.128 / 1.613	3.167	3.167	1.150	1.077	0.51
iC ₅ (% mol)	0.495		0.495	0.495	0.550		0.26
nC ₅ (% mol)	0.272		0.272	0.272	0.340		0.17
nC ₆ (% mol)							0.14
NAFTA C ₅₊ (% mol)		1.435 / 1.539				1.004	
C ₆₊ (%mol)					0.880		
H ₂ S (% mol)	0.164		0.164	0.164			

Tabla 23. Válvulas de emisión frecuente al sistema de desfogues con contenido de hidrógeno.

Se ha encontrado que la válvula FV-1401 está instalada en una corriente de proceso que se interconecta al cabezal que va a la unidad PSA, descarga en el tanque FA-4110. Al no estar operando la unidad PSA el gas se envía a desfogues a través de una válvula manual. Sabiendo que la corriente se alimenta a la Unidad PSA, el flujo de esta válvula puede ser incorporada a la descarga de la válvula PV-1291 de esta forma solo se toma la descarga de la válvula PV-1291.

Revisando la información obtenida, se observó que la válvula PV-2701 conectada al cabezal de desfogues ácido acarrea hidrógeno y no lleva H₂S, la corriente que corresponde según el plano A-001 es la 23. Los datos no son los que predominan en la corriente de desfogues, ya que se encuentra mezclada con la descarga de otras válvulas, su composición se muestra en la Tabla 24.

TABLA 24	
COMPONENTE	PV-2701
No. CORRIENTE (A-001)	23
H ₂ (% mol)	57.758
C ₁ (% mol)	15.721
C ₂ (% mol)	11.491
C ₃ (% mol)	7.622
iC ₄ (% mol)	
nC ₄ (% mol)	3.649
iC ₅ (% mol)	
nC ₅ (% mol)	1.705
H ₂ O	0.696
DIESEL	1.358

Tabla 24. Características de la válvula PV-2701.

Para proponer de forma adecuada el manejo de las corrientes, es requerido conocer las condiciones a las que se encuentran los fluidos que circulan por las válvulas. Se han obtenido datos de temperatura, presión y flujos de operación de las válvulas a partir de diagramas de flujo de proceso, manuales de operación, diagramas de tubería e instrumentación, registros de instrumentos, indicadores de temperatura, hojas de datos de los equipos que protegen las válvulas y/o sumarios de válvulas.

A continuación se presentan datos de la temperatura en las corrientes de desfogue propuestas para la recuperación de gases con contenido de hidrógeno en ellas se observan grandes diferencias debido a que algunos datos presentados son de diseño.

TABLA 25				
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	TEMPERATURA (°F)		
		SUMARIO DE VÁLVULAS	DFP	DTI
PV-401B	14	100	100.4	100
PV-524B	17	100	N.D.	N.D.
PV-701B	19	68	100.4	68
PV-801B	21	68	100.4	68
PV-1291	22	N.D.	113	113
PV-2701	23	N.D.	100.4	100.4
PV-8406B	25	N.D.	100.4	N.D.
PV-8805B	26	N.D.	100.4	N.D.

Tabla 25. Temperatura de las corrientes propuestas para recuperación de gases con contenido de hidrógeno.

En seguida se muestra la presión a la cual se encuentran las corrientes propuestas para la recuperación, en ella se cuentan con datos recopilados de sumario de válvulas, DFP, DTI, hojas de datos de equipos y registros de planta.

TABLA 26				
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	PRESIÓN (psig)		
		SUMARIO DE VÁLVULAS	DFP	DTI
PV-401B	14	40 / 5	45.5/71.1	39.96
PV-524B	17	225.7/88.88	210.18/74.24	N.D.
PV-701B	19	30 / 5	32.71	44.09
PV-801B	21	30 / 5	32.71	44.09
PV-1291	22	N.D.	149.34	149.34
PV-2701	23	N.D.	104.68	104.68
PV-8406B	25	N.D.	25.6	N.D.
PV-8805B	26	N.D.	96.71	N.D.

Tabla 26. Presión de las corrientes propuestas para recuperación de gases con contenido de hidrógeno.

Teniendo en cuenta que la información recopilada es variable, debe tenerse una base para continuar con el estudio de esta tesis, a partir de esto se continuará con el desarrollo del presente documento, al menos que se indique lo contrario, por ello se seleccionan propiedades características de las corrientes propuestas en la recuperación de gas con contenido de hidrógeno, estas son flujo promedio, presión de operación y entrega, así como la temperatura de relevo, información que a continuación se muestra:

TABLA 27						
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	FLUJO VÁLVULA (Mm ³ /d)	FLUJO PROMEDIO A RECUPERAR (Mm ³ /d)	PRESIÓN OPERACIÓN / ENTREGA(PSIG)	TEMPERATURA DE RELEVO (°F)	CAUSA DE APERTURA
PV-401B	14	19.51	7.59	40 / 5	100	Sobrepresión (alto nivel).
PV-524B	17	210.81	70.62	225.7 / 88.8	100	En función de la presión de FA-503, PV-524B recibe señal de apertura.
PV-701B	19	14.69	3.15	30 / 5	100.4	Sobrepresión (alto nivel).
PV-801B	21	14.69	6.50	30 / 5	100.4	Sobrepresión (alto nivel).
PV-1291	22	643.90	197.14	149.34	113	Sobrepresión (alto nivel).
PV-2701	23	45.04	10.51	104.68	100.4	Sobrepresión (alto nivel).
PV-8406B	25	14.69	5.34	25.6	100.4	Sobrepresión (alto nivel).
PV-8805B	26	14.69	6.00	92.45	100.4	Sobrepresión (alto nivel).

Tabla 27. Propiedades características de las corrientes propuestas para recuperación de gas con contenido de hidrógeno.

Los datos de flujos de la tabla anterior, se encuentran dados en condiciones PEMEX (1kg/cm² abs y 20°C), con ellas se iniciará el análisis de los posibles receptores y las condiciones a las cuales pueden ser entregadas.

Así las corrientes identificadas son provenientes de:

Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas: PV-401B, con emisión a desfogue de baja presión.

Unidad Reformadora de Naftas: PV-524B, con emisión a desfogue de baja presión.

Unidad de Destilados Intermedios No. III: PV-701B, con emisión a desfogue de baja presión.

Unidad de Destilados Intermedios No. IV: PV-801B, con emisión a desfogue de baja presión.

Planta Hidrodesulfuradora de Diesel: PV-2701, con emisión a desfogue ácido. La válvula PV-2701, descarga gas dulce; por lo que la emisión se considera en la recuperación de gas.

Planta Hidrodessulfuradora de diesel, PSA: PV-1291, con emisión a desfogue de alta presión.

Izomerizadora de Pentanos y Hexanos: PV-8406B, con emisión a desfogue de baja presión.

Izomerizadora de Pentanos y Hexanos: PV-8805B, con emisión a desfogue de baja presión.

CAPITULO III

PROPUESTA DE REUTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE

El sistema de desfogue en una refinería es indispensable, debido a las posibles eventualidades que acontezcan, así mismo, del sistema de desfogue depende la seguridad en las refinerías, por ello no es posible llevar a cabo una recuperación total de los gases enviados al quemador, considerando esto, el objetivo del presente trabajo es identificar el potencial de recuperación de los gases con contenido de hidrógeno enviados al sistema de desfogue. En el capítulo anterior se ha presentado la composición de las emisiones frecuentes, con esta información se pretende recomendar el sistema de recuperación de los gases con contenido de hidrógeno potencialmente recuperables, adicionalmente se plantean los posibles usos que pueden tener las corrientes de gases recuperados, y un estimado del costo en su implementación.

Sugerencia de Manejo de Corrientes

Actualmente uno de los procesos mayormente empleados en el sistema de recuperación de gases es la implementación de equipos paquetes que constan básicamente de compresor, tanque separador, enfriador, dispositivos de seguridad y control, tuberías, tanques de almacenamiento y filtros⁶. Estos equipos se encuentran típicamente ubicados en la descarga del tanque acumulador de líquidos que se encuentra antes del quemador. Una recuperación de este tipo puede ser la más adecuada si se requiere tener una gran cantidad de gases recuperados, el inconveniente se encuentra en que los gases de las corrientes seleccionadas no cuentan con una composición semejante y la calidad de los gases recuperables varía dependiendo el origen de la emisión.

Siendo el objetivo del presente trabajo identificar el potencial de recuperación de hidrógeno contenido en los gases enviados al sistema de desfogue, no es viable la recuperación por medio de la implementación de uno o varios equipos posicionados antes del quemador ya que se tendría un gas poco regulado en cuanto a su composición.

La propuesta es identificar las válvulas que emiten frecuentemente gas con contenido de hidrógeno al sistema de desfogue y llevar a cabo la recuperación de dichos gases mediante una segregación de corrientes.

⁶ Process and plant optimization (Special Report), "Minimize Facility Flaring", J. Peterson y otros. Hydrocarbon Processing, June 2007, pags 111-115.

Posibles Usuarios o Receptores

Una recuperación de los gases requiere de la identificación de los posibles usos o manejos que se pueda dar al gas que se tiene, ello involucra el saber la composición de los gases a recuperar así como las condiciones de operación de los posibles receptores. Así mismo es preciso identificar la cantidad de gas disponible y si es viable implementar dicha recuperación.

De acuerdo con lo mencionado en el Capítulo I, las unidades de procesos que requieren de hidrógeno en el proceso son:

- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios III.
- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios IV.
- Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas.
- Isomerizadora de Pentanos y Hexanos.
- Hidrodesulfuradora de Diesel.

La composición en la alimentación de la corriente de gas rica en hidrógeno que se emplea en cada planta se presenta en la Tabla 28.

TABLA 28				
COMPONENTE	HIDRODESULFURADORA			ISOMERIZADORA DE PENTANOS Y HEXANOS
	DESTILADOS INTERMEDIOS III Y IV	NAFTAS	DIESEL	
H ₂ (% mol)	76.91	77.24	95.00	83.00
C ₁ (% mol)	8.29	8.35	2.70	6.72
C ₂ (% mol)	6.99	7.04	1.00	5.59
C ₃ (% mol)	4.29	4.32	0.70	3.34

PROPUESTA DE REUTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE

TABLA 28				
COMPONENTE	HIDRODESULFURADORA			ISOMERIZADORA DE PENTANOS Y HEXANOS
	DESTILADOS INTERMEDIOS III Y IV	NAFTAS	DIESEL	
iC ₄ (% mol)	0.97	1.64	0.20	0.59
nC ₄ (% mol)	1.15	0.50	0.20	0.54
iC ₅ (% mol)	0.50	--	0.10	0.15
nC ₅ (% mol)	--	--	0.10	0.07
PESADOS (% mol)	0.90	0.91	--	--

Tabla 28. Porcentaje de hidrógeno en la alimentación de las plantas del sector de hidrotratamiento.

Dentro del sector de la refinería que se analiza en el presente trabajo, la unidad que requiere de un hidrógeno al 95 % mol es la unidad hidrodeshulfuradora de diesel. La unidad hidrodeshulfuradora de diesel cuenta con una sección de purificación de hidrógeno tipo PSA (Pressure Swing Adsorber) con esta se cubren los requerimientos de hidrógeno de la planta. La corriente que alimenta la sección de purificación se presenta en la Tabla 29.

TABLA 29	
UNIDAD DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO (PSA)	
COMPONENTE O VARIABLE	COMPOSICIÓN GAS ALIMENTADO (% mol)
H ₂	80.5
C ₁	6.04
C ₂	5.71
C ₃	3.90
iC ₄	0.93
nC ₄	1.15
iC ₅	0.55

PROPUESTA DE REUTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE

TABLA 29	
UNIDAD DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO (PSA)	
COMPONENTE O VARIABLE	COMPOSICIÓN GAS ALIMENTADO (% mol)
nC ₅	0.34
C ₆ +	0.88
H ₂ O (ppm)	(500)
Cl (ppm)	(6.00)
FLUJO, m ³ /h @ 1 kg/cm ² abs y 20 °C	26,927
PRESION, kg/cm ² man (PSIG)	10.5 (149.35)
TEMPERATURA, °C (°F)	45 (113)

Tabla 29. Propiedades de la Unidad PSA que se encuentra en la Unidad Hidrodesulfuradora de Diesel.

La unidad que provee el hidrógeno a los procesos en el sector de estudio es la unidad reformadora de naftas que se encuentra en este sector de hidrotratamiento y la proveniente de la unidad reformadora de naftas que no se encuentra en el sector estudiado. La composición de la corriente de hidrógeno que se proporciona por estas unidades es variable, dependiendo del estado del catalizador y se muestra en la Tabla 30.

TABLA 30	
HIDRÓGENO DE REFORMADORA DE NAFTAS	
COMPONENTE	(% mol)
H ₂	83.38/75.41
C ₁	4.45/6.97
C ₂	4.47/6.82

PROPUESTA DE REUTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE

TABLA 30	
HIDRÓGENO DE REFORMADORA DE NAFTAS	
COMPONENTE	(% mol)
C ₃	4.78/7.25
iC ₄	0.85/1.19
nC ₄	1.08/1.05
PESADOS	1.00/1.02

Tabla 30. Composición de la corriente de hidrógeno que se obtiene de la Unidad Reformadora de Naftas.

Considerando la calidad de gas hidrógeno que requieren los procesos en el sector de hidrotratamiento estudiado, se pone a consideración la implementación de un anillo de hidrógeno, el cual recolectaría los excesos de este gas en los diferentes sectores del complejo y de esta forma transportarlo a las unidades que requieran del suministro de éste gas.

Para el caso de enviar los gases a un anillo de hidrógeno, es necesario contar con hidrógeno de pureza mayor o igual al 80 %, esto con la finalidad de que este sistema transporte un gas con contenido de hidrógeno aceptable a los diversos procesos en que puede ser requerido. Aún no se cuenta con la instalación de dicho anillo, es una propuesta que se hace para manejar hidrógeno de los diversos sectores de la refinería, es decir, no manejar únicamente el hidrógeno del sector de hidrotratamiento, lo que se propone es incluir todos los sectores que en su operación generen o requieran gas con contenido de hidrógeno. Con esto expuesto es evidente la necesidad de que el gas enviado al anillo de hidrógeno, sea un gas que su composición sea mayoritariamente hidrógeno y que no cuente con H₂S, el contenido de H₂S podría dañar la tubería o contaminar el proceso en el cual sea empleado el gas.

PROPUESTA DE REUTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE

Actualmente existen interconexiones entre plantas de proceso de la refinería, estas pueden ser aprovechadas para la implementación de dicho anillo.

Para las corrientes que en su composición tienen un contenido de hidrógeno de entre el 20-30 % la alternativa es el envío a la red de gas combustible, ya que una recuperación de hidrógeno a partir de esta calidad de gas incrementaría el costo de proceso de purificación, requiere la instalación de varios equipos de purificación, y el porcentaje de gas a recuperar de la corriente sería del 18 al 25 % dependiendo los procesos que se empleen.

Las condiciones de alimentación a la red de gas combustible se muestran en la Tabla 31.

TABLA 31	
RED GAS COMBUSTIBLE	
COMPONENTE O VARIABLE	COMPOSICIÓN (% mol)
H ₂	29.931
C ₁	39.248
C ₂	16.354
C ₃	7.717
iC ₄	2.652
nC ₄	3.167
iC ₅	0.495
nC ₅	0.272
H ₂ S	0.164
PRESIÓN, kg/cm ² man (PSIG)	3.5 (49.78)
TEMPERATURA, °C (°F)	25 (77)

Tabla 31. Propiedades de alimentación a la red de gas combustible.

PROPUESTA DE REUTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE

Para las corrientes con contenido de hidrógeno mayor al 30% e inferior al 80% se propone que se alimente como gas residual al incinerador ubicado en la planta de azufre, las características de alimentación al incinerador se presentan en la Tabla 32.

TABLA 32			
INCINERADOR EN LA PLANTA DE AZUFRE			
COMPONENTE O VARIABLE	COMPOSICIÓN HIDRÓGENO (% mol)	COMPOSICIÓN GAS RESIDUAL REFINERIA (% mol)	COMPOSICIÓN GAS NATURAL (% mol)
H ₂	95.0	58.2	21.0
C ₁	2.7	15.8	45.0
C ₂	1.0	11.6	20.9
C ₃	0.7	7.6	7.7
iC ₄			
nC ₄	0.6	3.7	1.2
CO		1.7	
CO ₂		1.4	
N ₂ y O ₂			1.0
H ₂ S			3.2
PRESIÓN, kg/cm ² man (PSIG)	10 (142.23)	7 (99.56)	6 (85.34)
TEMPERATURA, °C (°F)	50 (122)	38 (100.4)	25 (77)

Tabla 32. Condiciones de alimentación al incinerador localizado en la planta de azufre.

Con lo anteriormente expuesto, para la recuperación de gas emitido al sistema de desfogue que en su composición incluye hidrógeno, se dan dos clasificaciones:

- Corrientes compuestas de un 80% mol o mayor porcentaje de hidrógeno (alto contenido de hidrógeno).

PROPUESTA DE REUTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE

- Corrientes con un porcentaje menor al 80% mol de hidrógeno (bajo contenido de hidrogeno). Las cuales se subdividen en:
 - o Corrientes compuestas por un 30 a 80% mol de hidrógeno.
 - o Corrientes compuestas de un 20 a 30% mol de hidrógeno.

De ser requerida una recuperación de gas hidrógeno a partir de las corrientes enviadas a desfogue, es necesario un sistema de purificación. Como sistemas de purificación de hidrógeno se tienen: Separación criogénica, difusión por membrana polimérica, adsorción por oscilación de presión, difusión en membrana de paladio⁷. Algunas características de estas técnicas se presentan en la Tabla 33.

TABLA 33						
TÉCNICA	PRINCIPIO	ALIMENTACIÓN DE GAS TÍPICA	SALIDA DE HIDRÓGENO (%)		GRADO DE UTILIZACIÓN	NOTAS
			PUREZA	RECUPERACIÓN		
Separación criogénica	Condensación parcial de mezclas de gases a bajas temperaturas.	Gas residual de refinerías y procesos petroquímicos.	90-98	95	Amplio	Requiere de pre-purificación para remover H ₂ S y agua.
Difusión por membrana polimérica	Razón Diferencial de difusión de gases a través de una membrana permeable.	Gas residual de refinerías y gas de pulga en la producción amoniaco.	92-98	>85	Bajo	Gases como He, CO, y agua, también atraviesan la membrana.

⁷ Hydrogen Purification. PSA Plants. <http://www.psaplants.com/separation-techniques.html> Consulta: 11 de abril de 2011.

PROPUESTA DE REUTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE

TABLA 33						
TÉCNICA	PRINCIPIO	ALIMENTACIÓN DE GAS TÍPICA	SALIDA DE HIDRÓGENO (%)		GRADO DE UTILIZACIÓN	NOTAS
			PUREZA	RECUPERACIÓN		
Adsorción por oscilación de presión	Adsorción selectiva de impurezas en la corriente de gas.	Gas rico en hidrógeno (cualquiera).	97-99.99	70-85	Amplio	El hidrógeno se pierde en la etapa de depuración.
Difusión en membrana de paladio	Selección difusiva de hidrógeno a través de una membrana selectiva de paladio.	Gas rico en hidrógeno (cualquiera).	Mayor o igual a 99.99	Arriba de 99	Bajo	Compuestos que contienen azufre e hidrocarburos insaturados afectan la permeabilidad.

Tabla 33. Técnicas de purificación de hidrógeno.

Teniendo como base la Tabla 33, de los procesos de purificación de hidrógeno, los que nos dan un producto de mayor pureza son la adsorción por presión de oscilación y la difusión en membrana de paladio. Teniendo en cuenta que se requiere de una purificación de gases de desfogue y sabiendo que la calidad de estos es variable, pudiendo contener hidrocarburos insaturados, el proceso recomendable es la adsorción por oscilación de presión, PSA (Pressure Swing Adsorber). Las corrientes que podrían considerarse para su purificación, son aquellas que están compuestas en un 80% mol de hidrógeno o mayor debido a que menor pureza requiere de un sistema de purificación mas amplio y el hidrógeno recuperable es menor ya que se pierde en cada paso de purificación.

Propuesta de Recuperación de Gases Emitidos a Desfogue con un Contenido de Hidrógeno Mayor al 80%

Las emisiones con un contenido de hidrógeno mayor o igual a 80% mol, son corrientes que pueden ser dirigidas a las unidades que en su operación requieren de hidrógeno. Como se ha mencionado, la unidad hidrodesulfuradora de diesel cuenta con una sección de purificación de hidrógeno y acepta un hidrógeno de pureza mayor o igual al 80%.

Teniendo esto en cuenta, se propone un sistema de recolección y reparto de este gas a través de toda la refinería, es decir, se propone la implementación de una red o anillo que recolecte y reparta el hidrógeno entre las unidades de proceso.

Las válvulas a considerar en la recuperación de gas con un contenido de hidrógeno mayor o igual al 80% mol son la PV-524B, PV-1291, PV-8406B y PV-8805B.

Descarga de válvula PV-524B (alto contenido de Hidrógeno).

La composición de la corriente que fluye a través de la válvula PV-524B, varía con respecto al nivel de desactivación del catalizador en los reactores. Por consiguiente, la columna de mayor contenido de Hidrógeno en la Tabla 23 corresponde a la composición después de la regeneración del catalizador. Debe tenerse en cuenta que el contenido de Hidrógeno que conforma el gas producido en la unidad reformadora de naftas varía conforme se va desactivando el catalizador.

Sabiendo que actualmente el catalizador de los Reactores de reformación es regenerado cada 6 meses, solo se podría garantizar que en ciertos lapsos de tiempo la descarga de gas con un porcentaje mayor de 80% mol de Hidrógeno. Por ello la descarga de la válvula PV-524B

tendría que ser desviada cuando no se tenga la calidad necesaria para ser enviada al anillo de hidrógeno, ello requiere incluir un analizador de hidrógeno.

Caso 2: Descarga de válvula PV-1291.

Tomando en cuenta que es una válvula de 6 pulgadas de diámetro nominal, cada vez que abre se incrementa el flujo de gas emitido dependiendo del porcentaje de apertura. La alimentación de esta válvula sale de la línea que alimenta a la unidad PSA, ello implica que de operar la Unidad PSA esta dejaría de enviar gas a desfogue, en el caso de sobrecarga, la opción recomendada para su recuperación es la instalación de un anillo de Hidrógeno.

Caso 3: Descarga de válvulas PV-8406B / PV-8805B.

La descarga de la válvula PV-8406B, está interconectada al cabezal de desfogue de baja presión. Por consiguiente, para la reutilización del gas, será necesario comprimir para elevar dicha presión. La descarga de la válvula PV-8805B, está interconectada al cabezal de desfogue de alta presión. Por otra parte, actualmente no se cuentan con información suficiente de composición de la descarga de las válvulas PV-8406B y PV-8805B ubicadas en la Planta Isomerizadora.

Teniendo en cuenta la capacidad de la unidad PSA y observando el flujo enviado a desfogue por medio de la válvula PV-1291, se propone la incorporación de la descarga de la válvula PV-524B a dicha unidad, en caso de sobre pasar la capacidad de la unidad PSA, se realizaría el envío a través de la válvula PV-1291 al anillo de hidrógeno propuesto.

Propuesta de Reutilización de Gases con un Contenido de Hidrógeno Menor al 80%

Las emisiones con un contenido de hidrógeno de entre el 20 y 30% mol, y que constan mayoritariamente de hidrocarburos ligeros, son corrientes que pueden ser dirigidas a la red de gas combustible.

Las válvulas a considerar en la recuperación de gas con un contenido de hidrógeno de entre 20 y 30% mol son la PV-801B, PV-701B y PV-401B.

Descarga de válvulas PV-801B, PV-701B, PV-401B.

Los gases emitidos a través de estas válvulas tienen composición similar y disponen de la misma presión; por lo que se propone integrar dichas corrientes en un solo cabezal.

Para el caso de las emisiones a desfogue con un contenido de hidrógeno de entre el 30 y 80% mol, la propuesta de recuperación es el direccionamiento a los incineradores que se encuentran en las plantas de azufre y emplearlo como gas residual en los quemadores.

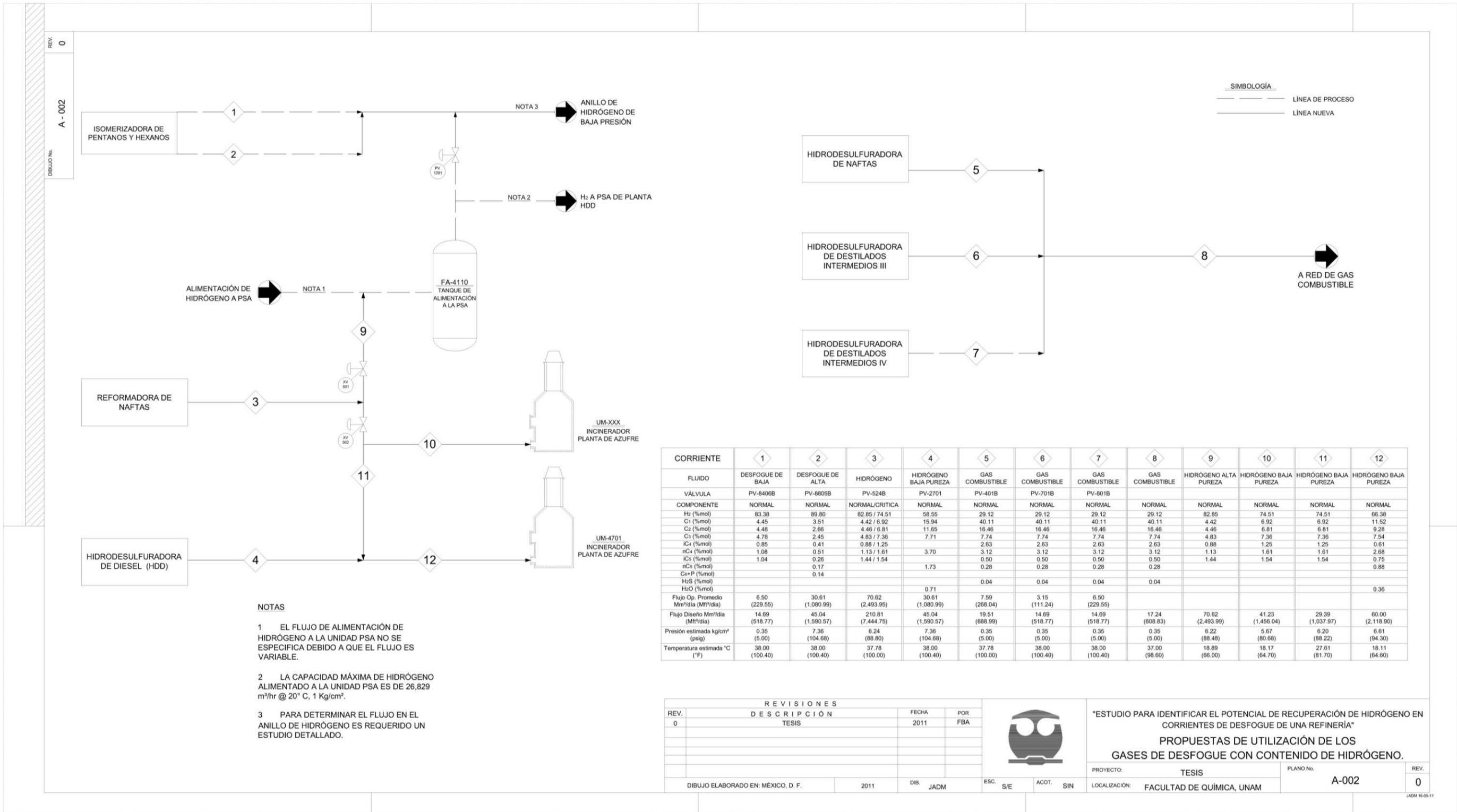
Las válvulas a considerar en la recuperación de gas con un contenido de hidrógeno de entre 30 y 80% mol son la PV-524B y PV-2701.

Descarga de válvula PV-524B (bajo contenido de Hidrógeno).

Se propone el desvío para el caso en que la composición de la emisión a desfogue es menor al 80% mol de Hidrógeno, tomando en cuenta lo antes mencionado respecto a que la composición varía dependiendo la actividad del catalizador.

Descarga de válvula PV-2701.

La composición de la corriente emitida a través de la válvula PV-2701, tiene bajo contenido de Hidrógeno inferior al 80% mol.



- NOTAS**
- EL FLUJO DE ALIMENTACIÓN DE HIDRÓGENO A LA UNIDAD PSA NO SE ESPECIFICA DEBIDO A QUE EL FLUJO ES VARIABLE.
 - LA CAPACIDAD MÁXIMA DE HIDRÓGENO ALIMENTADO A LA UNIDAD PSA ES DE 26,829 m³/hr @ 20° C, 1 Kg/cm².
 - PARA DETERMINAR EL FLUJO EN EL ANILLO DE HIDRÓGENO ES REQUERIDO UN ESTUDIO DETALLADO.

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
FLUIDO	DESFOGUE DE BAJA	DESFOGUE DE ALTA	HIDRÓGENO	HIDRÓGENO BAJA PUREZA	GAS COMBUSTIBLE	GAS COMBUSTIBLE	GAS COMBUSTIBLE	GAS COMBUSTIBLE	HIDRÓGENO ALTA PUREZA	HIDRÓGENO BAJA PUREZA	HIDRÓGENO BAJA PUREZA	HIDRÓGENO BAJA PUREZA
VÁLVULA	PV-8406B	PV-8805B	PV-524B	PV-2701	PV-401B	PV-701B	PV-801B					
COMPONENTE	NORMAL	NORMAL	NORMAL/CRITICA	NORMAL	NORMAL	NORMAL	NORMAL	NORMAL	NORMAL	NORMAL	NORMAL	NORMAL
H ₂ (%mol)	83.38	89.80	82.85 / 74.51	58.55	29.12	29.12	29.12	29.12	82.85	74.51	74.51	66.38
C ₁ (%mol)	4.45	3.51	4.42 / 6.92	15.94	40.11	40.11	40.11	40.11	4.42	6.92	6.92	11.52
C ₂ (%mol)	4.48	2.68	4.46 / 6.81	11.85	16.46	16.46	16.46	16.46	4.46	6.81	6.81	9.28
C ₃ (%mol)	4.78	2.45	4.83 / 7.36	7.71	7.74	7.74	7.74	7.74	4.83	7.36	7.36	7.54
iC ₄ (%mol)	0.85	0.41	0.88 / 1.25	2.63	2.63	2.63	2.63	2.63	0.88	1.25	1.25	0.61
nC ₄ (%mol)	1.08	0.51	1.13 / 1.61	3.70	3.12	3.12	3.12	3.12	1.13	1.61	1.61	2.68
iC ₅ (%mol)	1.04	0.26	1.44 / 1.54		0.50	0.50	0.50	0.50	1.44	1.54	1.54	0.75
nC ₅ (%mol)		0.17		1.73	0.28	0.28	0.28	0.28				0.88
C ₆ +P (%mol)		0.14										
H ₂ S (%mol)					0.04	0.04	0.04	0.04				
H ₂ O (%mol)				0.71								0.36
Flujo Op. Promedio Mm ³ /día (Mm ³ /día)	6.50 (229.55)	30.61 (1,080.99)	70.62 (2,493.95)	30.61 (1,080.99)	7.59 (268.04)	3.15 (111.24)	6.50 (229.55)					
Flujo Diseño Mm ³ /día (Mm ³ /día)	14.69 (518.77)	45.04 (1,590.57)	210.81 (7,444.75)	45.04 (1,590.57)	19.51 (688.99)	14.69 (518.77)	14.69 (518.77)	17.24 (608.83)	70.62 (2,493.99)	41.23 (1,456.04)	29.39 (1,037.97)	60.00 (2,118.90)
Presión estimada kg/cm ² (psig)	0.35 (5.00)	7.38 (104.88)	6.24 (88.80)	7.38 (104.88)	0.35 (5.00)	0.35 (5.00)	0.35 (5.00)	0.35 (5.00)	6.22 (88.48)	5.67 (80.68)	6.20 (88.22)	5.61 (84.30)
Temperatura estimada °C (°F)	38.00 (100.40)	38.00 (100.40)	37.78 (100.00)	38.00 (100.40)	37.78 (100.00)	38.00 (100.40)	38.00 (100.40)	37.00 (98.60)	18.89 (66.00)	18.17 (64.70)	27.61 (81.70)	18.11 (64.60)

REVISIONES			
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR
0	TESIS	2011	FBA



"ESTUDIO PARA IDENTIFICAR EL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN DE HIDRÓGENO EN CORRIENTES DE DESFOGUE DE UNA REFINERÍA"

PROPUESTAS DE UTILIZACIÓN DE LOS GASES DE DESFOGUE CON CONTENIDO DE HIDRÓGENO.

PROYECTO:	TESIS	PLANO No.	A-002
LOCALIZACIÓN:	FACULTAD DE QUÍMICA, UNAM	REV.	0

CAPITULO IV

EVALUACIÓN DEL PRELIMINAR DEL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN

Establecidas las propuestas de recuperación de gas enviado a desfogue, es posible determinar el potencial de recuperación de las corrientes con contenido de hidrógeno enviadas al sistema de desfogue, por ello es conveniente fijar el potencial de recuperación, determinar la cantidad recuperable y analizar si técnicamente es conveniente realizar la recuperación, ello implicará un estudio preliminar de los cambios a implementar en la refinería para poder realizar la recuperación de dicho gas.

Igualmente es importante determinar un estimado de la inversión requerida en la implementación del sistema de recuperación, por ello es importante una evaluación económica del coste para la implementación del sistema de recuperación.

Potencial de Recuperación de Corrientes Enviadas a Desfogue con un Contenido de Hidrógeno mayor a 80%

El potencial de recuperación de hidrógeno que puede emplearse en las plantas de proceso proveniente de las corrientes de desfogue son las descargas de las válvulas PV-8406B, PV-8805B, PV-524B y PV-1291 las cuales emiten gases con un porcentaje de hidrógeno mayor a 80%.

Teniendo en cuenta que el catalizador del proceso que envía flujo a través de la válvula PV-524B se regenera cada 6 meses, podríamos considerar como un estimado, que el envío de hidrógeno con pureza mayor al 80% es desfogado durante 2 meses y medio de los 6 meses que el catalizador se encuentra en el reactor, con ello durante el tiempo subsecuente se cuenta con una composición de hidrógeno menor al 80%.

Con estas suposiciones y considerando un factor de operación del 0.95, se estima que en un año el potencial de recuperación es:

TABLA 34		
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	FLUJO (Mm ³ /año)
PV-8406B	25	1,851
PV-8805B	26	2,080
PV-524B	17	10,203
PV-1291	22	68,358
Total		82,492

Tabla 34. Estimado de recuperación anual de hidrógeno.

Reutilización de Corrientes con Contenido de Hidrógeno Menor a 80%

El implementar equipos para la purificación de hidrógeno a partir de corrientes con un contenido de hidrógeno menor al 80%, requiere de un mayor presupuesto y un terreno o espacio dentro de la refinería para la colocación de dichos equipos. Es por ello que la recomendación es la reutilización de estos gases dentro la refinería.

Primeramente las emisiones de las válvulas PV-401B, PV-701B y PV-801B, por su composición puede ser enviado a la red de gas combustible. Los flujos de dichas válvulas se presentan en la Tabla 35.

TABLA 35		
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	FLUJO (Mm ³ /d)
PV-401B	14	7.59
PV-701B	19	3.15
PV-801B	21	6.50

Tabla 35. Flujo recuperable de las válvulas PV-401B, PV-701B y PV-801B.

La válvula PV-2701 lleva un alto contenido de hidrógeno pero no el adecuado para un envío a plantas de proceso, es por ello que para evitar enviar las emisiones de dicha válvula a desfogue, se recomienda su envío al incinerador en la planta de azufre y ser empleado como gas residual en el incinerador.

En la emisión de la válvula PV-524B, cuando el catalizador se encuentre en un período de actividad baja, se continuaría enviando a desfogue. Al tener características similares a la descarga emitida de la válvula PV-2701, se recomienda que en cuando la actividad del catalizador sea baja se direcciona la descarga de la válvula a un incinerador de azufre y sea empleada como gas residual.

EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN

Las emisiones de las válvulas PV-2701 y PV-524B se muestran en la Tabla 36.

TABLA 36		
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	FLUJO (Mm ³ /d)
PV-2701	23	10.51
PV-524B	17	70.62

Tabla 36. Flujo recuperable de las válvulas PV-2701 y PV524B.

El gas recuperable que cuenta con una composición de hidrógeno menor al 80 %, teniendo en cuenta que el catalizador del proceso de reformación se regenera cada 6 meses, se podría considerar como un estimado que el gas descargado a través de la válvula PV-524B, cuya composición es menor a 80%, es desfogado durante 3 meses y medio de los 6 meses en que el catalizador se encuentra en el reactor.

Con estas consideraciones y aplicando un factor de operación del 0.95, se estima que en un año se reutilice la cantidad de gas que se presenta en la Tabla 37:

TABLA 37		
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	FLUJO (Mm ³ /año)
PV-401B	14	2,631
PV-701B	19	1,092
PV-801B	21	2,253
PV-2701	23	3,644
PV-524B	17	14,284
TOTAL		23,904

Tabla 37. Estimado de gas reutilizable con bajo contenido de hidrógeno.

EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN

Estimado del valor de gas a recuperar

El precio para la estimación del valor de gas a recuperar son los mostrados en la tabla, estos precios son un estimado debido a que varían a diario. El precio de hidrógeno es considerando una calidad de hidrógeno empleado en proceso.

TABLA 38	
	COSTO US\$
HIDRÓGENO	489.27 / ton
GAS COMBUSTIBLE	3.90 / MMBtu

Tabla 38. Costo de hidrógeno y gas combustible.

El valor económico de las corrientes enviadas a desfogue con un contenido de hidrógeno mayor al 80% se muestra en la Tabla 39.

TABLA 39				
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	FLUJO (Mm ³ /año)	HIDRÓGENO RECUPERABLE (ton/año)	VALOR DEL GAS RECUPERABLE (US\$/año)
PV-524B	17	10,203	3,417	1,671,836
PV-1291	22	68,358	22,989	11,247,828
PV-8406B	25	1,851	622	304,326
PV-8805B	26	2,080	699	342,000
Total		82,492	27,727	13,565,990

Tabla 39. Hidrógeno recuperable en un año y su valor económico.

Para determinar el valor económico del gas con un contenido de hidrógeno menor al 80% es requerido conocer la cantidad de energía que pueden proporcionar las corrientes de gas enviadas a desfogue.

EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN

TABLA 40				
TAG VÁLVULA	FLUJO A RECUPERAR (Mm ³ /d) @ 1 Kg/cm ² abs y 20 °C	FLUJO (Kg/día)	PODER CALORÍFICO (BTU/Kg) ⁸	ENERGÍA RECUPERABLE (MMBTU/año)
PV-401B	17.24	13,752	47,330	225,693
PV-701B				
PV-801B				
PV-524B	70.62	31,968	53,887	348,443
PV-2701	10.51	6,696	49,511	114,956

Tabla 40. Flujo y contenido energético de las corrientes con bajo contenido de hidrógeno.

El valor económico del gas reutilizable es:

TABLA 41			
TAG VÁLVULA	No. CORRIENTE (A-001)	ENERGÍA RECUPERABLE (MMBTU/año)	VALOR DEL GAS RECUPERABLE (US\$/año)
PV-401B	14	225,693	880,204
PV-701B	19		
PV-801B	21		
PV-524B	17	348,443	1,358,931
PV-2701	23	114,956	448,330
Total		630,822	2,687,465

Tabla 41. Estimado del valor económico de gas con bajo contenido de hidrógeno.

⁸ Ver Anexo III.

Estimado de equipo Requerido para la Disposición de Corrientes

En la recuperación de gas enviado a desfogue con contenido de hidrógeno se clasificaron las descargas dependiendo el porcentaje de hidrógeno que estas transportan. Con esta clasificación y con información de los procesos en el sector, se propone en las corrientes que contienen una composición de hidrógeno del 80% o mayor se implemente una red de hidrógeno en la refinería; las que tienen un contenido entre 80 y 30% se envíen a los incineradores de azufre y se utilice como gas residual. Para las corrientes que contienen un promedio entre 20 y 30% se propone enviar a la red de gas combustible.

Como se muestra en el diagrama A-002 en la descarga de la válvula PV-524B se cuenta con dos receptores diferentes, uno es alimentar la unidad PSA y el otro es hacia los incineradores en la planta de azufre. Ello requiere de la incorporación de nuevas conexiones de tubería así como de un sistema para analizar el hidrógeno que contiene la corriente y realizar el desvío según sea el caso.

En la reutilización de gas con bajo contenido de hidrógeno prácticamente no se modifican las condiciones en las que se encuentran las corrientes y se puede emplear equipo existente dentro de la refinería, la modificación consiste en la implementación de tubería para el re-direccionamiento de los gases recuperables y equipo de control.

El estimado de los requerimientos de tubería se muestra en la Tabla 42, estos son calculados a partir de la distancia que hay entre los receptores y las válvulas o cabezales que emiten la descarga.

EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN

TABLA 42			
ORIGEN	DESTINO	LONGITUD METROS (ESTIMADO)	DIÁMETRO PULGADAS (ESTIMADO)
PV-401B	Cabezal 1	100	3
PV-701B	Cabezal 1	115	3
PV-801B	Cabezal 1	130	3
Cabezal 1	Compresor.	500	6
PV-524B	Incinerador de Azufre 4	743	4
PV-524B	Interconexión PV-2701	83	4
PV-2701	Interconexión PV-524B	309	6
Interconexión PV-2701 y PV-524B	Incinerador de Azufre 3	676	6
PV-524B	Unidad Purificadora de Hidrógeno PSA	424	8

Tabla 42. Longitud de tubería requerida en la recuperación de gases.

TABLA 43	
EQUIPO (Estimado)	CANTIDAD
Sistemas de control	Requerido
Analizador de gas hidrógeno	1 Sistema

Tabla 43. Equipo requerido para la recuperación de gases.

Con esto se tiene que el equipo requerido consta únicamente de tubería, sistema de control y un analizador de gas hidrógeno, además con información de la refinería se pudo observar que existe la posibilidad de utilizar el soporte de tuberías existente.

El análisis económico de la implementación del anillo de hidrógeno propuesto no se realiza debido a que se requiere de un análisis detallado de las zonas a las que puede ser direccionado así como de la infraestructura que puede ser aprovechada para su implementación.

Evaluación Económica preliminar de los Equipos

Para realizar la evaluación del coste económico de los equipos y tubería a implementar en la recuperación y reutilización de gases con contenido de hidrógeno enviados al sistema de desfogue se realiza una evaluación por orden de magnitud, la cual tiene un margen de error del $\pm 40\%$, esto es un representativo únicamente empleado con el fin de tomar la decisión de si es conveniente la implementación de dicho sistema de recuperación.

Para realizar la evaluación del costo de tubería se toma en cuenta que el sistema se encuentra ubicado dentro del área de proceso, con esto se dice que se trata de una instalación compleja, es requerido sistema de control, el material de la tubería que se especifica según la NRF-032-PEMEX⁹ es la que nos indica la codificación A2A, en este estimado se considera acero al carbón; la longitud de tubería se muestra en la Tabla 44.

TABLA 44	
Diámetro Pulgadas	Longitud Metros
3	345
4	826
6	1485
8	424

Tabla 44. Longitud de tubería para estimación de costo.

⁹ NRF-032-PEMEX-2005 <http://www.pemex.com/index.cfm?action=statusfilecat&contentfileid=4965>

Consulta: 11 de abril de 2011.

EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN

Teniendo en cuenta lo anterior, el costo de la tubería se estima en:

TABLA 45	
Diámetro Pulgadas	Costo US\$
3	\$ 161,800.00
4	\$ 441,800.00
6	\$ 1,053,200.00
8	\$ 325,700.00
TOTAL	\$ 1,982,500.00

Tabla 45. Estimado de costo en implementación de tubería.

Se cuenta con una cotización del sistema analizador de hidrógeno con un costo de:

TABLA 46	
Descripción	Costo US\$
Analizador de gas hidrógeno libre a bordo	30,000.00
Instrumentación	2,100.00
Equipo eléctrico	1,700.00
Costos indirectos	
Ingeniería	4,600.00
Construcción	5,200.00
Contingencias	6,600.00
TOTAL	50,200.00

Tabla 46. Costo estimado analizador de gas hidrógeno.

EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL POTENCIAL DE RECUPERACIÓN

Con ello tenemos un costo total en la implementación del sistema de recuperación y reutilización de gas de:

TABLA 47	
DESCRIPCIÓN	COSTO US\$
Tubería.	1,982,500.00
Analizador de gas hidrógeno.	50,200.00
TOTAL	2,032,700.00

Tabla 47. Costo estimado para la implementación del sistema de recuperación de gas.

CAPITULO V

ANÁLISIS Y CONCLUSIONES

En el estudio se identificaron como corrientes de desfogue con contenido de hidrógeno las emisiones de las válvulas PV-401B, PV-801B, PV-701B, PV-524B, PV-1291, PV-2701, PV-8406B y PV-8805B.

El contenido de hidrógeno en las corrientes a desfogue para ser direccionado a unidades de proceso dentro de la refinería debe de ser mayor o igual a 80% mol, corrientes con menor contenido de hidrógeno requieren pasos adicionales para alcanzar una pureza adecuada para la incorporación a procesos que requieren de gas hidrógeno.

Las válvulas que presentan contenido de hidrógeno mayor a 80% son PV-8406B, PV-8805B, PV-1291 y PV-524B; el flujo total estimado generado por estas válvulas es de 82,492 Mm³/año @ 1 kg/cm² abs y 20° C.

Revisando las condiciones de alimentación en los procesos que requieren hidrógeno y teniendo en cuenta que la unidad purificadora de hidrógeno se encuentra fuera de operación, se sugiere:

Reactivar el funcionamiento de la unidad PSA para evitar descargas al desfogue mediante la válvula PV-129 y con ello generar gas apto para

su alimentación al proceso de Hidrodesulfuración de Diesel. Asimismo se propone direccionar a esta unidad la descarga de la válvula PV-52B4.

Implementar un anillo de hidrógeno que recolecte y distribuya este gas.

La emisión a desfogue de la válvula PV-524B varía entre 82.84 y 74.51 % mol su composición, dependiendo de la actividad del catalizador del reactor que emite la descarga. El catalizador es regenerado cada 6 meses, y se ha considerado que las emisiones que contienen un 80% de hidrógeno solo se presentan durante los primeros 2 meses y medio después de la regeneración.

Teniendo en cuenta estas consideraciones, el potencial de recuperación es:

TABLA 48			
TAG VÁLVULA	FLUJO (Mm ³ /año)	HIDRÓGENO RECUPERABLE (ton/año)	VALOR DEL GAS RECUPERABLE (US\$/año)
PV-1291	68,358	22,989	11,247,828
PV-524B	10,203	3,417	1,671,836
PV-8406B	1,851	622	304,326
PV-8805B	2,080	699	342,000
Total	82,492	27,727	13,565,990

Tabla 48. Potencial de recuperación de hidrógeno.

Al identificar que las válvulas PV-801B, PV-701B, PV-401B y PV-2701 no cuentan con una calidad de hidrógeno adecuada para su uso en plantas de proceso, se propone emplear los gases emitidos como combustibles.

Las válvulas PV-801B, PV-701B y PV-401B presentan composición similar en sus flujos enviados a desfogue, se observa que pueden ser enviados al sistema de gas combustible de la refinería. El flujo estimado

en la descarga de estas válvulas es de 5,976 Mm³/año @ 1 kg/cm² abs y 20° C.

La descarga de la válvula PV-2701 no cumple con la composición adecuada para ser enviada a la red de gas combustible debido a que su porcentaje de hidrógeno es mayor (57.76 % mol) al admitido (29.93 % mol). Se encontró que en las plantas de azufre existen incineradores que admiten gas residual con características similares a la que presenta la descarga de ésta válvula.

En la descarga de la válvula PV-524B, al presentar una menor actividad el catalizador del reactor que emite la descarga, presenta una composición que puede ser admitida como gas residual para el incinerador de la planta de azufre. El flujo estimado es de 14,284 Mm³/año @ 1 kg/cm² abs y 20° C.

Teniendo en cuenta lo anterior, el potencial de recuperación de emisiones a desfogue con bajo contenido de hidrógeno es:

TABLA 49			
TAG VÁLVULA	FLUJO (Mm ³ /año)	ENERGÍA RECUPERABLE (MMBTU/año)	VALOR DEL GAS RECUPERABLE (US\$/año)
PV-401B	2,631	225,693	880,204
PV-701B	1,092		
PV-801B	2,253		
PV-524B	14,284	348,443	1,358,931
PV-2701	3,644	114,956	448,330
Total	23,904	630,822	2,687,465

Tabla 49. Potencial de recuperación de gas con bajo contenido de hidrógeno.

La implementación del sistema para la recuperación de hidrógeno a partir de la reactivación de operación de la unidad PSA y la utilización de gas con bajo contenido de hidrógeno como gas combustible tiene un costo estimado de:

TABLA 50	
DESCRIPCIÓN	COSTO US\$
Tubería e instrumentación.	1,982,500.00
Analizador de gas hidrógeno.	50,200.00
TOTAL	2,032,700.00

Tabla 50. Costo estimado para la implementación del sistema de recuperación de gas.

De esta forma tenemos que:

TABLA 51		ESTIMADO DEL COSTO DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN	
VALOR ESTIMADO DEL GAS POTENCIALMENTE RECUPERABLE			
TAG VÁLVULA	VALOR DEL GAS RECUPERABLE (US\$/año)	DESCRIPCIÓN	COSTO US\$
PV-1291	11,247,828.00	Tubería.	1,982,500.00
PV-524B	1,671,836.00		
PV-8406B	304,326.00		
PV-8805B	342,000.00		
PV-401B	880,204.00	Analizador de gas hidrógeno.	50,200.00
PV-701B			
PV-801B			
PV-524B			
PV-2701	448,330.00		
TOTAL	16,253,455.00		2,032,700.00

Tabla 51. Costo estimado para la implementación del sistema de recuperación de gas.

Con los datos presentados en la tabla anterior se observa que con la reactivación de la unidad PSA es posible recuperar la inversión.

Seguidamente de ser recuperada la descarga de la válvula PV-524B lograríamos disminuir gran cantidad de emisiones al sistema de desfogue, y cubriría el costo de su conexión a la unidad PSA y al incinerador.

La descarga de la válvula PV-524B es la más importante, debido a que es la que presenta una cantidad considerable de gas con alto contenido de hidrógeno emitido a desfogue.

La válvula PV-1291, es la que emite la mayor cantidad de gas con alto contenido de hidrógeno, en condiciones normales de operación ésta descarga no debería emitirse. Se propone reactivar la unidad PSA, en caso de continuar con emisiones a desfogue en la válvula PV-1291, se recomienda instalar un anillo de hidrógeno y enviar las posibles descargas de esta válvula a dicho anillo.

Las válvulas PV-8406B y PV-8805B requieren de un análisis de composición. De acuerdo a los datos obtenidos del diagrama de flujo de proceso de la unidad, las válvulas emiten gas con alto contenido de hidrógeno, por ello la recomendación es, implementar un anillo de hidrógeno en la refinería y enviar las descargas de estas válvulas a dicho anillo.

Por otra parte el uso de las corrientes con bajo contenido de hidrógeno como gas combustible o gas residual, disminuye las emisiones al quemador elevado.

Referencias

Aguilar Rodríguez Enrique. Diseño de procesos en ingeniería química. Instituto Politécnico Nacional / Instituto Mexicano del Petróleo, pag. 73. Ed. 2007.

ANSI/API. Standard 521 "Pressure-Relieving and Depressuring System". Pag. 143-165. 5th Edition, January 2007.

API. Standard 560 "Fired Heaters for General Refinery Services" Third Edition, May 2001

CRANE. Flujo de Fluidos en válvulas, Accesorios y Tuberías. McGraw-Hill, México 1980.

Hydrogen Purification. PSA Plants.

<http://www.psaplants.com/separation-techniques.html> Consulta: 11 de abril de 2011.

J. Peterson N. Tuttle, H. Cooper y C. Baukal. Process and plant optimization (Special Report), "Minimize Facility Flaring". Hydrocarbon Processing, Junio 2007, pages 111-115.

O. Zadakbar, A. Vatani and K. Karimpour. "Flare gas Recovery in Oil and Gas Refineries". Chemical Engineering Processing, February 28, 2009. Oil & Gas Science and Technology IFP vol .63 (2008) No. 6 PP 705-711.

PEMEX Desarrollo Sustentable. Informe de Responsabilidad Social 2009.

http://desarrollosustentable.pemex.com/files/content/inf09/inf_ds09.pdf Consulta: 11 de abril de 2011.

Petróleos Mexicanos. Glosario. Comunicación Social.

<http://www.pemex.com/index.cfm?action=content§ionid=111&catid=11182> Consulta: 11 de abril de 2011.

Petróleos Mexicanos. NRF-031-PEMEX-2007 "Sistemas de desfuegos y quemadores en instalaciones de PEMEX Exploración y Producción".

<http://www.pemex.com/files/content/NRF-031%2004Sep07.pdf> Consulta: 11 de abril de 2011.

Petróleos Mexicanos. NRF-032-PEMEX-2005 "Sistemas de Tubería en Plantas Industriales Diseño y Especificaciones de Materiales".

<http://www.pemex.com/index.cfm?action=statusfilecat&contentfileid=4965> Consulta: 11 de abril de 2011.

R.K. Sharma, Y.B. Prasad and V.Harishbabu. "Minimize your refinery flaring" (Special Report). Hydrocarbon Processing, February 2007, pag. 105-106.

Segoviano Murillo Selene Inés. Análisis de la refinería Miguel Hidalgo de Tula, Hidalgo, utilizando PETROPLAN. México, UNAM, 2006.

Datos proporcionados por la Refinería de estudio.

ANEXO I

DIÁMETRO DE TUBERÍAS

El presente anexo nos muestra los diámetros de las tuberías empleadas para la recuperación de gas con contenido de hidrógeno.

Se desarrolla el cálculo solo para ejemplificar la manera en que es obtenido cada diámetro.

Estimado del diámetro de tubería

Se determino el diámetro de tubería para el gas a recuperar considerando un comportamiento Isotérmico, de acuerdo al código API STD 521¹⁰. Por lo tanto, para la determinación del diámetro de tubería se usa como criterio principal la caída de presión resultante y no el número de Mach debido a la presión requerida a la entrada en los equipos propuestos para la recuperación de gas.

La composición de los gases enviados a desfogue es la composición mostrada en el Diagrama A-002.

Se considera como carga total el flujo mostrado en el Diagrama A-002 correspondiente a las válvulas de desfogue.

¹⁰ ANSI/API Standard 521 "Pressure-Relieving and Depressuring System" 5th Edition, January 2007.

La presión atmosférica en Tula Hidalgo, tomando en cuenta la altura sobre el nivel del mar (2,020 msnm), se considera de:

$$11.38 \text{ bpsia} = 588.55 \text{ mmHg}$$

Con base al método de cálculo utilizado para determinar la caída de presión en la tubería nueva, se considera un flujo isotérmico a lo largo de la tubería; por lo tanto, para los cálculos posteriores en donde se tenga como variable a la temperatura, se utilizará una temperatura promedio calculada a partir de las temperaturas en los extremos de la tubería (Temperatura de Entrada y Temperatura de Salida).

Nomenclatura

		Unidades
d_i	Diámetro interno de la tubería	in
D_i	Diámetro interno de la tubería	ft
W	Flujo másico	lb/hr
T_{PROM}	Temperatura Promedio	°F
PM	Masa molecular relativa	lb/lbmol
P_1	Presión en la entrada de la tubería	psia
P_2	Presión en la salida de la tubería	psia
V_e	Volumen específico	ft ³ /lb
L_T	Longitud Total	ft
μ	Viscosidad	cp
ϵ	Rugosidad total	ft

η	Rugosidad relativa	
Z	Factor de Compresibilidad	
A_i	Área interna de la tubería	ft ²
Re	Número de Reynolds	
f	Factor de fricción	
M	Número de Mach	
G	Masa Velocidad	lb/s ft ²

Ecuaciones a utilizar para el dimensionamiento

Área interna de la tubería.

$$A_i = \frac{1}{4} \pi D_i^2 \quad \text{A.I.1.}$$

Número de Reynolds.

$$Re = 6.31 \frac{W}{\mu d_i} \quad \text{A.I.2.}$$

Rugosidad relativa.

$$\eta = \frac{\varepsilon}{D_i} \quad \text{A.I.3.}$$

Factor de fricción.

$$\frac{1}{f} = 2 * \text{Log} \left(\frac{\varepsilon}{3.7Di} \right) + \left(\frac{2.51}{\text{Re} f} \right) \quad \text{A.I.4.}$$

Número de Mach.¹⁰

$$M = 3.23 \times 10^{-5} \left(\frac{W}{P_2 \times Di^2} \right) \sqrt{\frac{ZT_{PROM}}{PM}} \quad \text{A.I.5}$$

Masa Velocidad.¹¹

$$G = \frac{W}{A_i} \quad \text{A.I.6.}$$

Relación de Presiones Inicial.¹¹

$$\frac{P_i}{P_1} = 1 + 5.18 \times 10^{-3} \frac{fG^2 VeL_T}{d_i P_1} \quad \text{A.I.7.}$$

Relación de Presiones.¹¹

$$\frac{P_i}{P_1} = \frac{1}{2} \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 + 1 \right] - 2.16 \times 10^{-4} \frac{G^2 Ve}{P_1} \ln \frac{P_1}{P_2} \quad \text{A.I.8.}$$

Caída de Presión.

$$\Delta P = P_1 - P_2 \quad \text{A.I.9.}$$

¹⁰ ANSI/API Standard 521 "Pressure-Relieving and Depressuring System" 5th Edition, January 2007.

¹¹ Missen R. W. Chemical Engineering Vol. 69 No. 22, Oct 1962.

Ejemplo del procedimiento de cálculo para una tubería de gas combustible con diámetro de 8 in

Datos para el dimensionamiento del diámetro de la línea de gas combustible.

Flujo másico (W).

Flujo másico a la salida de la interconexión de las válvulas PV-401B, PV-701B, PV-801B.

$$1260.15 \text{ lb/hr} = 571.59 \text{ kg/hr}$$

Masa molecular relativa (PM).

Masa molecular relativa del Gas Combustible recuperado.

$$19.58 \text{ lb/lbmol} = 19.58 \text{ g/mol}$$

Temperatura (T_{PROM}).

Temperatura Promedio entre el punto de interconexión de las válvulas y la succión del compresor que elevará la presión de la corriente y poder ser alimentado a la red de gas combustible.

$$65.20 \text{ }^{\circ}\text{F} = 18.44 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Presión.

Presión en la interconexión de las válvulas PV-401B, PV-701B y PV-801B: $5.00 \text{ psig} = 0.35 \text{ Kg/cm}^2\text{man}$

Presión de succión del compresor: $3.27 \text{ psig} = 0.23 \text{ Kg/cm}^2\text{man}$

Presión atmosférica.: $11.38 \text{ psia} = 0.80 \text{ Kg/cm}^2$

Presión absoluta en la interconexión de las válvulas (P_1).

16.38 psia = 1.15 Kg/cm²

Longitud Total (L_T).

Longitud Equivalente (L_e).

Punto de interconexión de las válvulas y la succión del compresor.

Diámetro (in)

12 10 8 6 4

Longitud 1678.15 1666.67 1655.18 1643.70 1632.22 Ft

Volumen específico.

Vol. específico promedio entre el punto de interconexión de las válvulas y la succión del compresor.

18.55 ft³/lb = 1.16 m³/Kg

Viscosidad (μ).

Viscosidad Promedio entre el punto de interconexión de las válvulas y la succión del compresor.

0.012 cp

Constantes.

Factor de Compresibilidad (Z) 1

Rugosidad (ε) = 0.00016 ft = 5.00E-05 m

Cálculos

Ejemplo del procedimiento de Cálculo para una tubería de 8 in de diámetro.

Área interna.

$$A_i = \frac{1}{4} \pi D_i^2 = \frac{1}{4} \pi (0.69)^2 = 0.35 \text{ ft}^2$$

Caída de Presión.

Número de Reynolds.

$$Re = \frac{6.31 W}{(\mu * d_i)} = \frac{1260.15}{(0.012 * 8.33)} = 13529.88$$

Rugosidad relativa.

$$\eta = \frac{\epsilon}{D_i} = \frac{0.000164}{0.69} = 0.00025$$

Factor de fricción.

Al realizar las iteraciones se obtiene:

$$f = 0.014$$

Número de Mach.

$$M = 3.23 \times 10^{-5} \left(\frac{W}{P_1 \times D_i} \right) \sqrt{\frac{Z T_{PROM}}{P M}} = 0.044$$

$$G = \frac{W}{A_i} = \frac{1260.15}{(3600 * 0.38)} = 1.08 \text{ lb/s ft}^2$$

Relación de presión inicial.

$$\frac{P_i}{P_1} = 1 + 5.18 \times 10^{-3} \frac{f G^2 V_e L_T}{d_i P_1} = 1.02 \text{ (Ecuación A.I.7).}$$

Relación de presiones supuestas.

$$P_1/P_2 = B = 1.02$$

Relación de presiones.

$$\frac{P_i}{P_1} = \frac{1}{2} \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 + 1 \right] - 2.16 \times 10^{-4} \frac{G^2 V_e}{P_1} \ln \frac{P_1}{P_2} = 1.02 \text{ (Ecuación A.I.8).}$$

Función de error.

$$\text{Error} = (\text{Ecuación A.I.7}) - (\text{Ecuación A.I.8}) = 0.00$$

Presión a la salida de la tubería.

$$P_2 = P_1/B = 16.38 / 1.02 = 16.09 \text{ psia} = 1.13 \text{ kg/cm}^2$$

$$= 4.71 \text{ psig} = 0.033 \text{ kg/cm}^2$$

Caída de presión.

$$\Delta P = P_1 - P_2 = 0.29 \text{ psi}$$

El procedimiento de cálculo se repitió para diámetros de tubería de 12, 10, 6 y 4 pulgadas teniendo como resultado los presentados en la Tabla A.I.1.

TABLA A.I.1					
DIÁMETRO NOMINAL, (in).	12	10	8	6	4
Diámetro Interno, (in).	12.00	10.02	7.98	6.07	4.03
Diámetro Interno, (ft).	1.00	0.84	0.67	0.51	0.34
Área Interna, (ft ²).	0.79	0.55	0.35	0.20	0.09
Número de Reynolds.	8998.50	10776.64	13529.88	17804.12	26821.15
Rugosidad Relativa (h).	1.64E-04	1.96E-04	2.47E-04	3.25E-04	4.89E-04
Factor de fricción.	0.01	0.01	0.01	0.02	0.02

TABLA A.I.1					
DIÁMETRO NOMINAL, (in).	12	10	8	6	4
Velocidad del gas (ft/s).	8.26	11.85	18.68	32.34	73.39
NÚMERO DE MACH.	0.01	0.02	0.04	0.13	0.68
Masa Velocidad, (lb/ft ² s).	0.45	0.64	1.01	1.74	3.96
Rel. de P Inicial (Pi/P ₂) Ec A.I.7.	1.00	1.01	1.02	1.07	1.62
Relación de Presiones supuesta(P ₁ /P ₂ *).	1.00	1.01	1.02	1.07	1.40
Rel. de P Inicial (Pi/P ₂) Ec A.I.8.	1.00	1.01	1.02	1.07	1.48
Error.	0.00	0.00	0.00	0.00	0.14
Presión a la salida P ₂ , psia.	16.34	16.29	16.14	15.29	11.72
CAÍDA DE PRESIÓN, psi.	0.04	0.09	0.24	1.09	4.66
CAÍDA DE PRESIÓN POR CADA 100 PIES , psi.	0.00	0.01	0.01	0.07	0.29

Tabla A.I.1. Análisis del diámetro de tubería requerida para el envío de gas combustible desde la interconexión de las válvulas PV-401B, PV-701B y PV-801B al compresor que elevara su presión para conectarse en la red de gas combustible.

Presión en la succión del compresor.

$$P_2 = 3.91 \text{ psig} = 0.27 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$$

$$15.29 \text{ psia}$$

El diámetro propuesto para esta línea es de 6 in, con este diámetro se obtiene una presión a la salida de la tubería de 3.91 psig (0.27 Kg/cm² man). Ésta presión de salida estimada es superior a la presión de la succión del compresor que es de 3.27 psig (0.23 Kg/cm² man), lo cual nos indica que el gas llegaría a la succión del compresor.

Resultados

Con base a los requerimientos de presión en los equipos que dispondrán de cada corriente, los diámetros propuestos para la tubería requerida en la recuperación de gas son:

TABLA A.I.2		
CONEXIÓN	PRESIÓN A LA SALIDA psig (kg/cm ² _{man})	DIÁMETRO DE TUBERÍA Pulgadas
Interconexión de las válvulas PV-401B, PV-701B y PV-801B.	3.91 (0.27)	6
Salida de la válvula PV-524B al tanque de balance de la Unida PSA.	88.48 (6.22)	8
Salida de la válvula PV-524B a la interconexión de hidrógeno de baja pureza de la válvula PV-2701.	88.22 (6.20)	4
Salida de la válvula PV-2701 al punto de interconexión con hidrógeno de la válvula PV-524B.	102.16 (7.18)	4
Interconexión de las válvulas PV-524B y PV-2701 al incinerador UM-4701 de la planta recuperadora de azufre 4.	92.96 (6.54)	6
Salida de la válvula PV-524B al incinerador de la planta de azufre 3.	80.68 (5.67)	4

Tabla A.I.2. Diámetros propuestos para las tuberías.

Las presiones son estimadas con la finalidad de que al emplear un diámetro sobrado se asegure la llegada del gas a sus destinos, evitando una caída de presión mayor en la tubería.

El diámetro en la salida de las válvulas PV-401, PV-701B y PV-801B a su interconexión se recomienda de 3 pulgadas.

ANEXO II

ESTIMACIÓN DE COSTO

En este anexo se estima el costo de la implementación de tubería en el sistema de recuperación de hidrógeno así como la requerida para la reutilización de gas con bajo contenido de hidrógeno en el sistema de desfogue de la refinería estudiada.

Los cálculos realizados muestran únicamente un estimado por orden de magnitud, el error en el costo abarca hasta un $\pm 40\%$, es un estudio previo solo confines de idealizar la posible conveniencia de implementación de sistema de recuperación de gas con alto contenido de hidrógeno en las corrientes de desfogue.

Estimado del costo económico de implementación

Se determinó el costo de implementación de tubería para el gas a recuperar considerando un error de $\pm 40\%$, esto como consecuencia de ser solo un estimado previo para fines comparativos. Por lo tanto, para determinar los costos se realiza el cálculo mediante lo indicado en el artículo de la revista CHEMICAL ENGINEERING del mes de marzo de 2006 en las páginas 44 a 49, escrito por Gael D. Ulrich y Palligarnai T. Vasudevan de University of New Hampshire. El título es Short-Cut Piping Costs.

Los diámetros de la tubería son los obtenidos en el anexo I y las longitudes se estimaron a partir de los plot plant de la refinería.

Se considera como una tubería que se implementa en el área de proceso, es decir una tubería compleja para el caso del artículo.

Se toma como costo de contingencias un 15 % del costo de la tubería, y como costo del sistema de control un 50 % del costo.

Para actualizar los precios al presente año se considera el CE Plant Cost Index reportado en la revista Chemical Engineering. Los costos estimados se presentan en dólares estadounidenses (US\$).

Tomando en cuenta el tipo de fluido, el material requerido se considerada acero al carbón únicamente con fines de estimación previa, las recomendaciones de la NFR-032-PEMEX-2005⁶ se plantea diversas especificaciones pero la mayoría es comparable en precio con la de acero al carbón (no en calidad o manejo de corrientes).

Nomenclatura

		Unidades
d_i	Diámetro interno de la tubería	in
D_i	Diámetro interno de la tubería	cm
L_T	Longitud Total	ft
C_P	Costo base de tubería	US\$/m
C_{BM}	Costo total de módulo.	US\$/m
C_T	Costo de tubería.	US\$

C_E	Costo estimado.	US\$
C_{AC}	Costo actualizado.	US\$
F_M	Factor de material.	
F_{BM}	Factor de instalación.	
F_P	Factor de presión.	

Ecuaciones empleadas para la estimación de costo

Se trata de una tubería compleja y se emplea la ecuación.

El factor de instalación

$$F_{BM} = 2.0 - 0.024 * D - 0.001 * D^2 + 1.22 * F_M * F_P - 0.011 * D * F_M * F_P - 0.15 * D * (F_M * F_P)^{-2} \quad \text{A.II.1.}$$

El costo total del modulo.

$$C_{BM} = F_{BM} * C_P \quad \text{A.II.2.}$$

Costo de tubería.

$$C_T = C_{BM} * L \quad \text{A.II.3.}$$

Costo estimado incluyendo contingencias e instrumentación.

$$C_E = C_T * (1 + \% \text{ de contingencias} + \% \text{ de sistema de control}) \quad \text{A.II.4.}$$

Actualización de costo.

$$C_{AC} = C_E * (\text{CE Plant Cost Index 2010} / \text{CE Plant Cost Index 2005}) \quad \text{A.II.5.}$$

Ejemplo del procedimiento de cálculo para la estimación de costo económico en la implementación de tubería de 3 in

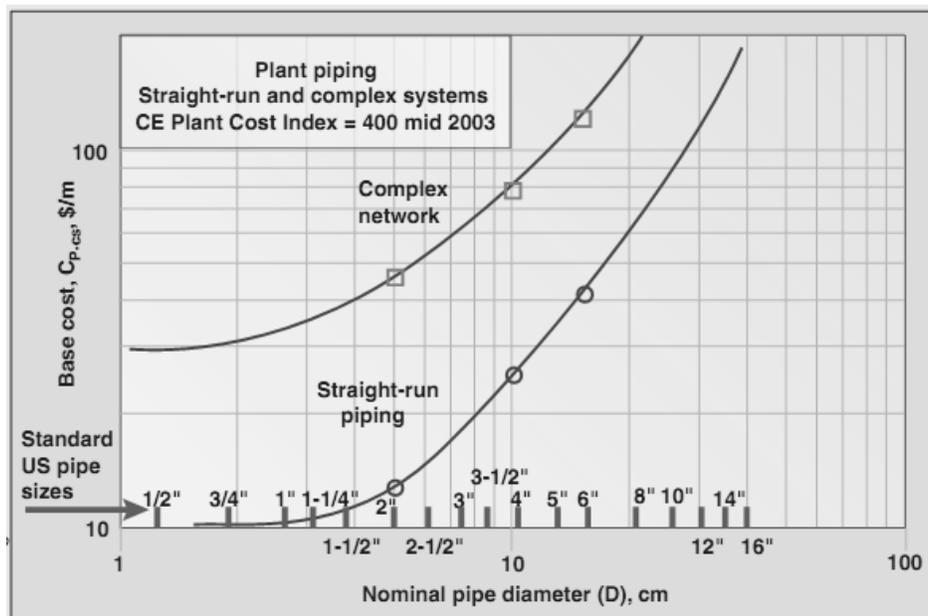
Datos para la estimación de costo económico.

Diámetro.

$$3\text{in} = 7.62\text{ cm}$$

Costo base de Gráfica A.II.1.

$$C_P = 67\text{ US\$}$$



Gráfica A.II.1. Determinación de costo base por diámetro de tubería.

Factor de material de Tabla A.II.1.

$$F_M = 1.8$$

MATERIAL FACTORS (F_M)					
Piping type	Straight-run	Complex	Piping type	Straight-run	Complex
Polyvinyl chloride (PVC)	0.4	0.5	Fiberglass-reinforced plastic (FRP)	4.0	3.8
Chlorinated polyvinyl chloride (CPVC)	0.9	0.8	Alloy 20	8.8	8.5
Carbon steel	1.0	1.0	Titanium	10.2	9.4
Type 304 stainless steel	1.5	1.8	Monel	15.0	9.3
Type 316 stainless steel	1.9	2.1	Hastelloy C-276	18.2	12.0
Carbon-steel pipe lined with:			Zirconium	32.4	20.4
-rubber	1.9	1.4	PRESSURE FACTORS		F_p
-conventional plastic (cp)	5.0	4.7			
-fluorocarbon plastic (fp)	9.2	7.3			
-glass	9.0	6.2	Less than 10 barg		1.0
			10 to 40 barg		1.6

Tabla A.II.1. Factores de presión y material.

Factor de presión de Tabla A.II.1.

$$F_p = 1$$

Longitud de tubería.

$$L_T = 345 \text{ m}$$

CE Plant Cost Index.

$$2005 = 468.2$$

$$2010 = 575.4$$

Porcentaje por contingencias.

15%

Porcentaje por instrumentación.

50%

Cálculos

$$F_{BM} = 2.0 - 0.024*(7.62) - 0.001*(7.62)^2 + 1.22*1.8*1 - 0.011*(7.62)*1.8*1 - 0.15*(7.62)*(1.8*1)^{-2} = 3.45$$

$$C_{BM} = 3.45*67 = 231.24 \text{ US\$/m}$$

$$C_T = 231.24 * 345 = 79,779.15 \text{ US\$}$$

$$C_E = 79,779.15*(1 + 0.15 + 0.5) = 131,635.60 \text{ US\$}$$

$$C_{AC} = 131,635.60 * (468.2 / 575.4) = 161,800.00 \text{ US\$}$$

Resultados

Los resultados se presentan en la Tabla A.II.2.

TABLA A.II.2		
Diámetro Pulgadas	Longitud Metros	Costo US\$
3	345	\$ 161,800.00
4	826	\$ 441,800.00
6	1485	\$ 1,053,200.00
8	424	\$ 325,700.00
TOTAL		\$ 1,982,500.00

Tabla A.II.2.Costo estimado de tubería.

El costo total estimado para la implementación del sistema de recuperación de gas con contenido de hidrógeno en el sistema de desfogue de la refinería estudiada es de \$ 1,982,500.00 US.

ANEXO III

CAPACIDAD CALORÍFICA DE LAS CORRIENTES PROPUESTAS EN LA RECUPERACIÓN COMO GAS COMBUSTIBLE Y GAS RESIDUAL

Para la evaluación de la capacidad calorífica de las corrientes enviadas a desfogue propuestas para su reutilización como gas combustible y gas residual, se emplea la tabla presente en el apéndice F.B-MODEL FORMAT FOR WORK SHEETS presente en la API standard 560¹² Fired Heaters for General Refinery Service.

Las instrucciones para el llenado de la tabla son:

Si la composición se expresa como porcentaje de volumen, insertar en la columna 1, si la composición se expresa como porcentaje en peso, anotar en la columna 3. Para obtener el poder calorífico por libra de combustible, el total de la columna 5 debe dividirse por el total de la columna 3. El SO₂ se incluye en la columna de CO₂. Aunque esto es inexacto, las pequeñas cantidades habituales no afectan los resultados finales.

La composición de las corrientes se expresadas en % volumen, para fines prácticos en gases es aproximado al % mol.

¹² API. Standard 560 "Fired Heaters for General Refinery Services" Third Edition, May 2001.

Resultados

TABLA A.III.1					
FUEL COMPONENT	COLUMN 1 VOL. FRACC	COLUMN 2 MOLEC WEIGHT	COLUMN 3 TOTAL WEIGHT POUNDS	COLUMN 4 NET HEATING VALUE BTU/LB	COLUMN 5 HEATING VALUE BTU
CARBON	0.0000	12.000	0.000		0
HYDROGEN	0.2993	2.016	0.603	51600	31136
OXYGEN	0.0000	32.000	0.000		0
NITROGEN	0.0000	28.000	0.000		0
CARBON MONOXIDE	0.0000	28.000	0.000	4345	0
CARBON DIOXIDE	0.0000	44.000	0.000		0
METHANE	0.3925	16.000	6.280	21500	135013
ETHANE	0.1635	30.100	4.923	20420	100519
ETHYLENE	0.0000	28.100	0.000	20290	0
PROPANE	0.0772	44.100	3.403	19930	67826
PROPYLENE	0.0000	42.100	0.000	19690	0
BUTANE	0.0582	58.100	3.381	19670	66501
BUTYLENE	0.0000	56.100	0.000	19420	0
PENTANE	0.0077	72.100	0.553	19500	10784
HEXANE	0.0000	86.200	0.000	19390	0
SULFUR	0.0000	32.100	0.000		0
HYDROGEN SULFIDE	0.0016	34.100	0.055	6550	357
TOTAL	1.0000		19.197		412135
TOTAL PER POUND OF FUEL	1.0000		1.000		21,468
TOTAL PER Kg OF FUEL	1.0000		2.205		47,330

Tabla A.III.1. Poder calorífico de las válvulas PV-401B, PV-701B y PV-801B.

TABLA A.III.2					
FUEL COMPONENT	COLUMN 1 VOL. FRACC	COLUMN 2 MOLEC WEIGHT	COLUMN 3 TOTAL WEIGHT POUNDS	COLUMN 4 NET HEATING VALUE BTU/LB	COLUMN 5 HEATING VALUE BTU
CARBON	0	12.000	0.000		0
HYDROGEN	0.7451	2.016	1.502	51600	77508
OXYGEN	0.0000	32.000	0.000		0
NITROGEN	0.0000	28.000	0.000		0
CARBON MONOXIDE	0.0000	28.000	0.000	4345	0
CARBON DIOXIDE	0.0000	44.000	0.000		0
METHANE	0.0692	16.000	1.107	21500	23794
ETHANE	0.0681	30.100	2.050	20420	41863
ETHYLENE	0.0000	28.100	0.000	20290	0
PROPANE	0.0736	44.100	3.246	19930	64697
PROPYLENE	0.0000	42.100	0.000	19690	0
BUTANE	0.0286	58.100	1.663	19670	32719
BUTYLENE	0.0000	56.100	0.000	19420	0
PENTANE	0.0000	72.100	0.000	19500	0
HEXANE	0.0154	86.200	1.327	19390	25723
SULFUR	0.0000	32.100	0.000		0
HYDROGEN SULFIDE	0.0000	34.100	0.000	6550	0
TOTAL	1.0000		10.895		266305
TOTAL PER POUND OF FUEL	1.0000		1.000		24,443
TOTAL PER Kg OF FUEL	1.0000		2.205		53,887

Tabla A.III.2. Poder calorífico de la válvula PV-524B.

TABLA A.III.3					
FUEL COMPONENT	COLUMN 1 VOL. FRACC	COLUMN 2 MOLEC WEIGHT	COLUMN 3 TOTAL WEIGHT POUNDS	COLUMN 4 NET HEATING VALUE BTU/LB	COLUMN 5 HEATING VALUE BTU
WATER	0.0070	18.000	0.125		0
HYDROGEN	0.5776	2.016	1.164	51600	60083
OXYGEN	0.0000	32.000	0.000		0
NITROGEN	0.0000	28.000	0.000		0
CARBON MONOXIDE	0.0000	28.000	0.000	4345	0
CARBON DIOXIDE	0.0000	44.000	0.000		0
METHANE	0.1572	16.000	2.515	21500	54080
ETHANE	0.1149	30.100	3.459	20420	70629
ETHYLENE	0.0000	28.100	0.000	20290	0
PROPANE	0.0762	44.100	3.361	19930	66991
PROPYLENE	0.0000	42.100	0.000	19690	0
BUTANE	0.0365	58.100	2.120	19670	41702
BUTYLENE	0.0000	56.100	0.000	19420	0
PENTANE	0.0171	72.100	1.229	19500	23971
HEXANE	0.0136	86.200	1.171	19390	22698
SULFUR	0.0000	32.100	0.000		0
HYDROGEN SULFIDE	0.0000	34.100	0.000	6550	0
TOTAL	1.0000		15.145		340154
TOTAL PER POUND OF FUEL	1.0000		1.000		22460
TOTAL PER Kg OF FUEL	1.0000		2.205		49,515

Tabla A.III.3. Poder calorífico de la válvula PV-2701.