



6
201^o
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES
"ZARAGOZA"**

**ESTUDIO PARA LA REDUCCION DE LAS
MASAS A RELEVAR EN EL SECTOR DE
GASOLINAS II DE LA REFINERIA
"MIGUEL HIDALGO". EN TULA, HGO.**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO**

P R E S E N T A N

GONZALEZ AVILA SALVADOR

VACA AHUMADA HERIBERTO

MEXICO, D. F.

FEBRERO 1990

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 está 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.

C O N T E N I D O

CAPITULO	DESCRIPCION
1	Introducción.
2	Descripción del Sector de Gasolinas II.
3	Sistemas de Protección y Procedimientos de Emergencia.
4	Análisis de los Sistemas de Relieve.
5	Implementación de Nuevos Criterios para la Reducción de las Resas a Relievar.
6	Comparación Económica de alternativas.
7	Conclusiones.
	Bibliografía.
APENDICE A	Tablas
APENDICE B	Figuras

INDICE

I N D I C E

		Hoja
	CAPITULO 1	1
1.	Introducción.	2
1.1	Antecedentes.	2
1.2	Objetivo.	3
	 CAPITULO 2	 5
2.	Descripción del Sector de Gasolinas II.	6
2.1	Sector de Gasolinas II.	7
2.2	Descripción general del diagrama de bloques del "Sector de Gasolinas II".	8
2.3	Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.	11
2.3.1	Generalidades.	11
2.3.2	Cúscica del Proceso.	12
2.3.3	Descripción del Proceso.	14
2.3.3.A	Sección de Reacción.	16
2.3.3.B	Sección de Estabilización y Fraccionamiento.	19
2.3.4	Lista de Equipo de Proceso.	23
2.3.5	Balace de Materia y Energía.	26
2.4	Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.	33
2.4.1	Descripción del Proceso.	33
2.4.1.A	Sección de Reacción.	34
2.4.1.B	Sección de Agotamiento y Fraccionamiento.	36

	Hoja	
2.4.2	Lista de Equipo de Proceso.	40
2.4.3	Balace de Materia y Energía.	43
2.5	Unidad Refinadora de Naftas No. 2.	57
2.5.1	Generalidades.	57
2.5.2	Química del Proceso.	58
2.5.3	Descripción del Proceso.	62
2.5.3.A	Sección de Carga y Reacción.	64
2.5.3.B	Sección de Compresión de Hidrógeno.	67
2.5.3.C	Sección de Estabilización.	69
2.5.3.D	Sección de Generación de Vapor.	71
2.5.4	Lista de Equipo de Proceso.	72
2.5.5	Balace de Materia y Energía.	75
2.6	Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.	87
2.6.1	Descripción del Proceso.	87
2.6.1.A	Sección de Tratamiento con SFA.	90
2.6.1.B	Sección de Tratamiento Cláustico.	93
2.6.1.C	Sección de Fraccionamiento de Ligeros.	95
2.6.1.D	Sección de Fraccionamiento de Pesados.	98
2.6.2	Lista de Equipo de Proceso.	102
2.6.3	Balace de Materia y Energía.	108
	 CAPITULO 3	 121
3.	Sistemas de Protección y Procedimientos de emer- gencia del Sector de Gasolinas II.	122
3.1	Introducción.	122

	Hoja	
3.2	Sistemas de Protección.	122
3.2.1	Sistemas de Protección en Compresores.	123
3.2.2	Sistemas de Protección en Calentadores a Fuego Directo con Precalentamiento de Aire.	124
3.3	Procedimientos de Emergencia.	126
3.3.1	Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.	126
3.3.1.A	Falla de Energía Eléctrica.	126
3.3.1.B	Falla de Vapor.	127
3.3.1.C	Falla de Agua de Enfriamiento.	128
3.3.1.D	Falla de Aire de Instrumentos.	130
3.3.2	Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.	131
3.3.2.A	Falla de Energía Eléctrica.	132
3.3.2.B	Falla de Vapor.	133
3.3.2.C	Falla de Agua de Enfriamiento.	134
3.3.2.D	Falla de Aire de Instrumentos.	136
3.3.3	Unidad Reformadora de Naftas No. 2.	137
3.3.3.A	Falla de Energía Eléctrica.	137
3.3.3.B	Falla de Vapor.	139
3.3.3.C	Falla de Agua de Enfriamiento.	141
3.3.3.D	Falla de Aire de Instrumentos.	142
3.3.4	Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.	144
3.3.4.A	Falla de Energía Eléctrica.	144
3.3.4.B	Falla de Vapor.	144
3.3.4.C	Falla de Agua de Enfriamiento.	145

	Hoja
3.3.4.D Falla de Aire de Instrumentos.	146
CAPITULO 4	
4. Análisis de los Sistemas de Relievo.	148
4.1 Introducción.	148
4.2 Sistemas de Relievo.	149
4.2.1 Tipos de Sistemas de Relievo	150
4.2.1.A Sistema Abierto.	151
4.2.1.B Sistema Cerrado.	151
4.2.1.C Sistema de Recuperación.	152
4.3 Dispositivos de Relievo de Presión.	153
4.3.1 Válvula de Seguridad-Relievo.	155
4.3.2 Válvula Operada por Piloto.	158
4.3.3 Discos de Ruptura.	159
4.3.4 Materiales de Construcción.	159
4.3.5 Cálculo de las Manas a Relievar.	159
4.3.5.A Fuego Externo.	161
4.3.5.B Descarga Bloqueada.	165
4.3.5.C Ruptura de Tubos.	166
4.3.5.D Falla de Agua de Enfriamiento.	167
4.3.5.E Falla de Reflujo.	168
4.3.5.F Expansión Térmica de Líquidos.	169
4.3.5.G Falla de Energía Eléctrica.	171
4.3.5.H Falla de Control.	171
4.3.6 Cálculo del Área Requerida para Válvulas de Relievo.	172
4.4 Dimensionamiento del Cabalal de Desfogue.	177

4.4.1	Criterios de Diseño.	177
4.4.2	Método de Cálculo.	179
4.4.3	Cálculo de Variables y Propiedades Medias.	184
4.4.4	Procedimiento de Cálculo.	187
4.4.5	Secuencia de Cálculo.	190
4.4.6	Consideraciones.	191
4.5	Cálculo de las Válvulas de Relieve de las Unidades que conforman el "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Tula, Hgo.	193
4.6	Análisis del Sistema de Desfogue del "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Tula, Hgo.	194
4.6.1	Análisis de los Sistemas por Fuego.	195
4.6.2	Análisis de los Sistemas por Falla de Agua de Enfriamiento.	196
	CAPÍTULO 5	199
5.	Implantación de Nuevos Criterios para la Reducción de las Masas a Relievar.	200
5.1	Introducción.	200
5.2	Consideración de Códigos y Normas Vigentes.	201
5.2.1	Diseño de Sistemas de Relievo.	203
5.2.1.A	Válvulas de Relievo.	203
5.2.1.B	Criterios para Localizar Dispositivos de Relievo.	205
5.2.2	Sistema de Desfogue.	207
5.3	Descripción del Sistema de Corte.	210
5.3.1	Consideraciones de Diseño.	212

5.3.2	Unidad hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.	214
5.3.3	Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.	218
5.3.4	Unidad Refinadora de Naftas No.2.	221
5.3.5	Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 3.	224
5.4	Aplicación de los Nuevos Criterios en el Cálculo de las Redes a Relojar y del Cabezal de Desfogue.	226
5.4.1	Unidad hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.	226
5.4.2	Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.	227
5.4.3	Unidad Refinadora de Naftas No.2.	227
5.4.4	Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No.2.	228
5.4.5	Análisis de los Cabezales de Desfogue que Conforman el Sector.	229
5.4.5.A	Desfogue de Baja Presión.	229
5.4.5.B	Desfogue de Alta Presión.	229
5.4.5.C	Desfogue Acido.	230
5.4.6	Cálculo del Flujo de Arriego Total.	230
5.4.7	Evaluación de Diámetros para los Cabezales.	231
5.4.8	Evaluación de Diámetros para Subcabezales.	232
5.4.8.A	Unidad hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.	232
5.4.8.B	Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.	233
5.4.8.C	Unidad Refinadora de Naftas No.2.	233

	Hoja
5.4.8.B Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No.2.	234
5.4.9 Esquema de Desfogue para el Sector.	234
5.5 Comparación Técnica de Alternativas.	238
 CAPITULO 6	 238
6. Comparación Económica de Alternativas.	237
6.1 Introducción.	237
6.2 Evaluación del Costo del Sistema de Desfogue del "Sector de Gasolinas II".	238
6.2.1 Costo del Sistema de Desfogue, Sin Considerar el Estudio de Bismoción de Masas a Relievar.	239
6.2.2 Costo del Sistema de Desfogue, de acuerdo a los nuevos Criterios de Diseño.	241
6.3 Resultado de la Comparación.	242
 CAPITULO 7	 243
7. Conclusiones.	244
 BIBLIOGRAFIA.	 247

A P E N D I C E - A -

Tabla No.

- 3.1 Dispositivos de Seguridad Implementados en la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.
- 3.2 Dispositivos de Seguridad Implementados en las Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.
- 3.3 Dispositivos de Seguridad Implementados en la Unidad Refinadora de Naftas No. 2.
- 3.4 Dispositivos de Seguridad Implementados en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.
- 4.3.5 Factor de Asilamiento "F" en Función del Tipo de Instalación.
- 4.3.6 Factor de Corrección K_{av} para Válvulas de Relieve en Servicio de Vapor de Agua.
- 4.5.1 Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.
- 4.5.2 Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.
- 4.5.3 Unidad Refinadora de Naftas No. 2.
- 4.5.4 Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.
- 4.6.1 Análisis por Fuego, Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.

Tabla No.

- 4.6.2 Análisis por Fuego, Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.
- 4.6.3 Análisis por Fuego, Unidad Reformadora de Naftas No. 2.
- 4.6.4 Análisis por Fuego, Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.
- 4.6.5 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento, Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.
- 4.6.6 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento, Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.
- 4.6.7 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento, Unidad Reformadora de Naftas No. 2.
- 4.6.8 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento, Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.
- 5.4 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento.
 - 5.4.5.A Desfogue de Baja Presión.
 - 5.4.5.B Desfogue de Alta Presión.
 - 5.4.6 Flujo a Relievar Resonante Total.
 - 5.4.7 Evaluación de la Red de Desfogue del "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Tula, Hgo.
- 5.5 Tabla Comparativa de Resultados Finales Obtenidos para el Sistema de Desfogue por Falla de Agua de Enfriamiento para el Sector de Gasolinas II de la Refinería de Tula, Hgo.

A P E N D I C E . B .

Figura No.

- 2-1 Localización general del "Sector de Gasolinas II" dentro de la Refinería.
- 2-2 Diagrama de Bloques de Integración, "Sector de Gasolinas II"
- 2.3.3 Diagrama de Flujo de Proceso, Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2.
- 2.4.1.A Diagrama de Flujo de Proceso, Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No.3.
- 2.4.1.B Diagrama de Flujo de Proceso, Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 4.
- 2.5.3 Diagrama de Flujo de Proceso, Unidad Reformadora de Naftas No.3.
- 2.6.1 Diagrama de Flujo de Proceso, Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No.2.
- 3.2.2 Sistema de Protección en Calentadores a Fuego Directo con Precalentamiento de Aire.
- 4.2.1.A Sistema de Relievo Abierto.
- 4.2.1.B Sistema de Relievo Cerrado.
- 4.2.1.C Sistema de Relievo de Recuperación.

Figura No.

- 4.3.A Características de las Válvulas de Relievo Convencionales.
- 4.3.B Características de las Válvulas de Relievo Balanceadas.
- 4.3.C Válvula de Relievo Operada por Piloto.
- 4.3.D Discos de Ruptura.
- 4.3.E.A Calor Latente de Vaporización de Hidrocarburos Parafínicos Líquidos Puros.
- 4.3.E.B Coeficiente de Expansión Isentrópica "n".
- 4.3.E.C Factor de Corrección por Capacidad, K_c , para Válvulas de Relievo Balanceadas.
- 4.3.E.D Factor de Corrección por Capacidad, K_c , para Válvulas en Servicio de Líquidos.
- 4.3.E.E Factor de Corrección de la Capacidad debido a la contrapresión, K_c , para Servicio de Líquidos en Válvulas de Relievo Balanceadas.
- 4.4.2.1 Relación de Presiones P_2/P_1 .
- 4.4.5 Diagrama de Bloques del Procedimiento de Cálculo del Diámetro óptimo de Tuberías de Desfogue.
- 4.6 Red de Desfogue del "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Sula, Hgo.
- 5.3.2 Sistema de Protección para la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.
- 5.3.3 Sistema de Protección para las Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.

Figura No.

- 5.3.4** Sistema de Protección para la Unidad Refinadora de Naftas No. 2.
- 5.3.5** Sistema de Protección para la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.
- 5.4.9** Red de Desfogue del "Sector de Gasolinas II", de la Refinería de Tula, Hgo.

CAPITULO I

INTRODUCCION

1. INTRODUCCION.

1.1 Antecedentes.

Uno de los principales objetivos perseguidos por la industria nacional en la actualidad es el ahorro de energía, como consecuencia de la situación actual por la que atraviesa nuestro país, debido principalmente a la escasez de recursos energéticos y la situación económico-financiera actual. Esto ha activado que los diseños actuales sean enfocados hacia una operación óptima basada en la automatización de los procesos que se llevan a cabo en las plantas existentes.

En la actualidad, debido al incremento considerable en los costos de adquisición del equipo de proceso, aunado a lo antes expuesto, se han llegado a implementar nuevas metodologías de diseño, empleadas en el cálculo y selección de equipo, con la finalidad de reducir, tanto el costo de las instalaciones, como la posibilidad de pérdidas de productos valiosos.

El presente trabajo tiene como fundamento la inquietud acerca de los grandes diámetros de los subatales de desfoque y la alta capacidad de manejo de los quemadores de campo con que cuentan actualmente las Unidades de Refinación y Petroquímica de

Petróleos Mexicanos.

Dicha inquietud surgió a raíz de reportes técnicos de países desarrollados, en los cuales se encontró que para Plantas de tamaño similar a las existentes en nuestro país, los sistemas de desfogue manejan hasta una tercera parte del flujo de diseño considerado en las plantas con que cuenta Petróleos Mexicanos.

1.2 Objetivo.

El objetivo del presente trabajo consiste en presentar una nueva alternativa de diseño de los sistemas de desfogue, basada en el establecimiento de criterios surgidos de la experiencia operacional de plantas existentes, con la finalidad de disminuir, por un lado, las pérdidas de material de proceso, que trae consigo un sustancial ahorro de energía y, por otro lado, reducir el sistema de desfogue actual a través de la disminución de diámetros de cabezales, logrando con esto reducir la cantidad y número de quemadores de campo, ya que en la actualidad los costos de éstos se han incrementado considerablemente.

Dicha alternativa de diseño podrá aplicarse a toda aquella Unidad de Proceso que utilice agua como medio indirecto de enfriamiento.

Para presentar la nueva alternativa de diseño se ha seleccionado el Sector de Gasolinas II de la Refinería "Miguel Alemán", en

Tula, Hgo., por los siguientes motivos:

- Al "Sector de Carolinas II" lo componen cinco Unidades de Proceso muy relacionadas entre sí, por lo que cualquier variación en los servicios analizados es muy significativa.
- El sistema de desfogue de este "Sector", producto de la Ingeniería, se considera muy grande en cuanto a diámetros de líneas, dimensiones de tanques de desfogue y ancho y altura del quecedor de campo.

CAPITULO 2

DESCRIPCION DEL SECTOR DE GASOLINAS II

2. DESCRIPCIÓN DEL SECTOR DE GASOLINAS II.

El presente capítulo tiene la finalidad de exponer de manera detallada el llamado "Sector de Gasolinas II", por considerarse de gran utilidad para el entendimiento de los capítulos posteriores. Además, se definen algunos de los términos más utilizados en el desarrollo de este trabajo, como son los siguientes:

Olefina: Hidrocarburo no saturado (deficiente en átomos de hidrógeno).

Parafina: Hidrocarburo saturado de cadena lineal, $-C-C-C-$.

Nafta: Mezcla de hidrocarburos cíclicos saturados.

Gasóleo: Combustible o material para desintegración en estado líquido de 13 a 17 átomos de carbono y un límite en la temperatura de ebullición de 230-300°C.

Índice de Octano: Tendencia antigolpe relativa de un combustible. Se ha establecido una escala arbitraria en la que se le ha asignado al n-heptano, que golpea muy fuerte, un índice de octano de cero, y al 2,2,4-trimetilpentano (iso-octano) un índice de octano de 100. En la actualidad se dispone de combustibles con propiedades antigolpe superiores al iso-octano.

2.1 Sector de Gasolinas II.

Se le ha dado el nombre de "Sector de Gasolinas II" al conjunto de las siguientes Unidades de Proceso:

- 1.- Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.
- 2.- Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 3.
- 3.- Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 4.
- 4.- Reformadora de Naftas No. 2.
- 5.- Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.

Las cuales se encuentran localizadas dentro de la Refinería "Miguel Hidalgo" de Tula, Hgo., y tienen como objetivo principal, producir combustibles de alta calidad para uso en motores de combustión interna.

Las Unidades que conforman el "Sector de Gasolinas II" se encuentran confinadas dentro de la Refinería en una área global de 19,200 m², ver Figura No. 2.1.

A continuación se presenta la descripción general del Diagrama de Bloques (Figura No. 2.2), que representa al "Sector de Gasolinas II", indicando origen y destino de las corrientes involucradas en el mismo.

2.2 Descripción general del diagrama de bloques del "Sector de Gasolinas II".

Las corrientes que alimentan al Sector son básicamente tres: nafta ligera (de los domos de las torres despuntadoras previa estabilización), turbotina y diesel; dichas corrientes provienen de la Unidad de Destilación Atmosférica y se utilizan como carga a las siguientes Unidades: Hidrodesulfuradora de Naftas No.2, Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 3 e Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 4, respectivamente.

Las Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4 tienen la flexibilidad de procesar nafta ligera cuando la Sección de Recesión de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2 se encuentre fuera de operación, en este caso la nafta ligera hidrotratada en cualquiera de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios se envía a fraccionarse a la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2.

La Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2 también recibe como carga gasolina atarga que envían como subproducto las Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4 del Sector.

En las Unidades Hidrodesulfuradoras se llevan a cabo las reacciones de hidrodesulfuración utilizando como reactivo

hidrógeno, el cual proviene de la Unidad Refinadora de Naftas No. 2, obteniéndose los siguientes productos por Unidad de Proceso:

a) Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2 : gas asargo e hidrocarburos asargos que son enviados a tratamiento en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2) se obtiene también una corriente de pentano e isohexano y otra de hexano y más pesados, mismas que se envían a la Unidad antes mencionada para su posterior fraccionamiento. Por otro lado, se envía hacia almacenamiento, fuera de límites de batería, una corriente de hexano y más pesados, y una corriente del mismo producto, como carga principal a la Unidad Refinadora de Naftas No. 2.

b) Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 3: gas asargo que se envía a tratamiento en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No.2, una corriente de gas asargo que es enviada hacia desfogue y una corriente de turbosina nacional que se envía como producto principal hacia almacenamiento, fuera de límites de batería.

c) Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 4: gas asargo que se envía a tratamiento en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2, una corriente de gas asargo que es enviada a desfogue y una corriente de diesel nacional que es enviada como producto principal hacia

almacenamiento, fuera de límites de batería.

En la Unidad Refinadora de Naftas No.2 se llevan a cabo las reacciones de reformación correspondientes, obteniéndose los siguientes productos: hidrógeno, eiso que es enviado a las Unidades Hidrosulfuradoras como reactivo, gas combustible, el cual es enviado, fuera de límites de batería, a integrarse a la red de distribución de la Refinería; LPG, que es enviado a tratamiento en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2, y nafta reformada que es enviada como producto principal hacia almacenamiento, fuera de límites de batería.

Finalmente, en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2, después de efectuarse los procesos de tratamiento y fraccionamiento se obtienen los siguientes productos: gas dulce, que se envía a almacenamiento fuera de límites de batería; gas ácido, el cual se alimenta como carga a la Unidad de Recuperación de Azufre; gas combustible, que se envía fuera de límites de batería a integrarse a la red de distribución de la Refinería; y los siguientes hidrocarburos que se envían a almacenamiento, fuera de límites de batería: isobutano, butano, propeno, n-butano, n-pentano e isohexano, isopentano, gasolvente, gas nafta y gasolina.

A continuación se describen las Unidades que conforman el "Sector de Gasolinas II".

2.3 Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.

2.3.1 Generalidades.

El proceso de hidrodesulfuración se lleva a cabo dentro de la refinación del petróleo con el fin de eliminar compuestos de azufre, oxígeno, cloro, nitrógeno y algunos metales de los productos de la destilación fraccionada del crudo, cuya presencia es indeseable por diversos factores, entre los cuales se incluye la contaminación ambiental por la formación de SO₂ durante su combustión y el envenenamiento de catalizadores en ciertos procesos donde se requieren como materia prima.

Como consecuencia de esto, resulta conveniente el tratamiento de estos productos antes de su empleo, en procesos de hidrodesulfuración, cuya función primaria es la eliminación de compuestos sulfurados.

En este proceso se llevan a cabo también reacciones de saturación de olefinas y compuestos aromáticos presentes en algunas fracciones obtenidas de la destilación del crudo.

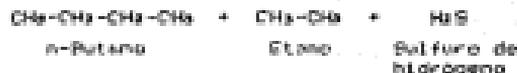
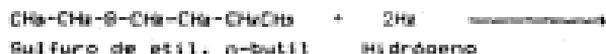
El proceso de hidrodesulfuración consiste básicamente en la hidrogenación catalítica de los productos a tratarse con catalizadores cuya base es generalmente sulfidato de aluminio y níquel, o cobalto y combinaciones de tungsteno, níquel y aluminio

soportados en gomas alúmina. La operación es llevada a cabo en un reactor adiabático de lecho fijo, cuyas condiciones de temperatura y presión oscilan entre 200-400 °C y 20-40 Kg/cm² man, dependiendo del tipo de carga y del catalizador empleado.

2-3.2 Química del Proceso.

Las reacciones químicas de hidrogenación que tienen lugar en el Reactor de Hidrodesulfuración por medio de las cuales se efectúa la descomposición de los compuestos contaminantes y la saturación de las olefinas y compuestos aromáticos se presentan a continuación:

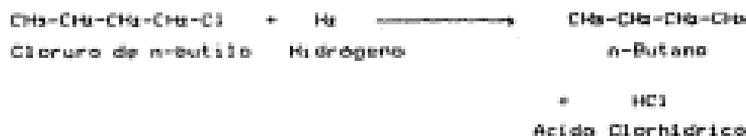
a) Compuestos de azufre.



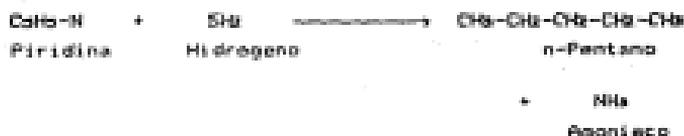
b) Compuestos de oxígeno.



c) Compuestos de cloro.



d) Compuestos de nitrógeno.

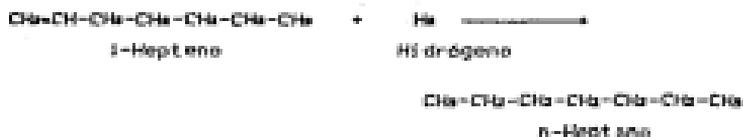


e) Compuestos metálicos.

Las reacciones de descomposición para los compuestos metálicos son semejantes a las anteriores, la diferencia consiste en que el metal contaminante se deposita sobre el catalizador uniéndose a los compuestos metálicos de que está hecho éste.

f) Saturación de olefinas.

Los compuestos olefinicos son compuestos no saturados, lo que los hace activos dada su deficiencia en átomos de hidrógeno.



Las reacciones que se efectúan en el reactor de hidrodesulfuración son generalmente exotérmicas. Sin embargo únicamente la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos de nitrógeno liberan una gran cantidad de calor.

2.2.3 Descripción del Proceso.

La Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2 del "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Tula Hgo., se ha diseñado con el objetivo de preparar la carga de la Unidad Reformadora de Naftas, mediante la eliminación de azufre, nitrógeno, oxígeno y algunos compuestos metálicos de las naftas ligeras provenientes de la Unidad de Destilación Atmosférica y de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4, disminuyendo el contenido de azufre de 800 a 0.5 ppm .

Esta Unidad procesará 36,500 BPD a 60 °F de nafta ligera.

El proceso consiste en la hidrogenación catalítica de los componentes sulfurados, nitrogenados y oxigenados, presentes en la nafta de alimentación a la Unidad.

Como reactivo para la reacción de hidrodesulfuración se requiere hidrógeno proveniente de la Unidad Reformadora de Naftas.

La Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas se divide en dos secciones:

a) Sección de Reacción: Esta sección tiene como objetivo efectuar la eliminación de compuestos de azufre y nitrógeno fundamentalmente, mediante la reacción de hidrogenación en un reactor catalítico de lecho fijo.

b) Sección de Estabilización y Fraccionamiento: Esta sección tiene como finalidad eliminar los residuos de azufre (gas amargol) que aún persisten en el efluente líquido del Tanque Separador de Alta Presión, separar los hidrocarburos ligeros de dicha corriente mediante la utilización de una Torre Desbutanizadora, y la preparación de la carga a la Unidad Reformadora de Naftas mediante el uso de una Torre Destilacionadora, la cual realiza la separación del isohexano de los hexanos y más pesados.

A continuación se describen ambas secciones, mostrando sus características y condiciones de operación.

Para el desarrollo de la descripción de proceso de esta Unidad se hace referencia al Diagrama de Flujo de Proceso de la Figura No. 3.3.3.

2.3.3.4 Sección de Reacción.

La alimentación a la Unidad, consiste en dos corrientes, una compuesta por una mezcla de naftas, ligera y de destpunte estabilizada, proveniente de la Unidad de Destilación Atmosférica, y otra forzada por gasolina procedente de las Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4, las cuales se reciben en el Tanque Acumulador de Carga FA-401, a control de nivel de éste en base a la alimentación de nafta atmosférica. Las condiciones de operación del tanque FA-401 son: 2.0 kg/cm² man y 39 ° C. La corriente de naftas atmosféricas, previa alimentación al tanque FA-401, pasa por el Filtro de Carga FO-401/R, con la finalidad de retener los sólidos presentes. El tanque acumulador de carga se encuentra adecuadamente presurizado con gas combustible con el fin de evitar la formación de gases por la oxidación parcial de la carga. La mezcla de naftas contenida en el tanque FA-401 se envía a 39 kg/cm² man y a control de flujo por medio de la Bomba de Carga OB-401/R hacia la sección de precalentamiento, previa inyección de hidrógeno proveniente, por un lado, del Compresor de Recirculación de Hidrógeno CR-401 y, por otro lado, de la Unidad Reformadora de Naftas No. 2.

La sección de precalentamiento está compuesta por dos trenes de Cambiadores de Calor en paralelo formados por los equipos EA-401 A/D y EA-402 A/D, los cuales utilizan el efluente del reactor DC-401 para precalentar la carga desde 42 ° C hasta 279 ° C (108 ° F

hasta 534 °F).

La mezcla hidrógeno-naftas a estas condiciones de precalentamiento pasa al Calentador de Carga BA-401 con el objeto de alcanzar las condiciones de 351.7 °C (665 °F) y 100% de vaporización, que son las requeridas por el proceso. La carga es entonces alimentada al Reactor de Hidrodesulfuración DC-401 de lecho fijo en el cual se efectúan las reacciones de hidrogenación y transformación de los compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno. Dichas reacciones son exotérmicas por lo que el producto se calienta hasta una temperatura de 360 °C. La presión de operación del reactor varía de 28.3 kg/cm² abs hasta 57.7 kg/cm² abs, dependiendo de la carga procesada.

El efluente del reactor intercambia calor con la carga en los cambiadores EA-401 A-D y EA-402 A-D, y con el líquido procedente del Tanque Separador de Producto Desulfurado FA-402 en el Segundo Precalentador de Alimentación a la Torre Desbutanizadora EA-403 A-B.

Finalmente, la corriente de producto desulfurado efluente de los Cambiadores Precalentadores de Carga EA-401 A-D se enfría con agua en el Enfriador de Producto Desulfurado EA-404 A-D hasta una temperatura de 43 °C (110 °F). La mezcla líquido-vapor-H₂ forzada pasa entonces al Tanque Separador de Producto Desulfurado FA-402, donde la mezcla se separa en dos fases. La fase gaseosa pasa al Tanque de Succión del Compresor de Recirculación FA-403

con el objeto de eliminar las pequeñas cantidades de líquido que pudieran haber sido arrastradas, y de ahí se envía posteriormente al Compresor de Recirculación de Hidrógeno CR-401. A la corriente de descarga del compresor CR-401 se le une la corriente de hidrógeno de reposición proveniente de la Unidad Reformadora de Naftas para posteriormente inyectarse a la descarga de la Bomba de Carga BA-401/R, tal y como se describió anteriormente.

La fase líquida separada en el Tanque Separador de Producto Desulfurado PA-402 se envía a la Sección de Estabilización y Fraccionamiento; mientras que la fase acuosa acumulada en la bota del mismo tanque PA-402 se envía, a control de nivel, hacia la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas.

2.3.3.8 Sección de Estabilización y Fraccionamiento.

La finalidad de esta Sección es la separación de ligeros, la cual se logra en la Torre Desbutanizadora DA-401, y la preparación de la carga a la Unidad Reformadora de Naftas No. 2, que se efectúa en la Torre Desisohexanizadora SA-402 la cual realiza la separación del isohexano de los hexanos y más pesados.

La fase líquida procedente del Tanque Separador de Producto Desulfurado PA-402, se precalienta en los cambiadores EA-405 AB y EA-403 AB al intercambiar calor con los fondos de la Torre Desisohexanizadora SA-402 y con el efluente del reactor respectivamente.

Al líquido así precalentado se le reduce la presión por medio de la válvula controladora de nivel del tanque FA-402 y a causa de esto se efectúa la separación de hidrocarburos ligeros e hidrógeno de los hidrocarburos pesados en el Primer Tanque Separador de Alimentación a la Torre Desbutanizadora FA-404.

La corriente gaseosa formada por los hidrocarburos ligeros, hidrógeno y cierta cantidad de compuestos de azufre pasa a través del Enfriador de Gas Amargo EA-406 A-B (lado coraza), enfriándose de una temperatura de 143.3 °C a 38 °C (290 °F a 100 °F), inyectándose antes una corriente de inhibidor de corrosión para proteger al equipo contra la corrosión. El objeto de hacerla pasar por el enfriador es condensar y recuperar los hidrocarburos presentes en la aceña.

El effluente del Enfriador de Gas Amargo EA-406 A-B pasa al Segundo Tanque Separador de Alimentación a Torre Desbutanizadora FA-405, donde se efectúa la separación de la fase gaseosa y la fase líquida. La fase gaseosa constituida por gas amargo se envía, a control de presión, a la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

La fase líquida procedente de los tanques separadores FA-404 y FA-405, se envía, a control de nivel, mediante las Bombas de Alimentación a la Torre Desbutanizadora GA-408/R y GA-409/R respectivamente, uniéndose posteriormente para alimentarse al plato número 15 de la Torre Desbutanizadora GA-401. La torre

desbutanizadora, cuyas condiciones de operación son de 16.8 Kg/cm² man y 93 °C (209 psig y 200 °F) en el domo y de 17.2 Kg/cm² man y 240 °C (245 psig y 464 °F) en el fondo, tiene por objeto separar los hidrocarburos ligeros y butanos de los hexanos e hidrocarburos más pesados. Por el domo de dicha torre salen los vapores conteniendo una cierta cantidad de compuestos de azufre que pudieran ocasionar problemas de corrosión en los equipos, por lo que es necesario inyectarle cierta cantidad de inhibidor de corrosión. Estos vapores se condensan parcialmente al pasar a través del Condensador de la Torre Desbutanizadora EA-407 A-B. La separación de las fases líquido-vapor se lleva a cabo en el Tanque Acumulador de Reflujo de la Torre Desbutanizadora FA-406.

El vapor forzado por gas amargo se une a la corriente que sale del Segundo Tanque Separador de Carga a la Torre Desbutanizadora FA-405 y se envía a la Unidad de Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos. El condensado se divide en dos corrientes una es enviada, a control de nivel del tanque FA-406, mediante la Bomba de Destilado Líquido de Torre Desbutanizadora GA-402/R a la Unidad de Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos pasando primero a través del Enfriador de Destilado Líquido de la Torre Desbutanizadora EA-410j y la otra corriente se envía como reflujo hacia la torre mediante un control en cascada flujo-temperatura, utilizando la Bomba de Reflujo de Torre Desbutanizadora GA-402/RT. La fase acuosa acumulada en la bota del Tanque Acumulador de Reflujo de la Torre Desbutanizadora FA-406 se envía

por medio de un control manual hacia la Unidad de Tratamiento de Efluentes.

La corriente del fondo de la Torre Desbutanizadora DA-401 constituida por pentanos, hexanos y más pesados, se divide en una corriente que se recircula, a control de flujo, hacia el Reservidor de la Torre Desbutanizadora BA-402, mediante la Bomba de Fondos de la Torre Desbutanizadora BA-404/RT y la otra corriente se envía al plato número 26 de la Torre Desisohexanizadora DA-402, previa disminución de presión de 17.2 Kg/cm² man (244 psig) hasta 2.1 Kg/cm² man (30 psig) que es la presión de operación de la torre DA-402. La disminución de presión se lleva a cabo en la válvula controladora de nivel de la Torre Desbutanizadora DA-401.

En la Torre Desisohexanizadora DA-402, cuyas condiciones de operación son de 2.0 Kg/cm² man y 87 °C (268.4 psig y 188 ° F) en el domo y de 2.2 Kg/cm² man y 147 ° C (31.3 psig y 297 ° F) en el fondo, se efectúa la separación de n-pentanos e isohexanos de los hidrocarburos pesados. Los n-pentanos e isohexanos salen por el domo de la torre DA-402 condensándose totalmente al pasar a través del Condensador de la Torre Desisohexanizadora EA-408 A-D. El condensado pasa al Tanque Acumulador de Reflujo de la Torre Desisohexanizadora FA-407. Parte del condensado se recircula, mediante un control en cascada flujo-temperatura, hacia la torre DA-402 para mantener la relación de reflujo requerido, y la corriente restante se envía, a control de nivel del tanque

FA-407, como carga a la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, utilizándose para ambos servicios la Bomba de Reflujo de la Torre Desisohexanizadora GA-407/R.

De la corriente que sale del fondo de la torre DA-402, constituida principalmente de una mezcla de n-hexano y más pesados, parte se recircula, a control de flujo, al Reservidor de la Torre Desisohexanizadora DA-403 mediante la Bomba de Alimentación a Reservidor GA-410/RT y parte se pasa al Tanque de Balance FA-408. El efluente de este tanque se divide en tres corrientes: la primera es enviada mediante la Bomba de Alimentación a Planta Reformadora GA-408/RT hacia la Unidad Reformadora de Naftas No. 2, pasando previamente una parte de esta corriente por el Primer Pre calentador de Carga a la Torre Desbutenizadora EA-405 A-B (lado tubos) en el cual se intercambia calor con el líquido desulfurado proveniente del Tanque Separador de Producto Desulfurado FA-402 y la otra parte pasa por un desvío, uniéndose posteriormente ambas partes: la segunda corriente se envía a la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos mediante la Bomba de Fondos de la Torre Desisohexanizadora GA-406/R; la corriente restante se envía mediante la misma bomba GA-406/R al Enfriador de Fondos de la Torre Desisohexanizadora EA-411 A-B, donde se enfría de 147 ° C (297 ° F) hasta una temperatura de 38 ° C (100 ° F), para de esta manera enviarse, a control de nivel del Tanque de Balance FA-408, hacia almacenamiento, fuera de límites de batería.

2.3.4 Lista de Equipo de Proceso.

CLAVE

SERVICIO

CALENTADORES

BA-401	Calentador de Carga.
BA-402	Rehervidor de Torre Desbutanizadora.
BA-403	Rehervidor de Torre Desisohexanizadora.

TORRES

DA-401	Torre Desbutanizadora.
DA-402	Torre Desisohexanizadora.

REACTORES

DC-401	Reactor de Hidrodesulfuración.
--------	--------------------------------

CAMBIADORES DE CALOR

EA-401 A-D	Primer Precalentador de Carga.
EA-402 A-D	Segundo Precalentador de Carga.
EA-403 A-B	Segundo Precalentador de Alimentación a Torre Desbutanizadora.
EA-404 A-D	Enfriador de Producto Desulfurado.
EA-405 A-B	Primer Precalentador de Alimentación a Torre Desbutanizadora.
EA-406 A-B	Enfriador de Gas Anargo.

CLAVE**SERVICIO****CANBIADORES DE CALOR**

EA-407 A-B Condensador de Torre Desbutanizadora.
EA-408 A-B Condensador de Torre Desisohexanizadora.
EA-410 Enfriador de Destilado Líquido de Torre Desbutanizadora.
EA-411 A-B Enfriador de Fondos de Torre Desisohexanizadora

RECIPIENTES

FA-401 Tanque Acumulador de Carga.
FA-402 Tanque Separador de Producto Desulfurado.
FA-403 Tanque de Succión del Compresor de Recirculación.

RECIPIENTES

FA-404 Primer Tanque Separador de Alimentación a Torre Desbutanizadora.
FA-405 Segundo Tanque Separador de Alimentación a Torre Desbutanizadora.
FA-406 Tanque Acumulador de Reflujo de Torre Desbutanizadora.
FA-407 Tanque Acumulador de Reflujo de Torre Desisohexanizadora.
FA-408 Tanque de Balance.

CLAVE**SERVICIO****FILTROS**

FB-401/R Filtro de Carga.

BOMBAS

GA-401/RT Bomba de Carga.

GA-402/RT Bomba de Reflujo de Torre Desbutanizadora.

GA-403/R Bomba de Destilado Líquido de Torre Desbutanizadora.

GA-404/RT Bomba de Fondos de Torre Desbutanizadora.

GA-405/RT Bomba de Alimentación a Planta Reformadora.

GA-406/R Bomba de Fondos de Torre Desisohexanizadora.

GA-407/R Bomba de Reflujo de Torre Desisohexanizadora.

BOMBAS

GA-408/R Primera Bomba de Alimentación a Torre Desbutanizadora.

GA-409/R Segunda Bomba de Alimentación a Torre Desbutanizadora.

GA-410/RT Bomba de Alimentación a Reservior BA-403.

COMPRESORES

GB-401 Compresor de Recirculación de Hidrógeno.

1.2.3 Balance de Materia y Energía

MATERIA: Hidrocarburos (Barriles de Petróleo No. 1)		LOCALIZACIÓN: Tula, Ags.				1964-65				
MATERIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Página No. 1.2.3										
COMPONENTE	UNIDAD	Entrada (1) T. día	Entrada (2) T. día	Entrada (3) T. día	Entrada (4) T. día	Entrada (5) T. día				
Hidrógeno				282.919	26.726	0.00	0.00			
Acido Sulfúrico			0.27	0.28	0.0	0.0	3.56	3.59		
Metano				26.181	0.15	3.77		1.679		
Etileno				75.262	2.826	0.00		1.024		
Propano	0.1	0.212	0.02	0.052	15.231	0.121	0.1	13.943		
Isobutano	12.82	0.282	0.02	0.025	3.81	0.279	29.33	35.132		
n-Butano	75.15	2.249	0.02	1.262	1.222	1.054	72.34	72.913	0.02	0.001
Isopentano	08.5	1.262	0.02	1.512	1.822	0.203	0.04	0.076	0.01	0.129
n-Pentano	111.02	3.311	0.02	2.023	0.282	0.261	2.00	1.931	10.71	0.215
Isopentano	140.82	3.121	1.24	2.661	1.121	0.321	0.07	0.011	123.7	0.201
n-Heptano + pesados	2822.72	84.44	43.21	291.012	1.121	0.221	0.0	0.000	1526.02	26.029
Activos Total, ppm	000		400	000					0.0	
Total Hidrocarb. Operable	1112.5	15.02	50.5	21	388.21	182.32	717	82.1	2682	1215.82
Plantas Total, Ac/fin, Eglfin	181001	17.0000	50.2	17452	5000	1150	7142	1320	121120	143000
Pérdid. Balanceo Análisis	112.79		100.2		0.27		33.39		119.84	
UNDO, Mol. a. M ³ C. 1.000	0.110	0.1	0.242	29.2			0.262	120	0.210	20.11
ppm a. M ³ C	0000		500				00020011		0000	
WSPCA a. M ³ C. 1.000/cm ³					3.2613.28					
Presión(1), Eglfin ² , Eglfin ²	5.0	11.15	5.3	41.54	13	516.3	33.3	100	32.13	305
Temperatura, °C, °F	37.8	100	59	138	62	148	63.3	150	59	100
Densidad, g/cm ³ , lb/ft ³	0.702	84.02	0.712	44.3	0.6122	0.262	0.592	31.48	0.56	51.18
CFM	0078		33.18				79.1019.1		321.8	
P. (ft)					1.241					

7.3.3. Balanza de Materia y Energía Cont.

UNIDAD: Hidrocarburos/Unidad de Materia No. 7		LOCALIZACIÓN: Tula, Ego.				MES: 07		
RESERVA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 7.3.1								
COMPONENTE	Entrada		Salida		Entrada		Salida	
	kg/hr	%	kg/hr	%	kg/hr	%	kg/hr	%
Etanol					281.218	26.924		
Ácido Sulfúrico					6.557	3.263	6.557	6.008
Agua					31.081	13.769		
Aire					23.889	18.824		
Propano					67.352	6.108	6.23	6.069
Substrato			9.35	0.094	9.747	3.847	18.06	6.521
Acetato	0.781	0.781	7.85	0.825	34.926	7.389	83.16	7.34
D-Celulosa	0.194	0.194	61.27	18.561	2.198	1.082	62.15	3.76
n-Pentano	0.812	0.368	106.79	32.5	3.45	1.212	333.8	1.793
n-Hexano	5.966	5.192	408.2	12.122	3.61	0.492	348.16	3.01
n-Heptano + parafina	147.298	24.824	51	26.823	3.418	1.195	2882.97	85.372
Ánodo Total, gpm		8.5					888	778
Total, lbm/24hr, kgm/24hr	151.45	68.56	338.3	344.8	292.33	96.33	1624.9	1353.5
Flujo Total, lb/hr, kg/hr	6315.2	8218.2	28070	11608	3996	1814	186454	125163
Flujo Molecular Medio		119.84		78.84		19.37		112.826
Temp. Ref. a 60°F, °F		6.314	61.33		0.462	67.8		0.732
REF a 60°F		16821873		27611878				36588
ENTRADA a 60°F, 1.0 kcal/cm ²						1.9312.44		
ENTRADA(1), kcal/cm ² , lb/(in ² min)		3.3	68.81	5.7	68	3.2	31	18
Temperatura, °C, °F		37.8	100	79.4	173	34.73	104.5	17.8
Densidad, g/cm ³ , lb/in ³		0.72	45.83	0.536	33.8	0.6947	4.293	0.706
gpm		88.74/280		95.5/195			1823	1828.8/1280.2
Salto						3.18		

2.3.3. Balance de Materia y Energía

MATERIAL: Hidrocarburos de Refino No. 2		LOCALIZACIÓN: Tula, Sgo.		BOQUA 18							
RESERVA: Diagrama de Flujos de Proceso, Planta No. 2.3.1											
COMPONENTE	CONDICIÓN	Entrada (kg) / a	Entrada (kg) / a	Entrada (kg) / a	Entrada (kg) / a	Entrada (kg) / a					
Hidrogeno		1,071.78	0.53	1,082,999	26.81	27,124	2.292	1,270,628	0.1228	39,943	0.26
Acido Sulfúrico		1.489	0.893	14,757	0.281	8.43	0.181	8.342	0.145	8,346	0.241
Alcorno		88,649	3.219	130,468	2.373	23,188	0.252	107,188	0.017	20,165	0.242
Alcorno		17,143	1.334	81,322	1.211	25,878	0.109	10,457	2.49	28,094	0.242
Propano		5.457	0.147	51,173	0.057	26,785	0.147	18,976	1.09	34,128	0.25
1-Butano		1.274	0.117	80,477	0.152	22,187	0.638	7,642	0.458	17,117	0.251
n-Butano		5.082	0.119	96,814	1.494	78,783	2.18	21,188	1.398	68,136	2.487
1-Pentano		1.312	0.039	21,084	1.348	98.48	1.297	0.185	0.623	22,438	2.02
n-Pentano		7.154	0.151	131,598	2.488	111,818	3.824	10,749	0.405	128,195	3.551
1-Hexano		2.148	0.136	244.16	0.059	230,867	0.187	13,299	0.982	24,127	0.138
Perdidas a parafina		5,571	10.151	1083,24	26.827	2046.88	60.819	50,181	1.373	2873.64	26.718
Balance total, kg/a		778		0.5		0.5		0.5		0.5	
Flujo Hidrocarb. Sulfuro		1507.48	711	5063.68	2701.7	3501.64	1501.64	1521.84	206.67	1879.62	1637.3
Flujo Total, Hidrocarb. Sulfuro		8801	2772	101125	180185	281865	122818	16148	2174	187681	178728
Flujo Sulfuro Medio		5.22		14.61		109.57		10.266		107.714	
Flujo, kg/a, a 90°C, "a"						8.12	54.158			8.118	60.22
Flujo a 80°C						261282357.4				2712121882	
Flujo a 60°C, P. de Refino		14.98/23.12		58.47/1.9				14.90/27.7			
Residual, kg/a, a 100°C, Hidrocarb.		12.48	508	26.5	271	23.38	308	23.38	308	22.38	308
Impurezas, "C. %"		42	108	380	580	101.7	213	101.7	213	52.3	108
Residual, a 100°C, Hidrocarb.		0.0025	0.146	0.044	2.28	0.67	51.82	0.0001	0.4083	0.103	41.97
Flujo						1133	97118.5			1188.2/1062.7	
Flujo		1.28		18.68				0.881			

2.3.3 Balance de Materia y Energía Cont.

UNIDAD: Hidrocarburaciones de Naftas Kg. /				LOCALIZACIÓN: Tula, Ego.				MES: 2º			
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 2.3.3											
COMPONENTE	CONCENTRACION	ENTRADA (1) a m³	ENTRADA (2) a m³	ENTRADA (3) a m³	ENTRADA (4) a m³	ENTRADA (5) a m³	ENTRADA (6) a m³	ENTRADA (7) a m³	ENTRADA (8) a m³	ENTRADA (9) a m³	ENTRADA (10) a m³
Hidrocarb.		1288.85	88.488	1262.88	88.488	20.22	20.941	6.72	0.388	48.91	56.828
Acido Sulfúrico		3.094	0.328	3.023	0.358	5.32	2.12	6.83	0.35	5.22	3.368
Metano		25.98	0.882	26.45	0.882	22.1	0.882	2.87	0.128	17.28	18.878
Eteno		27.318	0.818	28.18	0.828	18.22	0.288	14.83	0.828	13.28	11.822
Propeno		8.892	0.812	8.343	0.812	11.22	0.182	20.88	0.812	8.88	6.128
1-Buteno		2.212	0.1	2.01	0.2	0.1	2.212	20.1	0.812	2.51	2.282
2-Buteno		2.12	0.482	0.888	0.482	15.11	1.818	18.16	2.122	6.21	5.812
1-Penteno		2.182	0.122	2.438	0.122	18.18	0.851	85.01	1.882	1.78	1.322
2-Penteno		2.182	0.122	2.182	0.222	12.22	0.22	112.22	2.1	2.21	1.822
1-Hexeno		2.912	0.182	2.812	0.202	18.2	2.858	222.22	8.222	1.2	1.382
2-Hexeno + isoalco.		2.582	0.221	2.388	0.221	25.68	18.112	1240.58	81.48	2.12	1.822
Ácido Total, ppm								0.2			
Total Líquido, Kg/m³		1412.28	100.82	1406.81	102.28	228.8	122.2	228.88	1222.8	111.2	20.2
Flujo Total In/Pr, Kg/Pr		2288	1812	2218	2228	18288	8182	22288	22888	2400	1888
Flow Molecular Weight		3.218		3.218		51.81		112.81		21.81	
Temp. Ref. a 60°F. °ABS								0.218	81.81		
60°F a 60°F								22888/22120			
WATER a 60°F, 1.0 Kg/m³		18.81(18.2)		18.82(18.1)		1.812.82				1.822.82	
Presión Inlet, Kg/cm², 1.818		122		122.44	122	0.22	82	18.2	282	5.2	21
Temperatura "C. "F		11.2	122	22.44	122	182.4	282	142.2	282	22.8	182
Densidad g/cm³, lb/ft³		0.882(58)	0.288	0.882(58)	0.224	0.822	0.282	0.822	28.28	0.882	0.288
cm								1288 / 1122.8			
Edg		2.18		0.442		3.21				2.22	

2.2.3. Balance de Materia y Energía Cras.

CIUDAD: Hidrocarburificadora de México No. 2		LOCALIZACIÓN: Tula, Mex.				FECHA: 20	
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Página No. 2.3.1							
COMPONENTE	CONCENTRACION	Entrada (kg) / hora	Entrada (kg) / hora	Entrada (kg) / hora	Entrada (kg) / hora	Entrada (kg) / hora	Entrada (kg) / hora
Hidrógeno	0.01	0.127	2.086	18.376	0.01	11.7	
Aceite Sulfoléuco	1.1	0.182	21	2.588	2.01	3.206	
Metano	0.55	0.688	15.17	1.813	0.01	15.323	
Etano	1.24	1.53	37.32	3.039	1.2	19.251	
Propano	1.18	2.823	72.38	11.858	18.91	166.778	
i-Butano	3.02	2.118	116.05	15.158	2.01	2.181	0.48
n-Butano	15.71	2.112	688.23	57.863	8.19	59.294	0.18
i-Pentano	8.1	10.062	48.17	8.418	0.14	8.913	146.87
n-Pentano	18.27	8.714	17.09	3.251	0.13	8.307	219.81
i-Hexano	15.9	12.888	0.1	0.017	0.003	0.003	408.98
solventes + gases	18.07	50.761	0.24	0.28			2148.21
Aguas Totales, ppm						0.2	0.3
Total Aluminio, catalizador	1.987	80	885	1.814	18	18.1	828
Aluminio Total (Al ₂ O ₃), cataliz.	14900	3000	47.55	2500	1.00	0.2	13300
Peso molecular medio	85.24		33.38		4.48		112.21
Ental. Ref. a 25°C, 740	20.97	179.82	60.79	120.17			0.226
ENTAL. a 25°C	3.19	7.204	2.794	1.100			80001.2
ENTAL. a 25°C, 1.8 (cal/mol)					0.08109.29		
Temperatura (°C), (cal/mol)	19.2	280	18	280	16.51	115	24.6
Temperatura (°C), 19	21.8	190	26.8	190	280	190	280
Ental. Ref. a 25°C, 1811.3	0.134	29.18	0.598	10.48	0.072	1.3	0.514
ENTAL. a 25°C	17.3	109	181.8628.1				3118.7
ENTAL.					0.225		1488.81314.8

J.1.3 Balance de Materia y Energía Cont.

USINA: Refinería-Química de Petróleo S.A.				DESCARGACION: Petróleo Negro				BOQUE 30	
REFINERÍA: Balance de Flujos de Proceso, Petróleo No. J.1.3									
COMPONENTE	CONDICIÓN	Entrada (kg) / hora	Salida (kg) / hora	Entrada (kg) / hora	Salida (kg) / hora	Entrada (kg) / hora	Salida (kg) / hora	Entrada (kg) / hora	Salida (kg) / hora
Hidrógeno		0.11	88.498	43.17	28.468	8.1	18.25		
Ácido Sulfúrico		0.183	0.183	0.183	0.258	2.358	5.188		
Gaseno		0.445	0.885	1.505	0.885	0.21	15.505		
Etano		0.458	1.858	0.588	1.818	1.391	18.251		
Propano		0.112	0.811	0.311	0.811	5.812	14.319		
Isobutano	3.28	0.918	0.187	0.2	0.187	0.2	3.182	7.181	
n-Butano	38.54	0.818	1.151	0.887	0.251	0.887	0.184	20.838	0.881
1-Pentano	418.27	18.881	0.888	0.178	0.888	0.178	0.158	0.878	0.287
n-Pentano	1875.8	38.881	0.188	0.178	0.178	0.288	0.878	0.181	0.587
Isocetano	1881.1	18.381	0.181	0.281	0.181	0.281	0.8	0.881	0.818
n-Hexano + parafinas	145.8	18.881	0.288	0.321	0.288	0.321			
Ácido Sulfúrico								181.288	81.88
									0.3
Total Líquido, kg/hora		885.87	1287.1	81.858	18.18	18.888	18.18	88	18.1
Flujo Total kg/hr. Kg/hr		208881	172188	188	128.8	288	128.8	1287	818
Peso Molecular Medio		78.8		3.71		3.71		34.88	
Dens. Rel. a 60°F. "api		0.887	0.8					0.738	81.88
SPG a 60°F		0.887	0.8188						1188
SPGH a 60°F. 1.8 kg/cm ²			0.888		0.188		0.187		
Presión del Vapor, kg/cm ²		0.3	18	18.8	18.4	8.7	18	5.2	18
Temperatura "C. "F		18.4	178	13.28	188.8	81.8	188.8	88.2	111.8
Entalpía g/cal, 18°C/1		0.27	18.71	0.278	0.281	0.8811	0.8818	0.8888	0.181
SPH		1.218	14.28						81.81
Flujo			0.288		0.288		0.178		

1.3.3 Balance de Materia y Energía Cont.

UNIDAD: Hidrocarburos de Nafta No. 2		AGREGACIONES: Total, Ago.				BARRA: 21			
REFERENCIAL: Diagrama de Flujos de Procesos, Figura No. 1-3.3									
Componente	Componente	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Hidrógeno									
Acido Sulfúrico									
Alumina									
Bromo									
Propano									
n-Butano									
n-Pentano		0.019	0.001						
i-Pentano		3.706	0.154						
n-Hexano		19.056	0.365						
i-Hexano		87.821	4.347						
n-Heptano + parafinas		1802.43	95.459						
Análisis Total, ppm		0.5							
Total Hidrocarb. volátiles		1911.3	101.33						
Flujo Total, lb/day, Agente		124015	103001						
Peso Molecular Medio		115.86							
Temp. del. a 60°F, °API		0.73	61.13						
API a 60°F		21.000	61.13						
WAPI a 60°F, 1.0 kg/m ³									
Fracción de Agua, lb/day, Agente		0.5	121						
Temperatura °C, °F		147.3	296.96						
Densidad a 60°F, lb/cu ft		0.62	68.6						
API		118.011							
P. 21a									

NOTA: 115 Fracción agua-Flujo 11.4 P. 11a

129 Los datos indicados corresponden al caso de operación del reactor con baja formación de ligeros; excepto donde se incluyen dos valores, los cuales corresponden a baja formación de ligeros/baja formación de ligeros-respectivamente.

2.4 Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.

2.4.1 Descripción del Proceso.

Dentro del "Sector de Gasolinas II de la Refinería de Tula, Hgo. se han diseñado dos Unidades de Hidrodesulfuración de Destilados Intermedios idénticas, pudiendo ambas procesar cargas de turbosina o diesel, así como también cargas intermedias a los cortes antes mencionados.

El objetivo principal de las Unidades que se describen a continuación es la hidrogenación catalítica de compuestos de azufre presentes en las diversas cargas, y la saturación de olefinas presentes en las mismas.

Como estas Unidades son idénticas, para fines de identificación se mencionan las claves y condiciones de operación correspondientes del equipo, puesto que los nombres de los equipos correspondientes son similares; ambas Unidades procesarán 25,000 BPD de turbosina o de diesel procedentes de límites de batería, obteniéndose como productos principales, turbosina y diesel nacionales respectivamente.

Las Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios se

encuentran divididas en dos secciones:

- a) Sección de Reacción.
- b) Sección de Agotamiento y Fraccionamiento.

Por otra parte, para identificar las Unidades se incluyen los Diagramas de Flujo de Proceso para la operación con turbotina y para la operación con diesel, Figuras No. 2.4.1.A, Serienequipos (operación con turbotina): 700, y No. 2.4.1.B, Serienequipos (operación con diesel): 800, respectivamente.

2.4.1.A Sección de Reacción.

Las cargas que procesan las Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios procedentes de límites de batería son: turbotina, para un caso, y diesel, para el otro.

Las corrientes procedentes de límites de batería, se reciben en el Tanque de Carga FA-701 (FA-801) a una presión de 2.1 kg/cm² abs y una temperatura de 38° C. Se hacen pasar por el Filtro de Carga FG-701/R (FG-801/R), y de ahí, mediante la Bomba de Alimentación al Reactor RA-701/RT (RA-801/RT), se envían hacia los Precalentadores de Carga al Reactor EA-701 A-H (EA-801 A-H), previa mezcla con las corrientes del hidrógeno proveniente del Compresor de Recirculación CB-701 (CB-801), y del hidrógeno de reposición proveniente de la Unidad Reformadora de Naftas.

En dichos equipos se precalienta la carga hasta 294°C/559°F (562°F/679°F) al intercambiar calor con el efluente del Reactor de Hidrosulfuración DC-701 (DC-801). La mezcla a estas condiciones se pasa al Calentador de Carga al Reactor BA-701 (BA-801) con el objeto de alcanzar la temperatura requerida para que la reacción se efectúe en el reactor catalítico de lecho fijo, DC-701 (DC-801).

La temperatura requerida es de 350 ° C (662 ° F) con carga de turbosina y 403 ° C (757 ° F) con carga de diesel. La mezcla totalmente vaporizada, caso turbosina, o parcialmente vaporizada, caso diesel, se dirige al reactor DC-701 (DC-801), con el objeto de que se efectúen las reacciones de hidrogenación correspondientes. La presión a la cual opera el reactor es de 55.5 kg/cm² abs (790 psig) para el caso turbosina, y de 57.7 kg/cm² abs (820 psig) para el caso diesel.

La reacción con carga de turbosina es prácticamente isotérmica mientras que para el caso diesel la elevación de la temperatura es del orden de 13 ° C (23 ° F).

El efluente del reactor DC-701 (DC-801) se enfría parcialmente al intercambiar calor con la carga en el Precalentador de Carga al Reactor EA-701 A-H (EA-801 A-H). A la corriente que sale del precalentador se le inyecta una corriente intermitente de agua de lavado, con el objeto de eliminar las incrustaciones de sales de sodio que pudieran depositarse en el Enfriador de Efluente del

Reactor EA-702 A-B (EA-802 A-B). En dicho equipo la corriente se enfría hasta una temperatura de 50/49 ° C (125/120 ° F) para pasar al Tanque Separador de Alta Presión FA-704 (FA-804), en el cual se efectúa la separación de la fase gaseosa del líquido formado en la condensación. La fase gaseosa se envía hacia el Tanque de Succión del Compresor de Recirculación FA-702 (FA-802) con el objeto de eliminar las partículas de líquido que pudieran haber sido arrastradas por la corriente. Posteriormente dicha corriente constituida por hidrógeno al 48% se envía como recirculación por medio del compresor SB-701 (SB-801) y se une con el hidrógeno de reposición proveniente de la Unidad Refinadora de Naftas, mezclándose con la corriente de la carga de turbosina o diesel en la proporción necesaria para mantener la relación de recirculación requerida de 2,000 pies³ estándar de hidrógeno por cada barril.

Para ambos casos, la corriente de hidrógeno que se separa en el Tanque Separador de Alta Presión FA-704 (FA-804), parte se recircula y el excedente se envía a la Unidad de Tratamiento de Bases como corriente de gas amargo. El agua de lavado que se le inyectó a la carga se elimina en la bota del tanque FA-704 (FA-804) y el líquido formado de hidrocarburos pesados se envía como alimentación a la Sección de Agotamiento y Fraccionamiento.

2.4.1.B Sección de Agotamiento y Fraccionamiento.

Esta Sección tiene por finalidad eliminar los gases

incondensables e hidrocarburos ligeros mediante el uso de vapor de agotamiento y, mediante un fraccionamiento adicional, obtener turbosina nacional, diesel nacional y una corriente de gasolina emarga que se obtiene como producto en ambos casos de operación (turbosina y diesel).

La corriente líquida procedente del Tanque Separador de Alta Presión EA-704 (EA-804) a 53/49 °C (125/120 °F) se precalienta al intercambiar calor con los fondos de la torre fraccionadora en el Precalentador de Carga a Torre Agotadora EA-706 A-D (EA-806 A-D), hasta aproximadamente 160/164 °C (320/327 °F); una vez precalentado el líquido, se envía como carga a la Torre Agotadora BA-702 (BA-802).

Las condiciones de operación en el domo de la Torre Agotadora BA-702 (BA-802) son de 6.3 Kg/cm² man y 163 °C (190 psig y 325 °F) para ambos casos de operación (turbosina y diesel). Esta torre tiene por objeto separar los gases incondensables e hidrocarburos ligeros de los hidrocarburos pesados, mediante agotamiento con vapor de media presión 17.6 Kg/cm² man y 310 °C (250 psig y 590 °F).

Una vez efectuada la separación, los hidrocarburos ligeros, gases incondensables y vapor de agua, salen por los domos de esta torre y se condensan parcialmente al pasar a través del Condensador de Torre Agotadora EA-703 A-B (EA-803 A-B). Previamente a esta condensación parcial se inyecta una corriente de inhibidor de

corrosión para proteger a los equipos de los compuestos de azufre en presencia de vapor de agua.

La separación se realiza en el Acumulador de la Torre Agotadora FA-705 (FA-805). La fase gaseosa constituida por gas anergo, previo enfriamiento en el Enfriador de Gas Aergo EA-708 (EA-808) hasta 38 ° C (100 ° F) se envía a la Unidad de Tratamiento de Gases. El condensado separado en el acumulador FA-705 (FA-805) está constituido por agua e hidrocarburos ligeros; eliminándose el primero en la tola de dicho acumulador y el líquido formado por los hidrocarburos ligeros se une con la corriente que sale de los fondos de la torre agotadora, previa disminución de presión, enviándose como carga al plato número 11 de la Torre Fraccionadora DA-701 (DA-801).

La carga se precalienta con la corriente de fondos de la torre fraccionadora en el Precalentador de Carga a Torre Fraccionadora EA-704 A-F (EA-804 A-F).

La Torre Fraccionadora DA-701 (DA-801) tiene como condiciones de operación en el caso: 2.5 kg/cm² abs y 96 ° C (25 psig y 205 ° F) para el caso de operación con turbotina y 1.8 kg/cm² abs y 122 ° C (25 psig y 251 ° F) para el caso de operación con diesel.

En dicha torre se efectúa la separación de los hidrocarburos ligeros de los más pesados que saldrán como productos. La corriente de ligeros lleva compuestos de azufre por lo que se le

inyecta una corriente de inhibidor de corrosión para proteger los equipos. Los ligeros se condensan parcialmente en el Condensador de Torre Fraccionadora EA-705 A-B (EA-805 A-B).

El condensado y el gas se separan en el Acumulador de la Torre Fraccionadora FA-706 (FA-806). La corriente gaseosa, constituida por gas amargo, se envía a desfoque debido a su relativa baja presión ($2.1/1.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$). La corriente líquida se divide en dos partes: una de ellas se recircula hacia la misma torre y la otra se envía a la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas. Ambas corrientes se manejan mediante la Bomba de Reflujo de Torre Fraccionadora BA-702/RT (BA-802/RT).

Los fondos de la Torre Fraccionadora BA-701 (BA-801) son manejados por la Bomba de Fondos de la Torre Fraccionadora GA-703/RT (GA-803/RT). La descarga de dicha bomba se divide en dos corrientes: una de recirculación que se hace pasar a través del Reservidor de Torre Fraccionadora BA-702 (BA-802) donde se le suministra el calor necesario para la operación de la torre, y la otra que se enfría al intercambiar calor con las siguientes corrientes: fondos de la Torre Agotadora en el Precalentador de Carga a la Torre Fraccionadora EA-704 A-F (EA-804 A-F), el efluente del tanque separador de alta presión en el Precalentador de Carga a la Torre Agotadora EA-706 A-D (EA-806 A-D), y con agua en el Enfriador de Fondos de la Torre Fraccionadora EA-707 A-D (EA-807 A-D), para finalmente enviarse a almacenamiento, fuera de límites de batería, turbosina nacional (caso de operación con

turbosina) o diesel nacional (caso de operación con diesel), como productos principales de esta Unidad.

2.4.2 Lista de Equipo de Proceso.

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>
<u>CALENTADORES</u>	
BA-701\ (BA-801)	Calentador de Carga al Reactor.
BA-702\ (BA-802)	Rehervidor de Torre Fraccionadora.
<u>TORRES</u>	
DA-701\ (DA-801)	Torre Fraccionadora.
DA-702\ (DA-802)	Torre Agotadora.
<u>REACTORES</u>	
DC-701\ (DC-801)	Reactor de Hidrodesulfuración.
<u>INTERCAMBIADORES DE CALOR</u>	
EA-701 A-B\ (EA-801 A-B)	Precaentador de Carga al Reactor.
EA-702 A-B\ (EA-802 A-B)	Enfriador de Efluente del Reactor.
EA-703 A-B\ (EA-803 A-B)	Condensador de Torre Agotadora.

CLAVE**SERVICIO****CANBIADORES DE CALOR**

EA-704 A-F) (EA-804 A-F) Pre calentador de Carga a Torre Fraccionadora.

EA-705 A-B) (EA-805 A-B) Condensador de Torre Fraccionadora.

EA-706 A-B) (EA-806 A-D) Pre calentador de Carga a Torre Agotadora.

EA-707 A-B) (EA-808 A-B) Enfriador de Fondos de la Torre Fraccionadora.

EA-708) (EA-808) Enfriador de Gas Anergo.

RECIPIENTES

FA-701) (FA-801) Tanque de Carga.

FA-702) (FA-802) Tanque de Succión del Compresor de Recirculación.

FA-704) (FA-804) Tanque Separador de Alta Presión.

FA-705) (FA-805) Acusulador de la Torre Agotadora.

FA-706) (FA-806) Acusulador de la Torre Fraccionadora.

FILTROS

FG-701/R) (FG-801/R) Filtro de Carga.

BOMBAS

GA-701/RT) (GA-801/RT) Bomba de Alimentación al Reactor.

CLAVE**SERVICIO****BOMBAS**

GA-702/RT (GA-802/RT)

Bomba de Reflujo de Torre Fraccionadora.

GA-703/RT (GA-803/RT)

Bomba de Fondos de la Torre Fraccionadora.

COMPRESORES

GB-701 (GB-801)

Compresor de Recirculación.

2.3.1 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

Unidad: Microdewalteradora de Fertilizantes Intermedios No. 3		LOCALIZACIÓN: Toluca, Ago., 1983A 43							
REFERENCIA: Diagrama de Flujos del Proceso, Separación con Turbines, Figura No. 2.2.3.3									
COMPONENTE	CONCENTRACION	Entrada (1) 1 ton	1 ton	Entrada (2) 1 ton	1 ton	Entrada (3) 1 ton	1 ton	Entrada (4) 1 ton	1 ton
Almidón		282.98	26.38	201.62	57.234	51.87	3.831		
Acido Sulfúrico		0.0	0.00	29.84	0.113	6.79	0.271		
Metano		57.46	0.22	64.80	12.726	26.86	1.033		
Etano		35.81	0.99	36.80	0.515	76.11	1.052		
Propano		21.97	0.23	18.31	4.351	24.80	0.99		
n-Butano		3.26	0.26	0.20	0.696	16.41	0.726		
n-Butano		6.83	1.13	2.41	0.891	61.98	7.47		
i-Butano		2.34	0.33	6.27	1.811	53.89	3.031		
n-Pentano		1.38	0.27	0.28	0.877	87.96	3.311		
i-Pentano		1.44	0.32	0.16	0.821	88.71	6.854		
n-Hexano + Propano		0.647	1.08.08	1.64	0.32	1.30	0.248	0.943.8	17.708
Agua total, ppm		4.480				0.5		1.812.0	300.80
									1.800.000
Total (Almidón + Componente)		5.613.2	744.48	512.19	332.32	360.20	166.45	2.685.6	1.336.3
Flujo Total (Ton) / hora		261.643	137.225	2.312.642	139.8	5.104.8	2.728.1	207.281	207.008
									130.238
Peso Molecular Medio		173.88		9.7185		14.21		186.68	
Densidad Relativa 40°F, 150°F		0.93						0.788	48.01
ERG 40 °F		23.908						23.263	24.863
ENTRADA 40 °F, 1000cm ³				0.898		1.47			
Presión (1) kg/cm ² man / Psig		5.2	66.70	61.0	866.36	0.3	39.1	6.31	70.8
Temperatura °C / °F		38	100	118	240.8	39	100	38	100
Densidad g/cm ³ lb/ft ³		0.762	48.88	0.847	1.846	0.90338	0.311	0.160	67.61
SGR								669	774
PC2/S				1.23		6.785			
Factor de Corrección de Densidad						1.008			

2.4.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA (Continuación)

UNIDAD: Hidrocarburos de Destilados Intermedios No. 1		LOCALIZACIÓN: Tula, Pto.		HORA: 44	
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Operación con Tarbetina, Figura No. 2.4.1.A					
COMPONENTE	COMBUSTIBLE	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
		kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr
Hidrogeno		1,76	4,760		
Metano		3,77	16,39	0,59	1,507
Etano		2,36	9,752	0,96	0,596
Propano		4,11	16,893	0,51	1,796
Butano		4,27	18,352	1,25	4,397
Isobutano		1,85	8,375	0,78	3,81
pentano		1,17	4,899	1,10	3,594
n-Pentano		4,20	17,381	0,32	29,711
isopentano		0,58	8,74	0,53	1,371
Hexano		0,57	0,572	0,74	2,411
isohexano + Resacas		1,77	3,315	16,19	57,872
Acufina Total, ppm			400		400
Total		25,12	12,00	20,82	13,90
Wt. % Total		1,041	485	2,410	1,885
				291,923	110,624
				20,444	17,882
				13,561,8	15,545,8
Peso molecular medio		41,04		38,52	
Densidad Referencia 60°F 15°C		1		0,688	0,740
Gas 60°F				249	
Temperatura 60°F 15°C		0,23			
Presión (1) kg/cm ² abs Pa(g)		1,40	20,00	4,0	56,88
Temperatura °C °F		66	151	34	115
Umidad g/cm ³ lb/ft ³		0,0047	0,292	0,025	16,1
				2	
				146	
Factor de Compresibilidad		1,1			
				12,77	14,88
				1,042	1,042

2.4.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (Continuación)

UNIDAD: Refinerías/Plantas de Destilación Intermedias No. 3		LOCALIZACIÓN: Tula, Hgo.		FECHA: 48	
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso Operación con Torquegas, Hoja No. P.A.1.4					
COMODORO	COMBUSTIBLE	ENTRADA (t) / día	ENTRADA (t) / hora	ENTRADA (t) / día	ENTRADA (t) / hora
Miércoles		8,831.26	367.97	82.48	3.437
Acido Sulfúrico		118.46	4.93	11.87	0.495
Gasolina		125.62	5.23	28.88	1.203
Etano		116.16	4.84	12.56	0.523
Propano		45.85	1.91	14.15	0.589
n-Butano		8.51	0.35	3.57	0.149
i-Butano		8.74	0.36	3.79	0.157
n-Pentano		21.55	0.89	18.14	0.756
i-Pentano		1.18	0.05	0.92	0.037
Hexano		1.90	0.08	0.66	0.027
Hexano + Pesados		1,631.78	67.99	1,485.86	61.91
Agua Total, ppm		880		880	
Total Entrada		12,177.2	494.8	1,178.4	48.0
Flujo Total (kg/h) (kg/d)		507.375 (12,177.2)	21.161 (507.375)	49.483 (1,178.4)	2.062 (48.0)
Peso Molecular Medio		51.85		143.96	
Densidad Relativa @ 15°C/15°C				0.709	0.71
ppm, @ 15°C				24.903	25.647
ppm @ 15°C, 1 kg/cm ²				56.38	56.34
Presión 112 mmHg, mm Hg		51.8	265	52.4	265
Temperatura °C / °F		25.0 / 82	150 / 302	150 / 301	87 / 185
Empaques atm ² / Infr. ²		0.882 / 7.817	0.809 / 43.82	0.809 / 0.332	0.164 / 47.21
ppm					171
Flujo		34.38		18.58	
Factor de Corrección		1.82		1.82	

2.4.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA (Continuación)

UNIDAD: Hidrocarburos de Destilados Intermedios No. 3		LOCALIZACIÓN: Torre, 4to		TRAMA: 47	
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Operación con Turbocoma, Figura No. 2.4.1.5					
COMPONENTE	CONCENTRACION	Entrada (kg/hr) 1.00	Salida (kg/hr) 1.00	Entrada (kg/hr) 2.00	Salida (kg/hr) 2.00
Hidrógeno		58.47	1,289	4,879.7	82,281
Ácido Sulfúrico		38.93	1,872	88.97	2,208
Metano		48.84	2,829	868.26	15,984
Etano		35.88	1,718	128.26	2,048
Propano		31.48	1,536	20.91	4,482
i-Butano		8.29	0,271	2.82	8,041
n-Butano		4.88	0,252	2.85	8,035
i-Pentano		39.78	1,861	1.71	8,084
n-Pentano		0.88	0,253	0.12	8,003
i-Hexano		1.82	0,255	0.26	8,080
n-Hexano + Pesados		8,31.85	88,264	1.81	8,004
Aguas Total, ppm		302			302
Total (kmol/hr) (kgmol/hr)		1,051.11	840	4,894.2	2,613.6
Flujo Total (kg/hr) (kg/hr)		294,478	123,724	29,722	12,383
				878.7	129.0
				20,444	12,002
				220,212	132,083
Peso Molecular Medio		162.16		4.915	4.915
Densidad Relativa 60°F/60°F		0.788	48.01		
SGP 60 °F		24.841			24.841
MPCCO 60°F, 1 kg/m ³			56.38	1,488	54.68
Viscosidad (1) kg/(cm ² seg) (Pa/s)		51.3	120	51.3	120
Temperatura °C / °F		51.6 / 125	52 / 125	52 / 125	52 / 125
Densidad g/cm ³ (16.013)		0.764	47.71	0.6991	0.585
				0.6991	0.585
SGP		121			121
ft ³ /s			14.43	0.532	13,904
Factor de Compresibilidad			1.04	1.04	1.04

1.4.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (Continuación)

UNIDAD: Hidroeléctricadora de Centralitas Intermedias No. 3				LOCALIZACIÓN: Toluca, MEX.				AÑO: 88			
REFERENCIA: Diagrama de Flujos de Energía, Operación con Turbinas, Figura No. 1.4.1.A											
COMPONENTE	CORRIENTE		CORRIENTE		CORRIENTE		CORRIENTE		CORRIENTE		
	caudal (m ³ /s)	potencia (MW)	caudal (m ³ /s)	potencia (MW)	caudal (m ³ /s)	potencia (MW)	caudal (m ³ /s)	potencia (MW)	caudal (m ³ /s)	potencia (MW)	
Inducción	93.47	35.81	0.27	0.171	58.79	21.283	1.29	0.247	1.58	0.378	
Ácido Galvánico	19.26	12.467	3.25	2.617	26.78	28.420	3.55	0.724	4.21	0.253	
Molinos	37.31	24.756	0.74	0.494	44.12	29.684	3.18	0.329	3.34	0.116	
Grupo	18.56	12.117	0.82	2.263	27.04	14.948	3.29	0.277	4.52	0.275	
Propano	0.97	0.454	1.43	1.331	15.66	8.460	4.79	0.170	5.82	0.349	
Industria	1.18	0.783	0.51	0.292	4.82	1.382	1.27	0.078	1.76	0.129	
Edificios	1.24	0.823	0.71	0.383	3.43	1.256	1.56	0.094	2.27	0.116	
Centrales	3.58	2.375	4.23	18.319	6.18	1.471	7.88	0.551	13.33	0.799	
Centrales	0.25	0.120	0.24	0.993	0.27	0.105	0.47	0.429	0.71	0.843	
Industria	0.22	0.080	0.22	0.944	0.15	0.061	0.48	0.437	0.67	0.952	
Centrales + Unidades	0.57	0.156	10.53	19.358	1.75	1.638	10.95	0.120	14.13	107.375	
Ácidos, Residuos, etc.	7.07		6.80				0.27		9.81		
TOTAL GENERACIÓN	155.73	68.1	46.2	35.7	185.76	64.75	426.4	708.0	1 062.3	786.8	
Flujo Total	3 014	0 888	5 187	4 450	7 275	5 979	245 249	129 385	283 642	151 834	
Presión Molecular Media	21.51		101.91		121.53		175.36		174.34		
Densidad relativa (20°C) [AP]			0.161	0.14			0.44	0.37	0.416	0.78	
AP	1.0		4.81				28.439		21.829		
PROCESO	0.14		1.14		1.14						
Presión (11.0320) [mbar] [Piso]	0.2	30	4.2	60	7.5	90	3.8	50	2.5	35.8	
Temperatura (°C) [°F]	168	320	49	120	49	110	161	315	216	421	
Concentración (g/cm ³) [lb/lb]	0.0018	0.129	0.726	45.92	0.0013	0.126	0.48	30.1	0.009	41.21	
CPM			35				828		842		
EFIC	1.44				1.58						
Factor de Compresibilidad	0.995				0.987						

2.4.3 BALANCE DE MATERIA E ENERGIA (Conclusión)

UNIDAD: REFINERÍA/PURIFICADORA DE Derivados Intermedios No. 1		LOCALIZACIÓN: Tula, ego.		FECHA: 48		
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Operación con Gasolina, Figura No. 2.4.3.1.						
COMPONENTE	CONCENTRACION	Entrada \diamond 1 m ³	Entrada \diamond 2 m ³	Entrada \diamond 3 m ³	Entrada \diamond 4 m ³	Entrada \diamond 5 m ³
Gasolina		0.0	0.000			
Ácido Sulfúrico		0.00	1.000			
Agua		1.10	0.100			
Etano		7.57	1.000			
Propano		24.24	4.000			
i-Butano		10.04	1.000			
n-Butano		20.04	1.000			
i-Pentano		100.00	10.000			
n-Pentano		9.70	1.000			
i-Hexano		11.70	2.000			
n-Hexano + Residuo		246.04	10.000	2 100.0	100.00	
Ángulo Total, gpm		300				
Total Involúcr	gpm/hr	300.0	200.0	2 100.0	1 000	
Flujo Total	gpm/hr	34 900	20 210	200 000	210 000	
Peso Molecular Medio		70.50		120.10		
Densidad Relativa 60°F / 60°F		0.686	0.6	0.600	0.671	
SGP 60°F		4 000		61 000		
Área 60°F, 1 m ²						
Flujo 110 gpm/hr	gpm	3.0	0	10.0	10	
Temperatura	°C / °F	100	100	200	200	
Densidad	g/cm ³	0.600	0.60	0.600	0.60	
SGP		140		1 000		
SGP						
Factor de Compresibilidad						
NOTAS:	1. Presión Absoluta = 11.3 psia.					

2.4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

UNIDAD: Hidrocarburos de Destilados Intermedios No. 4		UBICACION: Tala, Pto.		NO. 16 30	
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Operación con Diesel, Figura 2.4.1.B					
COMPONENTE	CONSTANTE	Entrada kg/hr	Salida kg/hr	Entrada kg/hr	Salida kg/hr
Hidrógeno		824.53	76.868	228.92	33.000
Acido Sulfúrico				189.33	76.818
Metano		26.73	0.793	193.28	14.316
Etano		23.13	0.933	25.02	11.277
Propano		44.88	4.237	48.14	0.953
1-Butano		10.15	0.319	3.83	1.425
n-Butano		2.63	1.158	31.37	1.614
1-Pentano		5.23	0.503	13.25	1.923
n-Pentano + Hexano	1.132.9	1.108.08	9.42	0.908	24.32
Aire (Total, agua)	73.000			2.068	2.087.26
					87.227
					1.112.7
					1.889.86
Total (kg/hr) / (kg/hr)	1.132.9	533.27	1.048.1	438.5	691.9
Flujo total (kg/hr) / (kg/hr)	318.124	144.750	9.546	4.319	24.355
					2.420.5
					247.357
					121.232
					308.668
					139.885
Peso Molecular Medio	281.73		3.32	23.84	186.81
Densidad Relativa (20°C) / (kg/m ³)	0.676	36.0			0.728
API (20°C)	25.000				48.83
					0.876
					30.0
					24.151
IMPISO (20°C) / (kg/m ³)		10.0		0.61	
Presión (1.1 kg/cm ² abs) / (Pa)	4.2	0.12	85.25	936	5.3
Temperatura (°C) / (°F)	18	336	116	241	38
					180
					38
					180
Densidad (g/cm ³) / (kg/m ³)	0.676	33.64	0.037	1.06	0.9058
					0.965
					6.744
					47.89
					0.862
					33.78
API	262				595
					716
PSAT	2.45			12.24	
Factor de Compresibilidad	1.08			0.867	

2.4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (Continuación)

UNIDAD: Refinería de Gasolina de Destilados Intermedios No. 4		LOCALIDAD: Tula, Hgo.		FECHA: 20				
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Operación con Diesel, Figura No. 2.4.1.0								
COMPONENTE	COMBUSTIBLE	ENTRADA (1) t/hr	ENTRADA (2) t/hr	ENTRADA (3) t/hr	ENTRADA (4) t/hr	ENTRADA (5) t/hr	ENTRADA (6) t/hr	
Hidrógeno					2,270.04	27.868	2,297.91	69.186
Acido Sulfúrico	2.42	16.890	0.07	2.617			286.29	2.081
Metano	0.29	1,294	0.02	0.074			1,007.93	16.324
Eteno	0.81	12,397	0.24	0.648			121.76	4,961
Propano	1.15	17,286	1.06	2.698			87.23	1,284
i-Butano	0.24	5,782	0.12	1.042			0.26	0.282
n-Butano	0.93	6,250	1.19	3.211			1.26	0.113
i-Pentano	0.17	6,689	1.82	10.442			4.69	0.032
n-Pentano + Pesados	0.65	19,631	24.06	79,269	1,127.9	169.88	2.04	0.044
Agua total, ppm			373		28,008			
Total (kg/hr) (kg/hr)	0.98	2.58	32.08	16.01	1,132.9	313.77	8,286	2,269.5
Flujo total (lb/hr) (kg/hr)	204	128	1,276	1,532	319,178	141,359	61,876	27,676
Peso Molecular Medio	45.14		45.14		183.71		5.34	
Densidad Relativa de Vapor			0.7036	88.01	0.876	32.0		
SPG 60 °F			329		23,000			
ENTRADA 60 °F, 1 Sp/cm ³	0.08						67.19	17.19
Presión (1) (atm) man/Psfg	1.15	29.3	4.0	44.88	71.27	1.042	64.70	910
Temperatura °C °F	49	120	62	120	39	100	71.5	164
Densidad (g/cm ³) (lb/ft ³)	0.004	0.277	0.674	42.10	0.022	33.84	0.021	1.28
ppm			18		242			
ft ³ /s	0.31						13.19	16.06
Factor de Conversión	0.989						1.02	1.029

2.4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (Continuación)

UNIDAD: Kilómetros/Operadora de Ventiladores Intermedios No. 4		LOCALIZACIÓN: Tula, Hgo.		HOJA: 51							
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Especifica con Nivel, Figura No. 2.4.1.2											
COMPONENTE	COMPONENTE	Entrada $\left(\frac{m^3}{hr}\right)$ a 20°C									
Isobutano		52.79	3,527	9,171.27	72,257	99.12	3,414	5,225,840	62,162	5,279.87	68,262
Acido Isobutírico		173.61	0,341	671.61	6,551	17.66	1,679	522.56	2,567	506.72	6,823
Etano		20.71	1,906	2,026.71	15,183	24.82	2,264	1,273.86	16,128	1,348.72	13,227
Etano		61.89	4,273	17,311	9,813	19.25	1,808	176.81	4,920	265.09	4,268
Propano		21.85	2,201	63.86	1,358	2.77	0,768	319.24	1,562	137.11	1,461
n-Butano		9.86	0,661	8.52	0,119	2.89	0,132	17.29	0,221	18.41	0,212
n-Pentano		11.71	0,771	2.67	0,307	1.25	0,138	17.37	0,225	18.38	0,223
n-Hexano		1.42	0,202	2.28	0,322	0.90	0,093	3.82	0,157	4.21	0,119
n-Heptano + Octano		1,142.64	76,258	2,272	0,227	368.06	82,821	264.26	3,463	1,142.36	12,188
Suma Total, ppm		36,178.6		16,228.6		16,178.6		16,228.6		16,178.6	
Total (Entrada) Operadora		1,618.3	988.52	1,765.7	1,282.9	1,052	427.52	7,632	3,261	8,889	3,826.9
Flujo Total (Entrada) Oper		130,900	128,021	50,820	28,884	268,816	112,162.7	129,125	63,183.7	309,745	126,756
Red molecular Media		211.91		8.73		227.61		10.23		44.81	
Capacidad Refractora (COP) (100) (ppm) (100)		0.254	18.5			0.861	13.6			0.862	12.7
ppm (100)		26,468				18,243				18,845	
ENTRADA de Tula (100) (100)				68.5				72.96			
Proceda (100) (100) (100) (100)		61.29	602	61.29	500	61.18	676	61.12	508	61.66	620
Operadora (100) (100)		52	123	52	123	259	479	263	479	403	152
Operadora (100) (100)		0.262	51.25	0.219	1.18	0.588	28.5	0.507	1.27	0.543	33.72
OP		882				889				888	
TOTAL				14.88				20.52			
Factor de Compensabilidad				1.32				1.89			

2.4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA (Continuación)

UNIDAD: Hidrodesulfuradora de Serbitinas Inoperativa No. 2		LOCALIZACIÓN: Tula, Mex.				MES: 10					
REFERENCIA: Diagrama de Flujos de Proceso, Operación con Diesel, Figura No. 2.4.1.5											
COMPONENTE	CONCENTRO	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida		
		kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr		
Nitrogeno		42.30	1.210	4.500.7	67.844	100.847	41.840	4.420.0	67.844	1.210	0.100
Acido Sulfhidrico		102.24	10.404	820.23	8.137	25.000	8.137	100.32	8.137	10.00	2.120
Petroleo		50.84	4.110	1.100.8	10.124	44.00	10.124	0.000.0	10.124	4.10	0.70
Etano		95.52	4.140	100.10	4.940	11.50	4.940	512.25	4.940	11.50	0.260
Propano		60.80	2.070	90.40	1.264	3.40	1.264	87.24	1.264	11.00	1.10
Isobutano		10.54	0.040	0.40	0.127	0.10	0.127	0.20	0.127	0.10	0.200
n-Butano		12.00	0.181	1.00	0.111	0.10	0.111	7.70	0.111	7.70	0.450
n-Pentano		17.00	1.117	4.00	0.072	0.10	0.072	4.60	0.072	10.00	0.010
n-Hexano - Pesados		0.100.0	71.110	1.10	0.040	0.10	0.040	0.00	0.040	1.100.0	71.100
Balance Total, ppm			900							900	
Total Moléculas (kmol/hr)		1.570	304.24	6.710.2	0.000.0	270.2	121.0	4.000	0.000.0	1.210.0	500.0
Flujo Total (kg/día) (kg/día)		110.140	147.810	40.000.0	20.010	1.000.0	1.000.0	40.000.0	27.000.0	100.150	140.000
Peso Molecular Medio		207.00		9.000		9.000		9.100		207.00	
Relatividad Relativa de P (RPR)		0.000	0.10							0.000	0.10
RPO 40 °F		20.000								20.000	
RPRCO 60 °F, 1.0000				0.00		2.00		0.10			
Peso del 100% de P (RPR)		00.10	100	00.10	100	00.10	100	00.10	100	00.10	100
Temperatura °C / °F		00	100	00	100	00	100	00	100	00	100
Relatividad de P (RPR)		0.010	0.100	0.010	0.10	0.000	0.10	0.000	0.10	0.010	0.100
RPR		00								00	
P (kg)				00.00		0.00		00.00			
Factor de Conversión				1.010		1.000		1.010			

2.1.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA (Continuación)

UNIDAD RECONSTRUCTORA de Circuitos Integrados No. 3		LOCALIZACIÓN: Dula, Edo.		HOJA 33		
REFINERÍA SUJETA de Flujos de Proceso, Operación con Buzos, Página No. 2.4.1.b						
COMPONENTE	CONCENTRACION	Entrada kg/hr a las				
Etileno		41.37	51.776		42.70	18.188
Acetileno		117.84	19.275	3.39	1.322	143.34
Metano		54.56	15.524	8.24	6.528	58.80
Etano		55.82	15.121	1.05	1.258	64.67
Propano		32.88	8.188	2.11	4.818	44.69
i-Butano		6.28	1.760	1.04	1.281	7.40
n-Butano		4.85	1.879	1.46	1.468	18.86
i-Pentano		7.87	2.395	1.44	6.988	13.15
n-Pentano + Hexano		9.84	7.881	12.89	89.880	14.20
ADICIÓN TOTAL, kg/hr		975		905		905
Total kgmol/hr kgmol/hr		390.27	158.1	46.1	21	408.7
Flujo Total kg/hr kg/hr		10 886	1 883	1 916	1 897	11 781
SECO MOLECULAR PÉDRA		81.28		87.85		21.94
DENSIDAD RELATIVA kg/m^3 kg/m^3				0.841	0.75	
SPG kg/m^3				375		21 082
WPPCB $48 \text{ }^\circ\text{F}$ 1 kg/cm^2		0.35		4.0		
Presión kg/cm^2 kg/cm^2 atm/psia		0.33	80	3.14	45	3.83
Temperatura $^\circ\text{C}$ $^\circ\text{F}$		180	327	49	120	144
DENSIDAD g/cm^3 lb/ft^3		0.896	0.881	0.819	53.14	0.888
SPG				11.0		788
kg/m^3		7.18		7.66		
Factor de Compresibilidad		0.945		0.987		

2.4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (Continuación)

UNIDAD: Hidrodesulfuración de Destilados Inicialmente No. 1		LOCALIZACIÓN: Tulsa, Okla.		HOJA: 36					
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Procesos, Operación del Sistema, Figura No. 2.4.1.3									
COMPONENTE	COMPORTE	Entrada (1) lb/hr	lb/hr	Entrada (2) lb/hr	lb/hr	Entrada (3) lb/hr	lb/hr	Entrada (4) lb/hr	lb/hr
Hidrógeno									
Acido Sulfúrico		7.44	2,934						
Benceno		0.30	0,097						
Etano		1.46	0,450						
Propano		0.15	0,120						
i-Cateno		5.00	1,391						
n-Cateno		9.40	2,324						
i-Parafina		10.10	27,416						
n-Parafina - Pesadas		220.82	58,425	3,415.2	880,000				
Análisis Total, gal		470		1,000					
Solal	lb/hr	248.78	590.5	3,415.2	842.95				
Flujo Total	lb/hr	27,242	32,100	32,633	159,234				
Peso Molecular Medio		85.13		272.43					
Densidad relativa @ 60°F (API)		0.7068	0.7031	0.676	0.67				
SG		2.405		10.717					
REPOSICION DE W. Y. CORROSION									
Presión (1) psia		5.8	34	300.10	181				
Temperatura (1) °F		49	128	150	670				
Presión (2) psia		0.668	01.79	0.400	10.01				
SG		01		0.207					
REMARKS	1. Pérdida Absorbente = 11.3 Pps.								

2.5 Unidad Reformadora de Naftas No. 2.

2.5.1 Generalidades.

El proceso de Reformación Catalítica de Naftas dentro de la Refinería se utiliza para la obtención de gasolinas de alto índice de octano, empleando para ello nafta hidrotratada que típicamente contiene parafinas de la C₆ a la C₁₂, naftenos y aromáticos, comprendida en un rango de temperatura de ebullición de 70° C a 200° C máximos.

Los subproductos del proceso son hidrógeno de alta pureza, el cual es empleado en el hidrotreamiento de los diferentes cortes de hidrocarburos (incluyendo la carga a esta Unidad); gas C₂-C₄ empleado como combustible y gas C₄-C₆, el cual se comercializa como gas L.P.

Para el incremento del índice de octano de la gasolina, el proceso se basa principalmente en la conversión de los compuestos nafténicos de la carga a compuestos aromáticos, obteniéndolos también por la deshidrociclización de parafinas. Otras dos reacciones importantes que se llevan a cabo en el proceso son, la isomerización de parafinas y naftenos, y la hidrogenación de parafinas.

Para el desarrollo de las reacciones antes mencionadas en el proceso, se hace uso de un catalizador de platino o de aleación de platino y otro metal (renio, estaño, etc) soportado en gasea alumina, dicho catalizador es de alta selectividad, actividad y estabilidad.

Las condiciones de operación en el proceso, cubren un amplio margen de valores, dependiendo de las características del producto reformado deseado. Operacionalmente la actividad del catalizador se mantiene durante un largo período mediante un adecuado balance de humedad y cloruros presentes en el sistema así como manteniendo niveles bajos de contaminantes presentes en la carga.

2.5.3 Química del Proceso.

Las reacciones más importantes que se llevan a cabo dentro del proceso de Reformación son las siguientes:

a) Deshidrogenación de Naftenos o Ciclo-alcenos.

Esta es una de las reacciones que se efectúa más rápidamente, promovida por los cristales metálicos del platino obteniéndose como productos compuestos aromáticos e hidrógeno. La reacción se ve favorecida por el empleo de bajas presiones y altas temperaturas, dado que la reacción

es altamente endotérmica.



Donde R indica radicales o cadenas laterales, por ejemplo: $-\text{CH}_2-\text{CH}_3$, un radical etilo, etc.

b) Isomerización de Parafinas o Alcanos.

Esta reacción es de menor velocidad que la anterior y se realiza en los sitios ácidos del catalizador. Con las temperaturas normales de operación del proceso se logra una buena aproximación al equilibrio termodinámico. Esta reacción no depende de la presión. Para la producción de combustible de motores, esta reacción mejora el octanaje de la nafta.



c) Isomerización de Naftenos.

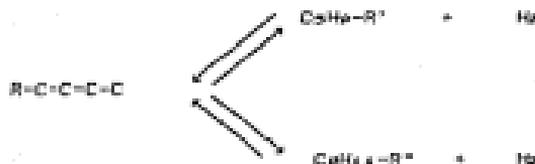
Es el primer paso para convertir un ciclopentano en un compuesto aromático. Consiste en el rescado de un anillo de cinco átomos de carbono a uno de seis. Esta reacción es catalizada por los centros ácidos del catalizador, y depende considerablemente de las condiciones

del proceso.



d) Deshidrociclicación de Parafinas.

Esta reacción es la más difícil de promover. Consiste en un reordenamiento molecular sumamente difícil de una parafina a un nafteno. La ciclicación de las parafinas se facilita más conforme aumenta el peso molecular de éstas, debido a que existe una mayor probabilidad para la formación de naftenos. Para contrarrestar este efecto, hay mayores posibilidades de que las parafinas más pesadas se hidrogenesintezquen. La baja presión y las altas temperaturas favorecen la deshidrociclicación. Se requieren las funciones ácidas y metálicas del catalizador para promover esta reacción.



e) Hidrogenesintegración.

La hidrogenesintegración de parafinas se realiza relativamente rápido, efectuándose en los sitios ácidos del catalizador. Esta reacción se ve favorecida por la alta

temperatura y presión de operación, siendo una reacción exotérmica.

Al efectuarse la reacción de hidrodeseintegración se disminuye la fracción de parafinas pesadas de bajo índice de octano, lográndose una mejora en el número de octano del reformado. La reacción, sin embargo, consume hidrógeno, y como consecuencia resultará en un rendimiento reducido del reformado.



f) Desulfurización.

Esta reacción genera metano, ocasionando una disminución rápida de la pureza del hidrógeno de recirculación. Se favorece al trabajar con altas presiones parciales de hidrógeno y altas temperaturas. La desulfurización se puede presentar durante el arranque, creyéndose por la presulfuración del catalizador nuevo o regenerado para pasivar parcialmente su actividad y reducir así esta reacción.



Y:



g) Desalquilación de Aromáticos.

La desalquilación de un aromático, es similar a la desmetilación de un aromático, diferenciando solamente en el tamaño del fragmento eliminado del anillo. Si la cadena lateral de alquilo es suficientemente grande, la reacción puede visualizarse como una desintegración de los iones de carbono catalizada por el ácido. La reacción de desalquilación se ve favorecida por altas temperaturas y altas presiones.



2.5.3 Descripción del Proceso.

La Unidad Reformadora de Naftas tiene la finalidad, dentro del esquema básico de la Refinería, de aumentar el octanaje de la nafta desalchivanizada, proveniente de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.

Dicha finalidad será obtenida por medio del proceso de reformación catalítica y estabilización mediante destilación fraccionada, obteniéndose como productos los siguientes compuestos: nafta reformada y estabilizada, gas hidrógeno, gas LPG y gas combustible.

Para llevar a cabo la reacción de reformación se utiliza un catalizador a base de platino y renio, espaciado en cuatro reactores verticales cilíndricos, de flujo tipo radial e instalados independientemente uno del otro.

La Unidad Reformadora de Naftas No. 2 está constituida por las siguientes Secciones de Procesamiento:

a) Carga y Reacción. En esta Sección se realiza la preparación de la carga al proceso, el precalentamiento, las reacciones de reformación, la separación de productos en sus fases líquido y gas, y el envío de éstos a las otras Secciones.

b) Compresión de hidrógeno. Dentro de esta Sección se comprime hidrógeno producto para enviarlo a las Unidades Hidrosulfuradoras de Naftas e Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios, así como el envío de la nafta reformada a la Sección de Estabilización de la misma Unidad.

c) Estabilización. En esta Sección se obtienen mediante destilación fraccionada: nafta reformada, la cual es enviada a almacenamiento fuera de límites de batería, gas LPG, que se envía como carga a la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, y gas combustible, cuyo destino es la red de gas combustible de la Refinería.

d) Generación de Vapor. Esta Sección tiene la función de producir vapor de media presión sobrecalentado para exportación a lindeas de batería, por medio del aprovechamiento de la energía en la sección de convección del Calentador de Carga a Los Reactores.

A continuación se describen las Secciones antes mencionadas mostrando sus características y condiciones típicas de operación.

Para el desarrollo de la descripción del proceso se hace referencia al Diagrama de Flujo de Proceso de la Figura 2.5.3.

2.5.3.A Sección de Carga y Reacción.

La nafta desisohexanizada proveniente de la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas entra a la Unidad, a control de flujo, a 22 Kg/cm^2 abs y 74°C , mezclándose con el hidrógeno de recirculación. A esta mezcla se le inyecta una corriente dosificada de 1,1,1-tricloroetano, con el propósito de mantener un nivel estable de cloruros en el catalizador, para posteriormente enviarse a precalentamiento en el Intercambiador Carga-Efluente EA-501 A-B, obteniéndose una corriente totalmente vaporizada. A continuación se mezcla con una corriente dosificada de condensado, con el objeto de conservar la acidez del catalizador, y se le envía a la primera colda del Calentador de Carga a Reactores EA-501 A-D donde es llevada hasta la temperatura de reacción de 504°C .

La carga a estas condiciones se envía al sistema de reactores de reformación constituido por cuatro reactores radiales colocados en serie (Primer Reactor de Reformación DC-501, Segundo Reactor de Reformación DC-502, Tercer Reactor de Reformación DC-503 y Cuarto Reactor de Reformación DC-504), donde se efectúan las reacciones de aromatización, deshidroalquilación, desintegración e isomerización. Debido a que estas reacciones, globalmente, son endotérmicas, el efluente de cada uno de los tres primeros reactores es enviado a la celda correspondiente del calentador BA-501 A-D, donde a cada corriente se le proporciona el calor consumido por las reacciones, de tal manera que en cada una de estas interetapas se recupera la temperatura requerida para llevar a cabo dichas reacciones de reformación.

La temperatura de alimentación a los reactores se controla mediante el flujo de alimentación de combustible a cada una de las celdas del calentador BA-501 A-D, siendo incrementada la temperatura (hasta 540 ° C) a lo largo de la corrida, para compensar la desactivación del catalizador y obtener un reformado con el número de octano requerido en la especificación.

La presión de operación de los reactores va desde 13.7 Kg/cm² man, a la entrada del primer reactor, hasta 11.5 kg/cm² man, a la salida del último reactor.

La corriente de salida del último reactor pasa al Intercambiador Carga-Efluente BA-501 A-B, donde precalienta la carga del sistema

de reactores, para posteriormente pasar al Primer Enfriador del Efluente del Reactor EC-501 y al Segundo Enfriador del Efluente del Reactor EA-502 A-D, obteniéndose una condensación parcial. Los hidrocarburos condensados se separan de la fase gaseosa en el Separador de Baja Presión FA-501, el cual opera a 10.5 Kg/cm² abs y 43°C, y de ahí son enviados, a control de nivel del separador, al Enfriador de Recontacto EA-503 A-D mediante la Bomba de Recontacto GA-501/R. El gas efluente del separador FA-501 pasa a la succión del Compresor de Recirculación GB-501, donde se aumenta su presión hasta 15.0 kg/cm² abs y su temperatura a 77 °C, para unirse a la corriente de hidrocarburos condensados, antes de que esta se alimente al Enfriador de Recontacto EA-503 A-D. La corriente de salida del enfriador EA-503 A-D pasa al Separador de Hidrógeno de Recirculación FA-502, que opera a 14.6 kg/cm² abs y 38 °C.

La fase líquida del Separador FA-502 se envía, a control de nivel, al Intercambiador Alimentación-Fondos EA-505 A-D de la Sección de Estabilización por medio de la Bomba de Alimentación a Torre Estabilizadora GA-502/R.

La fase gaseosa efluente del separador FA-502, constituida básicamente por hidrógeno, se divide en tres corrientes. Una de ellas se envía como alimentación de hidrógeno requerido por las Unidades Hidrodesulfuradora de Naftas e Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios por medio del Compresor de Hidrógeno Producto GB-502/R, que se localiza en la Sección de Compresión de

Hidrógeno, la segunda corriente, es el hidrógeno de recirculación que se mezcla con la nafta desisohexanizada que entra como carga a esta Unidad, y la tercera corriente se envía, a control de presión del Separador de Baja Presión FA-501, al sistema de gas combustible de la Refinería, previa unión con el gas del Acumulador de Reflujo de Torre Estabilizadora FA-504, entregándose en límites de batería a 5.0 kg/cm² man y 38 ° C.

2.5.3.B Sección de Compresión de Hidrógeno.

El hidrógeno requerido por las Unidades Hidrodesulfuradora de Naftas e Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios, proveniente del Separador de Hidrógeno de Recirculación FA-502, pasa a la primera etapa del Compresor de Hidrógeno Producto GR-502/R, donde se eleva su presión hasta 28.7 kg/cm² man, para enviarse al Enfriador de Hidrógeno EA-504 A-B, donde se obtiene una pequeña cantidad de hidrocarburos condensados, que se separan en el Separador de Alta Presión FA-503 y se envían, a control de nivel, a unirse con la corriente líquida efluente del Separador de Hidrógeno de Recirculación FA-502. La corriente resultante se envía al Intercambiador Alimentación-Fondos EA-505 A-D, localizado en la Sección de Estabilización.

La fase gaseosa del Separador de Alta presión FA-503 se divide en dos corrientes: El hidrógeno requerido por la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas que se entrega en límites de batería a 38 kg/cm² man y 38 ° C, y el hidrógeno requerido por las

Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios que pasa por la segunda etapa del Compresor de Hidrógeno Producto y se entrega en límites de batería a 67.8 kg/cm^2 abs y 100°C .

La Unidad Refinadora de Naftas responde a variaciones en las demandas de Hidrógeno mediante un sistema de control constituido por lo siguiente: una línea de recirculación de la descarga de la segunda etapa a la descarga de la primera etapa del Compresor de Hidrógeno Producto GB-502/R cuyo flujo es controlado por un selector de señal que opera con la señal controlante entre la presión a la descarga de la segunda etapa del compresor GB-502/R y la presión en el Separador de Alta Presión FA-503; otra línea de recirculación de la descarga de la primera etapa del compresor GB-502/R a la descarga del Compresor de Recirculación GB-501, controlada por otro selector de señal que opera con la señal controlante entre la presión de descarga de la primera etapa del compresor GB-502/R y la presión en el Separador de Baja Presión FA-501; y la línea de hidrógeno excedente al Sistema de Gas Combustible, a control de presión del Separador de Baja Presión FA-501.

Los selectores de señal ordenan la apertura de la válvula de control en caso de alta presión, en el nivel en el cual se está recirculando hidrógeno, o en caso de baja presión en el nivel al que se está recirculando.

El efecto neto del sistema de control es el de recircular el

hidrógeno excedente de un nivel de presión (el hidrógeno manejado por el compresor GR-502/R menos el hidrógeno requerido en límites de batería) hacia el nivel de presión inmediato inferior, saliendo finalmente el hidrógeno excedente total por la línea que conecta al circuito de reacción con el Sistema de Gas Combustible.

2.5.3.C Sección de Estabilización.

Los hidrocarburos condensados provenientes del Separador de Hidrógeno de Recirculación FA-502 y del Separador de Alta Presión FA-503 son precalentados hasta vaporización parcial en el Intercambiador Alimentación-Fondo EA-505 A-B, donde se aprovecha el calor de la corriente de fondo de la Torre Estabilizadora DA-501.

El effluente del intercambiador EA-505 A-D (lado tubos) se alimenta al plato número 16 de la Torre Estabilizadora DA-501, la cual opera a 17.6 kg/cm^2 man y 74°C en el domo, y 17.9 kg/cm^2 man y 232°C en el fondo.

Por el dase de la torre DA-501, previa inyección de un inhibidor de corrosión, se obtienen como productos: un destilado vapor constituido por hidrógeno e hidrocarburos ligeros, misco que se envía, a control de presión del domo, a unirse con la corriente de hidrógeno que sale del Separador de Hidrógeno de Recirculación FA-502, para posteriormente integrarse al sistema de gas

combustible de la Refinería, fuera de límites de batería, a 5.0 kg/ca² man y 38 ° C.

Por otra parte, se obtiene también un destilado líquido constituido por propano y butanos, mismo que se envía, a control de nivel del Acumulador de Reflujo de Torre Estabilizadora FA-504, mediante la Bomba de Reflujo a Torre Estabilizadora GA-503/R a tratamiento cáustico en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos, entregándose en límites de batería a 19.0 Kg/ca² man y 37 ° C.

Por el fondo de la Torre Estabilizadora DA-501, se obtiene un producto constituido por la nafta reformada y estabilizada que es extraído de la torre DA-501 a control de nivel del fondo de la misma, mediante una válvula de control localizada corriente abajo del Intercambiador Alimentación-Fondos EA-505 A-D y del Enfriador de Producto Reformado EA-507 A-B, para posteriormente enviarse a límites de batería a 4.4 kg/ca² man y 38 ° C.

La Torre Estabilizadora DA-501 cuenta con un condensador parcial, Condensador de Torre Estabilizadora EA-506 A-D, y con un rehervidor tipo calentado a fuego directo, Rehervidor de Torre Estabilizadora BA-502, el cual es alimentado, a control de flujo, por la Bomba de Fondos de Torre Estabilizadora GA-504/R. La temperatura de la corriente efluente del rehervidor BA-502 es regulada mediante un control en cascada temperatura-presión con la corriente de alimentación de combustible a quemadores del

Reservidor.

El reflujó a la torre DA-501, proveniente de la Bomba de Reflujo a Torre Estabilizadora BA-503/R, es regulado mediante un control en cascada flujo-temperatura del plato número 7 de la Torre Estabilizadora DA-501.

2.5.3.D Sección de Generación de Vapor.

La sección de convección del Calentador de Carga a Reactores BA-501 A-D se utiliza para generar vapor de media presión, el cual se exporta a límites de batería.

El agua desaerada entra de límites de batería al Domo de Vapor FA-505 a 21.1 kg/cm^2 man y 217°C , a control de flujo, con el punto de ajuste de éste control corregido por el nivel en el Domo de Vapor FA-505 y el flujo de vapor de salida de este equipo. En la corriente de alimentación de agua se inyecta una solución dosificada de sulfito de sodio para tener control sobre el oxígeno, y en el Domo de Vapor FA-505 se inyecta una solución dosificada de fosfato de sodio para controlar los sólidos en suspensión.

El agua es alimentada a los serpentines de generación de vapor (sección de convección) del calentador BA-501 A-D mediante la Bomba de Recirculación de Agua DA-505/R. El vapor generado en estos serpentines es utilizado para precalentar el agua

desecondada dentro del Domo de Vapor PA-505. La producción neta de vapor es enviada a los serpentines de sobrecalentamiento de vapor del calentador BA-501 A-D, para posteriormente mandarse a líneas de batería a 19.3 Kg/cm^2 man y 310° C .

2.5.4 Lista de Equipo de Proceso.

CLAVE

SERVICIO

CALENTADORES

BA-501 A-D	Calentador de Carga a Reactores.
BA-502	Reservidor de Torre Estabilizadora.

TORRES

BA-501	Torre Estabilizadora.
--------	-----------------------

REACTORES

DC-501	Primer Reactor de Reformación.
DC-502	Segundo Reactor de Reformación.
DC-503	Tercer Reactor de Reformación.
DC-504	Cuarto Reactor de Reformación.

CANBIADORES DE CALOR

EA-501 A-B	Intercambiador Carga-Efluente.
------------	--------------------------------

CLAVE**SERVICIO****CAMBIAADORES DE CALOR**

EA-502 A-D	Segundo Enfriador del Efluente del Reactor.
EA-503 A-D	Enfriador de Recontacto.
EA-504 A-B	Enfriador de Hidrógeno.
EA-505 A-D	Intercambiador Alimentación-Fondos.
EA-506 A-D	Condensador de Torre Estabilizadora.
EA-507 A-B	Enfriador de Producto Refinado.
EC-501	Primer Enfriador del Efluente del Reactor.

RECIPIENTES

FA-501	Separador de Baja Presión.
FA-502	Separador de Hidrógeno de Recirculación.
FA-503	Separador de Alta Presión.
FA-504	Acumulador de Reflujo de Torre Estabilizadora.
FA-505	Domo de Vapor.

BOMBAS

GA-501/R	Bomba de Recontacto.
GA-502/R	Bomba de Alimentación a Torre Estabilizadora.
GA-503/R	Bomba de Reflujo a Torre Estabilizadora.
GA-504/R	Bomba de Fondos de Torre Estabilizadora.
GA-505/R	Bomba de Recirculación de Agua.

CLAVE

SERVICIO

COMPRESORES

DB-501

Compresor de Recirculación.

DB-502/R

Compresor de Hidrógeno Producto.

1.3.5 Balance de Materia y Energía Cont.

UNIDAD: Refinería de Nafta No. 1		LOCALIDAD: Tula, Pto.				HOJA 14					
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 2.3.3											
COMPONENTE	CONDICIÓN	Entrada (1) t/hr	Entrada (2) t/hr	Entrada (3) t/hr	Entrada (4) t/hr	Entrada (5) t/hr	Salida (6) t/hr				
Hidrógeno		188.00	59.456	24.25	35.17	32.187	6.993	13926.7	25.623	13929	25.623
Etano		26.05	7.879	12.7	9.75	16.463	0.121	1462.89	6.993	1478.8	6.992
Etileno		10.84	10.84	22.5	21.85	61.115	3.887	1385.81	6.916	1454.9	3.998
Propano		10.24	12.963	31.97	35.46	113.653	3.342	1289.96	6.86	1314.6	6.423
i-Butano		12.65	2.825	8.38	6.53	26.124	1.892	208.24	6.97	287.48	1.100
n-Butano		14.26	3.641	6.14	6.93	91.784	1.885	297.33	1.19	345.18	1.420
C ₅ +		5.3	11.128	6.001	0.91	2864.5	86.56	414.18	1.96	3012.1	13.286
Total (kgm ³ /hr. Agua/hr)		348.42	111.63	126.11	17.162	3191.63	144.7	21836.2	4547.5	24380.3	10018.3
Flujo Total (kgm ³ . Agua/hr)		7112	3515	4818	1831	514282	151828	211242	101480	518330	190118
Ental. Molecular. °API		16.35	101.856	32.12	181.39	102.82	82.22	10.85	460.43	21.87	104.26
SPG a 60°F		1551.9	933.1	11407.9	—	4998.3	—	—	—	9158.2	—
ρ _{60°F} a 60°F, 1.0 kg/cm ³		4.184	1.291	31.02	—	181.68	—	—	—	232.13	—
Densidad (lb/ft ³ , g/cm ³)		0.1412	0.0899	0.187	0.068	43.282	0.1003	0.1701	0.068	0.32	0.068
LPM		—	—	—	—	951.8	—	—	—	—	—
Temperatura °F. °C		80.84	27.65	81.1	27.4	158.85	56.57	151.83	56.57	180	65.5
Presión (lb/in ² , kg/cm ² man)		71.1	3.0	11.1	3.0	201	14.93	201	14.93	282	16.2
Factor de Compresibilidad		0.891	—	0.856	—	0.881	—	1.0	—	1.0	—

2.3.3. Balance de Materia y Energía Gas.

UNIDAD: Refinería de Matias No. 2		LOCALIZACIÓN: Tula, Pue.				FECHA: 71			
EXPERIENCIA: Programa de Flujo de Proceso, Figura No. 2.3.3									
COMPONENTE	COMBUSTIBLE	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Hidrógeno		11216.5	26,887	17813.8	67.34	18176.8	67.61	18624.7	67,754
Metano		1488.97	3.871	1337.73	3.77	1587.3	3.866	1668.5	4.16
Etano		1178.87	3.193	1331.94	3.75	1548.8	3.818	1715.8	4.26
Propano		1488.56	4.3	1688.62	4.71	1873.1	4.86	2074.1	5.36
n-Butano		246.13	1.01	291.96	1.1	333.73	1.233	405.85	1.48
i-Butano		129.18	1.47	111.14	1.356	178.58	1.74	152.62	1.887
C ₅ +		1775.1	12.613	1793.5	13.11	1643.8	11.61	2486.5	18.373
Total Hidrocarb. Gasolifer.		11030.5	11,579	12412.9	11,998.4	13063.1	13,275.4	14111.1	14,237.1
Flujo Total Hidr. Gasolifer		158038	143118	158820	153018	168038	163118	178038	173018
Flujo Metano, "scf"		11,86	123.74	11,883	128.33	12,40	132.61	12,96	137.77
BTU a 60°F		91828.6		91288.4		8818.2		8818.7	
ENTRADA a 60°F, 1.8 Btu/lb		111.88		793.79		218.62		361.33	
Densidad lb/ft ³ , atm ²		0.1871	0.0848	0.168	0.0843	0.2478	0.084	0.279	0.0821
CPH									
Temperatura °F, °C		132.3	56.2	172.34	78.5	188.1	81.7	188.4	81.86
Fracción lb/in ² , kg/cm ² abs		118.3	13.4	181.3	17.16	172.3	12.13	181	11.46
Factor de Compresibilidad		1.0		1.0		1.0		1.0	0.978

3.3.3 Balance de Materia y Energía Gen.

PROCESO: Información de Múltip. No. 2		LOCALIZACIÓN: Tolu, Spn.				MES: 19	
REFERENCIA: Diagrama de Flujos de Proceso, Figura No. 3.3.1							
COMPONENTE	CONDICIÓN	ENTRADA ①	SALIDA ②	ENTRADA ③	SALIDA ④	ENTRADA ⑤	SALIDA ⑥
Materia	kg/hr	13798.8	16.31	25.343	8.385	13736.9	15.309
Energía	kcal/hr	1821.00	6.317	17.387	8.330	1822.08	6.317
Flujo	kg/hr	1866.20	6.40	28.526	2.117	1826.90	6.401
Proceso	kg/hr	1178.1	1.261	266.91	2.36	1175.81	1.261
Índice	kg/hr	302.82	1.29	183.844	1.299	287.46	1.29
Índice	kg/hr	289.71	1.402	182.311	0.800	291.103	1.402
Índice	kg/hr	211.27	1.34	2808.12	60.18	329.13	1.34
Tasa de flujo, kg/hr		24356.1	18216.1	3234.41	1414.38	21581.1	18217.71
Flujo Total, kg/hr		24881.1	18874.1	344.87	134.353	23186.8	18512.3
Peso Molecular, g/mol		10.84	434.21	81.004	88.313	28.84	434.21
Índice a 60°F		71881.1	17113.1	32887.1	7187	7187	18113.1
PROCESO a 60°F, L/S kg/hr		120.881	11.1	126.43	25.118	121.803	11.1
Densidad lb/in ³ , g/cm ³		0.0016	0.0046	0.1111	0.1241	0.1028	0.0046
Spn			894.8				
Temperatura °C		100	37.8	100	37.8	100	37.8
Presión lb/in ² , kg/cm ² abs		208	14.82	208	14.82	208	14.82
Factor de Compresibilidad		0.9983	0.9166	0.9983	0.9166	0.9983	0.9166

ESTA TERCERA NO DEBE
 SALIR DE LA BIBLIOTECA

2.3.3 Balance de Materia y Energía Cont.

UNIDAD: Refinería de Nafta No. 2				LOCALIZACIÓN: Tolu. Ego.				HOJA: 00			
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 2-5-3											
COMPONENTE	COMPORTE	Entrada		Salida		Entrada		Salida		Entrada	
		kg/hr	%	kg/hr	%	kg/hr	%	kg/hr	%	kg/hr	%
Hidrógeno		0.261	0.047	0.261	59.183	26.166	0.198	0.688.4	73.725	6.68	0.232
Gasolina		0.226	0.237	0.096	18.326	27.866	0.138	243.38	8.873	7.125	0.24
Etano		1.716	0.532	0.071	13.368	21.98	0.195	243.33	8.822	65.15	1.51
Propano		4.4	18.381	0.071	13.368	230.28	0.84	251.11	1.245	186.2	6.22
n-Butano		1.783	1.163	0.013	2.060	225.38	0.22	24.825	1.121	84.26	2.88
isobutano		2.924	13.228	0.016	2.617	245.14	0.653	31.473	1.921	134.23	3.15
C ₅ +		12.883	36.218	0.011	1.747	2421.83	29.86	21.186	1.016	2511.8	83.78
Total Líquido, kg/hr		20.781	18.184	0.014	20.35	3278.8	1487.3	2681.26	242.5	1298.2	1259.98
Flujo Total Líqido, kg/hr		1424	133	10	4	39980	129108	21217	9898	281285	127585
Peso Molecular, °API		89.13	50.3	11.869	318.32	98.865	80.3	10.125	247.92	92.788	37.94
API a 60°F		177.7		1.1		2268		6193		25820.7	
VISCOS a 60°F, lb/ft ² / galon ²		0.221		0.006		31.13		10.421		38.653	
Densidad lb/ft ³ , galon ³		38.86	0.8217	0.028	18.012	43.178	0.7227	1.7924	0.6123	34.325	0.6204
UPH		1.1				827				880.8	
Temperatura °F, °C		180.4	38.3	202.4	38.1	94.58	35.3	200.3	38.3	328	176.2
Presión lb/in ² , kg/cm ² abs		283	20.84	283	20.84	283	20.84	287	20.8	278	19.98
Factor de Compresibilidad		0.8993		0.928		0.108		1.016		0.9181	

2.3.3 Balanza de Materia y Energía Cont.

ENTRADA Refinería de Salinas No. 2				LOCALIZACION: Tula, Hgo.				FOLIO: 01	
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 2.3.3									
COMPONENTE	CONCENTRACION	ENTRADA (1) lb/hr	ENTRADA (2) lb/hr	ENTRADA (3) lb/hr	ENTRADA (4) lb/hr	ENTRADA (5) lb/hr	ENTRADA (6) lb/hr	ENTRADA (7) lb/hr	ENTRADA (8) lb/hr
Hidrógeno		12.31	0.953						
Aceteno		12.42	1.74						
Etileno		16.83	9.56						
Propano		63.99	22.81	0.489	0.248	0.821	0.018	0.151	0.006
i-Butano		12.12	6.81	15.3	0.267	26.485	0.567	6.174	0.257
n-Butano		28.81	10.90	52.322	2.10	187.56	2.31	26.463	1.103
C ₅ +		199.813	18.141	2621.2	27.106	4271.8	27.11	2397.8	99.824
TOTAL lb/hr		282.561	122.213	2892.15	1222.22	5078.84	2113.12	2482.4	1088.81
Flujo Total lb/hr	Calor	16661	7327	121916	123138	662718	212861	231502	100998
Flujo Moléculas	°API	18.189	103.72	160.13	52.184	156.133	51.264	105.60	27.44
BPD a 60°F		1880.4		2437.6		6172.3		2048.6	1922.6
WCCOB a 60°F	1.8 gal/cm ³	2.881		25.796		44.51		12.94	21.58
Densidad	lb/ft ³ , g/cm ³	2.892	0.837	26.163	0.8313	26.138	0.8124	26.87	0.8184
EPH				886.7		3223.7		807.3	
Temperatura	°F, °C	150	126.7	641.9	295.5	641.7	297.6	675	266.6
Presión	lb/ft ² , kg/cm ² abs	170	18.96	254.3	17.87	315	23.08	264	18.56
Factor de Compresibilidad		0.816		0.834		0.899		0.876	0.711

1.5.3. Balance de Materia y Energía Conv.

UNIDAD: Separadora de Mallas No. 2		LOCALIZACIÓN: Toluca, Méx.				FOLIO: 82					
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 1.5.3											
COMPONENTE	COMMENTS	cantidad \diamond 1 ton	cantidad \diamond 1 ton	cantidad \diamond 1 ton	cantidad \diamond 1 ton	cantidad \diamond 1 ton	cantidad \diamond 1 ton				
Edulcorante		33.804	1.565	9.351	0.428	7.45	0.428	13.838	65.87	17034.9	68.883
Water		38.348	1.844	25.351	1.18	26.865	1.18	1619.8	6.88	1008.35	5.871
Etano		263.351	18.481	215.95	9.811	121.123	9.811	1216.48	5.8	1679.92	5.787
Propano		1079.88	44.707	935.814	45.223	189.888	45.223	1825.82	8.58	1808.34	8.3
4-Butano		495.851	17.448	287.473	18.888	185.324	18.888	267.48	1.1	288.138	1.047
n-Butano		783.381	28.218	581.824	28.2	249.148	28.21	343.11	1.42	378.181	1.47
CS ₂		1.818	0.929	1.828	0.884	1.434	0.783	2137.21	13.78	1213.28	13.432
Total Ideal/Br. Real/Br		2326.71	1055.73	2386.17	899.63	3368.28	191.81	26390.8	10819.8	15120.9	11580.8
Flujo Total lb/Br. kg/Br		119368	38939	185187	48287	84371	88218	588038	253118	588038	253118
Pres. Molecular, °API		87.42	139.03	48.181	112.06	88.381	132.88	32.97	164.72	21.851	122.14
API a 60°F		12186		11818.8		18924.8		83588.2		21899.8	
SHC/CO a 60°F, 1.0 kg/cm ²		23.23		21.255		18.882		122.127		241.98	
Densidad lb/ft ³ , g/cm ³		2.44	0.9289	31.458	0.92181	31.55188	0.92181	0.9213	0.92083	8.1281	0.92043
SGP				481.2		324.4					
Temperatura °F, °C		144.23	34.57	100.7	38.2	100.7	38.2	1085	588	1085	588
Presión lb/in ² , kg/cm ² abs		250	17.38	248.1	18.82	208.8	15.44	182	13.21	188	13.08
Factor de Compensabilidad		0.786		0.888		0.973		1.026		1.024	

7.5.3 Balance de Materia y Energía Esc.

UNIDAD: Refinería de Naftas No. 2				LOCALIZACIÓN: Talca, Reg.				MES: JUL	
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 7.5.3									
COMPONENTE	CONCENTR.	Entrada kg/hr	Entrada kg/hr	Entrada kg/hr	Entrada kg/hr	Entrada kg/hr	Entrada kg/hr	Salida kg/hr	Salida kg/hr
Hidrógeno		11811.5	87.81	2125.88	87.82	14.33	10.417	28208.86	71.529
Metano		1231.25	5.792	1387.48	5.87	7.84	10.131	2880.48	6.711
Etano		1221.54	5.792	1380.8	5.88	22.54	1.73	2848.71	6.736
Propano		1887.27	8.283	1825.33	8.88	83.81	5.22	2221.89	2.772
i-Butano		281.84	1.163	212.76	1.14	67.24	1.2	362.43	1.46
n-Butano		421.14	1.324	328.48	1.16	72.29	1.25	587.83	1.966
CS +		8202.7	17.185	7211.88	11.81	2113.68	88.34	856.44	3.482
Total Hidrocarb. Caudal/HR		26422.8	10798.46	20642.14	12214.2	2208.24	1075.72	24008.4	21208.4
Flujo Total kg/hr , Kg/HR		290038	133118	230030	153108	24816	128613	320855	248814
Peso Molecular, $^{\circ}\text{M}$		18.285	128.85	30.62	142.82	88.739	52.877	52.977	388.24
HR a 60°F		87738.8		58413.2		28880.7		78144	
ENTRADA a 60°F, 1.0 kg/cm ²		242.784		238.857		21.816		238.283	
Densidad kg/m^3 , g/cm ³		0.786	0.884	0.739	0.88183	0.74	0.7478	0.828	0.88163
SR						618.4			
Temperatura $^{\circ}\text{F}$, $^{\circ}\text{C}$		1004	840	8004	7.540	144	80	144	80
Presión kg/cm^2 , kg/cm ² abs		117	12.44	188	11.81	154	10.83	154	10.83
Factor de Compresibilidad		1.084		1.003		0.855		0.9977	

3.3.5 Balance de Materia y Energía Conv.

UNIDAD: Refinería de Naftas No. 1		LOCALIZACIÓN: Tula, Rep.		MES: 04							
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 2.3-3											
COMPONENTE	CONDICIÓN	Entrada \diamond 1 m ³	Entrada \diamond 2 m ³	Entrada \diamond 3 m ³	Entrada \diamond 4 m ³	Entrada \diamond 5 m ³					
Hidrógeno		18008.4	23.192	25.24	2.185	12798.8	15.31	2486.81	26.31	8.824	2.26
Metano		1677.91	6.81	13.29	2.341	1671.82	6.917	247.683	6.917	2.128	1.47
Etano		1874.04	6.826	18.24	2.17	1845.25	6.881	144.9	6.881	6.187	3.68
Propano		1877.88	7.633	246.61	7.24	1278.3	1.261	178.22	3.261	6.68	38.15
n-Butano		140.91	1.388	182.84	2.181	182.82	1.22	20.17	1.22	1.72	2.03
is-Butano		455.83	1.83	182.41	5.8	188.71	1.883	27.08	3.883	2.83	12.81
C ₅ +		948.65	2.313	2408.72	80.16	171.77	1.94	71.147	1.94	12.90	22.82
Total Lbmol/hr, Kgmol/hr		26602.1	11134.8	3254.61	1036.18	36136.7	10956.1	2421.21	1096.16	24.293	11.868
Flujo Total lb/hr, Kg/hr		280120	110463	376197	136151	391831	118746	26243	11964	1,664	753
Flujo Molar, mol		11,285	461.87	81,024	40,313	18,86	436.71	10,85	416,71	88,288	21,847
HR a 60°F		71987.7		37109.2		71882.4		7197		179.8	
ENTRADA a 60°F, 1.0 Btu/lb °F		739,133		31.1		230,891		22,128		8,333	
Densidad lb/ft ³ , g/cm ³		2.5184	0.8051	43.711	0.7243	2.4026	0.6086	2.4026	0.6086	18.124	0.6126
CFR				816.9						3.4	
Temperatura °F, °C		110	43.3	180	37.8	180	37.8	180	37.8	180	37.8
Presión psia, kg/cm ² abs		180	12.55	328	14.83	208	14.83	208	14.83	168	18.18
factor de Compresibilidad		0.9126		0.9126		0.928		0.928		0.8332	

2.3.3. Balance de Materia y Energía Cont.

UNIDAD: Refinería de Salinas No. 3				LOCALIZACIÓN: Tela, Mgo.		HOJA: 06		
REFERENCIA: Diagrama de Flujo de Proceso, Figura No. 2.3.3								
COMPONENTE	CORRIENTE		CORRIENTE		CORRIENTE		CORRIENTE	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Métano					255.837	24.51		
Etano					11.752	6.77		
Propano					11.388	6.81		
Isobutano	0.489	0.818	0.489	0.818	11.214	7.78		
n-Butano	15.3	0.387	15.3	0.387	4.793	0.25		
n-Pentano	82.212	2.389	82.212	2.31	5.539	1.80		
Et. n.	2821.24	27.108	2821.24	27.11	1.284	1.34		
Total Líquido, kg/día	1005.10	3516.4	2688.10	1216.47	341.366	135.734		
Flujo Total Líquido, kg/hr	41880	146518	111524	50682	14227	5655		
Flujo Moléculas, 10^3	108.733	32.384	100.73	32.384	10.899	316.704		
nro a 60°F	24217.4	24217.4	24217.4	24217.4	1029.6	1029.6		
ENTRADA a 60°F, 1.0 gal/hr ³	25.298	25.298			2.281			
Densidad 1671 ³ , g/cm ³	65.881	0.73174	67.241	0.7388	0.826	0.69645		
LN	242.1	242.1			117.6			
Temperatura °F, °C	170.2	81.8	180	37.8	100	37.8		
Presión 16/100 ³ , kg/cm ² abs	229.2	16.11	232	13.228	200	14.82		
Factor de Compresibilidad	0.0184	0.083			0.998			
NOTA: Flujo estándar en Tela, Mgo. 11.3 921A.								

2.0 Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.

2.0.1 Descripción del Proceso.

La Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No.2 correspondiente al "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Tula, Hgo., se ha diseñado con la finalidad de eliminar el ácido sulfhídrico contenido en las corrientes de gases y líquidos azargos provenientes de las Unidades Hidrodesulfuradora de Naftas e Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4, así como el ácido clorhídrico residual contenido en la corriente de líquidos azargos proveniente de la Unidad Reformadora de Naftas, y para fraccionar la corriente de hidrocarburos ligeros que proviene de la Sección de Tratamiento clástico de esta misma Unidad, así como las corrientes provenientes de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas, con el fin de obtener como productos: propano, iso-butano, n-butano, iso-pentano, n-pentano e isohexano, gasolvente, gas nafta, gasolinas y gas combustible.

Dicha Unidad procesará una carga de 11,063 BPC de hidrocarburos ligeros a 15°C (60°F), y 261,360 m³ estándar por día de gases.

El proceso utilizado para eliminar el ácido sulfhídrico (H₂S) es el de absorción, el cual utiliza dietanolamina (DEA) al 20% en peso como medio absorbente.

En el tratamiento para la eliminación del ácido sulfhídrico (H₂S) residual y del ácido clorhídrico (HCl) se utiliza el proceso en el cual los contaminantes antes mencionados se hacen reaccionar con una solución de hidróxido de sodio (NaOH) al 18.5% en peso, obteniéndose hidrocarburos dulces y sales de cloruro de sodio y sulfuro de sodio.

Finalmente, el proceso utilizado para llevar a cabo el fraccionamiento de los hidrocarburos será el de destilación.

La Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos está dividida en cuatro secciones:

a) Sección de Tratamiento con DEA.

Esta Sección tiene la finalidad de eliminar el H₂S de las corrientes de carga gaseosas y líquidas amargas mediante la absorción con una solución de dietanolamina al 20% en peso, obteniéndose como productos: gas dulce, hidrocarburos dulces y gases ácidos.

b) Sección de Tratamiento Caústico.

Esta Sección tiene la finalidad de eliminar el H₂S residual de la corriente de hidrocarburos líquidos provenientes de la Sección de Tratamiento con DEA, así como el HCl contenido en la corriente líquida de hidrocarburos

proveniente de la Unidad Refinadora de Naftas, mediante una solución de hidróxido de sodio al 18.5% en peso, obteniéndose como productos: hidrocarburos líquidos dulces.

c) Sección de Fraccionamiento de Ligeros.

En esta Sección se lleva a cabo la separación de los hidrocarburos presentes en la corriente de alimentación proveniente de la Sección de Tratamiento Cláustico; dicha separación se efectúa mediante el proceso de destilación. Los productos que se obtienen son: gas combustible, propano, n-butano e iso-butano.

d) Sección de Fraccionamiento de Pesados.

En esta Sección, al igual que en la anterior, se lleva a cabo la separación de los hidrocarburos alimentados provenientes de la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2, mediante el proceso de destilación. Los productos que se obtienen son: isopentano, n-pentano e isohexano, gasolvente, gas nafta y gasolina.

A continuación se describen las Secciones antes mencionadas mostrando sus características y condiciones de operación.

Para el desarrollo de la descripción del proceso se hace referencia al Diagrama de Flujo de Proceso de la Figura No. 2.6.1.

2.6.1.A Sección de Tratamiento con DEA.

Las corrientes de alimentación a esta Sección que llegan a límites de batería son: gas amargo proveniente de las Unidades Hidrosulfuradoras de Naftas No. 2 e Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4, a 5.0 Kg/cm^2 man y 38° C (70 psig y 100° F), y una corriente de hidrocarburos líquidos proveniente de la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2, a 22.5 Kg/cm^2 man y 43° C (320 psig y 110° F).

Las corrientes de gas amargo antes descritas, se mezclan en línea y se mandan al Separador de Gas Amargo FA-601 a 38° C (100° F) y 5.0 Kg/cm^2 man (70 psig), en donde se elimina el líquido que pudiera llevar esta corriente. El gas amargo effluente, se alimenta por la parte inferior del Absorbedor de Gas Acido BA-601 que opera a 4.5 Kg/cm^2 man (65 psig) y está constituido por 30 platos del tipo válvula, para remover el H_2S con una solución de DEA pobre que entra a contracorriente en el plato número 3, a 4.5 Kg/cm^2 man y 43° C (65 psig y 110° F). El gas dulce, después de pasar por la sección de lavado del absorbedor, consistente en los dos primeros platos, sale por el domo del absorbedor BA-601 y se envía a límites de batería a 3.5 Kg/cm^2 man y 43° C (50 psig y 110° F) para ser inyectado a la red de gas combustible.

La corriente de hidrocarburos líquidos amargos, se alimenta por la parte inferior del Contactor de Hidrocarburos FA-602, el cual opera a 19.3 Kg/cm^2 man (275 psig) y se encuentra espacado con

anillos raschig, para remover el H₂S con una corriente de DEA pobre que se alimenta a contracorriente por la parte superior del contactor. Los hidrocarburos dulces que salen por el domo del contactor DA-602 pasan al Separador de Amina FA-602 en donde se separa la solución de DEA que eventualmente pudiera haber sido arrastrada, posteriormente esta corriente se envía a la Sección de Tratamiento Caustico de la misma Unidad a 16.5 Kg/cm² man y 44 °C (263 psig y 112 °F).

Las soluciones de DEA rica provenientes del absorbedor y del contactor se expanden y se unen con la corriente proveniente del Separador de Amina FA-602, para ser enviadas al Separador de Hidrocarburos FA-603 a 4.4 Kg/cm² man y 52 °C (62 psig y 125 °F), con el objeto de eliminar los hidrocarburos coabsorbidos, los cuales se mandan eventualmente a la red de gas combustible.

La corriente de DEA rica separada previamente se precalienta hasta 93 °C (200 °F) en el Intercambiador de DEA rica/DEA pobre EA-601 A-B y se alimenta en el plato número 3 del Reactivador de DEA DA-603, el cual opera a 0.84 Kg/cm² man (11 psig) y consiste de 20 platos tipo válvula, teniendo como función eliminar el H₂S presente en la solución de DEA rica, con el objeto de ser reutilizada dentro del sistema. Por otro lado, se cuenta con una inyección de inhibidor de corrosión para evitar problemas de este tipo en los domos del reactivador de DEA.

La corriente efluente del domo del reactivador se condensa

parcialmente en el Condensador de Reflujo EA-604 A-B a 0.7 Kg/cm^2 man y 43°C (110 psig y 110°F) y fluye al Acumulador de Reflujo FA-604 en donde se forma un condensado consistente en dos fases líquidas. La fase líquida pesada (agua) se retorna al reactivador por medio de la Bomba de Reflujo GA-602/R, mientras que la fase líquida ligera (hidrocarburos) se manda intermitentemente a desfogue y/o drenaje, inyectando gas combustible (gas de arrastre) en el Tanque de Drene HA-612.

El gas ácido que sale del Acumulador de Reflujo FA-604 se envía a llaves de batería a 0.6 Kg/cm^2 man y 43°C (18 psig y 110°F), con destino a la Planta de Acufre.

El calor requerido para la regeneración de la solución de DEA es suministrado por el Rehervidor de DEA EA-603 A-B utilizando vapor saturado de baja presión a 3.5 Kg/cm^2 man (50 psig) como medio de calentamiento. Se cuenta con una línea para inyectar agua de reposición en la corriente líquida efluente del mismo.

La solución regenerada (DEA pobre) sale por los fondos del Reactivador de DEA DA-603, a 1.1 Kg/cm^2 man y 121°C (116 psig y 250°F) para ser enfriada en el Intercambiador de DEA rica/DEA pobre EA-601 A-B hasta 79°C (174°F), en seguida fluye al Enfriador de DEA pobre EA-602 A-B, para salir a 43°C (110°F). Posteriormente a esta corriente se le adiciona un antiespumante antes de ser enviado al Primer Filtro de DEA Pobre FB-601 A-C, a 7.5 Kg/cm^2 man (135 psig) por medio de la Bomba de Recirculación

de DEA GA-601/R. El 20% del flujo total de esta corriente pasa al Segundo Filtro de DEA Pobre FB-602 A-B, donde se eliminan los productos de degradación de DEA que se hayan formado durante la reactivación de la asina. Después de unirse este flujo con el restante no filtrado, se bifurca y se envía una parte al Absorbedor de Gas Acido DA-601 y la otra se alimenta al Contactor de Hidrocarburos DA-602, mediante la Bomba de Recirculación de DEA al Contactor GA-604/R, con lo cual se cierra el ciclo de absorción-regeneración de la solución de asina.

Adicionalmente se cuenta con un sistema de almacenamiento y preparación de asina, que consiste en una Fosa de DEA FE-601 en donde se diluye la DEA concentrada con condensado, para posteriormente mandarse mediante la Bomba de la Fosa de DEA GA-618 al Tanque de Almacenamiento de Asina Fresca FB-603. A este tanque se le suministra kerosina con el fin de evitar la oxidación de la solución. De este tanque se alimenta al circuito la solución de DEA pobre mediante la Bomba de la Fosa de DEA GA-618.

2.5.1.8 Sección de Tratamiento Clásico.

Las corrientes líquidas que llegan a esta sección son hidrocarburos a 17.9 Kg/ca^2 man y 38° C (295 psig y 100° F) provenientes de la Sección de Tratamiento con DEA de esta misma Unidad, e hidrocarburos a las mismas condiciones de presión y temperatura que las anteriores, y que provienen de la Unidad

Reformadora de Naftas No. 2.

Las corrientes descritas se seccionan en la línea de entrada al Acumulador de Carga FA-611, el cual opera a 18.0 Kg/cm² man y 38 °C (200 psig y 100 ° F) y tiene como función evitar variaciones de presión en la succión de la Bomba de Carga GA-609/R.

Los hidrocarburos líquidos que salen del acumulador se unen en línea con la corriente de recirculación de solución cáustica mediante la Bomba de Carga GA-609/R y son alimentados por la parte inferior del Contactador Estático DA-610. El contactor estático debido a su alta eficiencia de contacto proporciona la dispersión controlada de las fases que favorecen la eliminación de H₂S y HCl contenidos en la corriente de hidrocarburos por reacción química con el NaOH, las sales generadas, NaCl y Na₂S, quedan disueltas en la solución cáustica.

La corriente efluente del Contactador Estático DA-610 se envía al Separador de Hidrocarburos Dulces FA-613, que opera a 33 Kg/cm² man y 38 °C (470 psig y 100 ° F), donde se lleva a cabo la separación de las fases líquidas por diferencia de densidades y miscibilidades. Los hidrocarburos salen por la parte superior del separador los cuales se mandan a 31.1 Kg/cm² man y 38 °C (442 psig y 100 ° F) hacia la Sección de Fraccionamiento de ligeros de la misma Unidad, mientras que por la parte inferior sale la solución cáustica que se recircula nuevamente al contactor por medio de la Bomba de Recirculación de Solución Cáustica DA-619/R.

La solución de sosa de reposición al 18.5% en peso se alimenta en forma intermitente al sistema (cada 8 días aproximadamente) mediante la Bomba de Suministro de Solución de Sosa Fresca DA-420 a través de la línea de succión de la Bomba de Recirculación de Solución Cáustica DA-619/R. A medida de que disminuye la alcalinidad libre de la solución, se afectará su capacidad para remover ácido sulfhídrico y ácido clorhídrico, por lo que ocasionalmente se tendrá que remover parcial o totalmente la solución gastada y reemplazarla con solución fresca para restaurar el nivel adecuado de alcalinidad libre de la solución. La solución cáustica gastada se envía en forma intermitente a límites de batería.

2.B.1.C Sección de Fraccionamiento de Lígeros.

La corriente de hidrocarburos proveniente de la Sección de Tratamiento Cáustico es alimentada a 31.1 Kg/cm^2 man y 38°C (100°F) en el plato número 14 de la Torre Despropanizadora DA-604, la cual opera a la presión de alimentación y está constituida por 34 platos del tipo válvula.

La corriente de tomas de la torre compuesta por propano y más ligeros es condensada parcialmente en el Condensador de Torre Despropanizadora DA-605 A-D a 30.5 Kg/cm^2 man y 40°C (104°F). El destilado vapor constituido por los hidrocarburos ligeros es expandido y enviado como gas combustible a límites de batería a 4.9 Kg/cm^2 man y 14°C (57°F). Una parte

del líquido condensado es retornado a la torre por medio de la Bomba de Reflujo de Torre Despropanizadora BA-604/R, mientras que el resto es alimentado al plato número 3 de la Torre Desetanizadora BA-605 a 34.5 Kg/cm² man y 40 ° C (100 psig y 104 ° F), por medio de la Bomba de Carga a Torre Desetanizadora BA-605/R.

El requerimiento térmico para llevar a cabo la separación, es proporcionado por el Reservidor de Torre Despropanizadora EA-606, utilizando vapor sobrecalentado a 17.6 Kg/cm² man y 310 ° C (600 psig y 590 ° F) como medio de calentamiento.

El producto de fondos de la torre es enviado a almacenamiento, pasando por el Enfriador de Butanos EA-625 A-B a 28.5 Kg/cm² man y 40 ° C (100 psig y 104 ° F), siempre y cuando la Torre Desisobutanizadora BA-606 se encuentre fuera de operación.

En operación normal, la corriente del fondo de la torre BA-604 se envía como alimentación a la Torre Desisobutanizadora BA-606 para su posterior fraccionamiento.

La Torre Desetanizadora BA-605 opera a 34.4 Kg/cm² man (100 psig) y está constituida por 15 platos del tipo válvula. La corriente de fondo de esta torre es condensada parcialmente en el Condensador de Torre Desetanizadora EA-607 a 34.0 Kg/cm² man y 47 ° C (108 psig y 117 ° F). La mezcla líquido-vapor formada se separa en el Acumulador de Torre Desetanizadora FA-606, de donde

sale el destilado vapor que se une con el vapor proveniente del Acumulador de Torre Despropanizadora FA-605 para enviarse posteriormente a límites de batería como gas combustible a 4.9 Kg/cm² man y 16 °C (170 psig y 60 °F). El líquido condensado es retornado a la torre por medio de la Bomba de Reflujo de Torre Desetanizadora GA-606/R.

El calor requerido para llevar a cabo el fraccionamiento es suministrado por el Reservidor de Torre Desetanizadora EA-608, utilizando vapor saturado de 3.5 Kg/cm² man (50 psig) como medio de calentamiento.

El producto de fondos de la torre DA-605 consistente en propano se envia a límites de batería, pasando por el Enfriador de Propano EA-613, a 17.4 Kg/cm² man y 39 °C (250 psig y 100 °F).

El producto de fondos de la Torre Despropanizadora DA-604, se alimenta, previa expansión, a 7.7 Kg/cm² man y 68 °C (110 psig y 154 °F) al plato número 40 de la Torre Desisobutanizadora DA-606, la cual opera a 7.3 Kg/cm² man (104 psig) y está constituida por 61 platos de tipo perforado.

La corriente de topos de la torre DA-606 es condensada totalmente en el Condensador de Torre Desisobutanizadora EA-609 A-D a 7.0 Kg/cm² man y 55 °C (100 psig y 131 °F). Una parte del líquido condensado es retornado a la torre por medio de la Bomba de Reflujo de Torre Desisobutanizadora GA-607/R, mientras que el

resto es enviado a límites de batería, pasando por el Enfriador de Isobutano EA-611 A-B, a 7.7 Kg/cm² man y 38° C (110 psig y 100° F).

El requerimiento térmico para llevar a cabo la separación, es proporcionado por el Rehervidor de Torre Desisobutanizadora EA-610, utilizando vapor saturado de 3.5 Kg/cm² man (50 psig) como medio de calentamiento.

El producto de fondos de la torre DA-606 es enviado a límites de batería, mediante la Bomba de n-Butano GA-608/R, a 6.3 Kg/cm² man y 38° C (90 psig y 100° F), pasando previamente por el Enfriador de n-Butano EA-612 A-B.

2.6.1.D Sección de Fraccionamiento de Pesados.

El producto de fondo de la Torre Desisohexanizadora de la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2, consistente en una mezcla líquida de pentano e isohexano, se recibe en límites de batería a 4.2 Kg/cm² man y 66° C (160 psig y 151° F) y se alimenta al plato número 20 de la Torre Desisopentanizadora DA-607, que está constituida por 58 platos tipo válvula y que opera a 1.7 Kg/cm² man (24 psig). La función de la torre es llevar a cabo la separación del isopentano contenido en la carga, el cual se obtiene por los docos a 1.7 Kg/cm² man y 55° C (124 psig y 131° F) y se condensa totalmente en el Condensador de Torre Desisopentanizadora EA-614 A-B. El efluente líquido pasa al

Acumulador de Torre Desisopentanzadora FA-608, que opera a 1.3 Kg/cm² man y 53 °C (118 psig y 127 °F); parte del isopentano se retorna a la torre por medio de la Bomba de Reflujo de Torre Desisopentanzadora GA-610/R, y el resto se envía por medio de la Bomba de Isopentano GA-617/R al Enfriador de Isopentano EA-615 A-B, para posteriormente salir a límites de batería a 4.4 Kg/cm² man y 38 °C (65 psig y 100 °F).

Los requerimientos de calor de la torre DA-607 son suministrados por el Rehervidor de Torre Desisopentanzadora EA-616, utilizando vapor saturado de 3.5 Kg/cm² man (50 psig) como medio de calentamiento. Este rehervidor es del tipo termosifón.

El producto de fondos de la torre DA-607, constituido principalmente por una mezcla de n-pentano e isohexano, se obtiene a 2.5 Kg/cm² man y 74 °C (136 psig y 165 °F), enviándose al Enfriador de n-Pentano EA-617 por medio de la Bomba de Fondos de Torre Desisopentanzadora GA-611/R, para posteriormente enviarse a límites de batería a 3.6 Kg/cm² man y 38 °C (51 psig y 100 °F).

El producto de fondos de la Torre Desisohexanzadora de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2, compuesto por n-hexano y más pesados, se alimenta al plato número 17 del Primer Fraccionador DA-608 a 4.6 Kg/cm² man, 148 °C (65 psig, 297 °F) y con una vaporización en peso del 57.5%. La torre está constituida por 34 platos del tipo válvula y opera a 0.6 Kg/cm² man (9 psig).

Por los fondos de la torre DA-608 se obtiene gasolvente a 0.6 Kg/ca² man y 102 °C (19 psig y 215 °F), el cual pasa al Condensador del Primer Fraccionador EA-618 para una condensación total, y la corriente de condensado obtenida fluye al Acumulador del Primer Fraccionador FA-609. Parte del producto se refluja a la torre con la Bomba de Reflujo del Primer Fraccionador GA-613/R y el resto se pasa por el Enfriador de Gasolvente EA-620, para posteriormente enviarse a límites de batería a 3.5 Kg/ca² man y 30 °C (50 psig y 100 °F).

Los requerimientos térmicos de la torre DA-608 para llevar a cabo el fraccionamiento, son suministrados por el Reservidor del Primer Fraccionador EA-619, de tipo Kettle, utilizando vapor sobrecalentado de 17.6 kg/ca² man y 310 °C (250 psig y 590 °F) como medio de calentamiento.

El producto de fondos del Primer Fraccionador es obtenido a 1.1 Kg/ca² man y 157 °C (16 psig y 314 °F) y se alienta a través de la Bomba de Carga a Segundo Fraccionador GA-612/R a 0.4 Kg/ca² man, 159 °C (5 psig, 317 °F), y 5.5% de vaporización en peso al plato número 5 del Segundo Fraccionador DA-609, el cual opera a 0.3 Kg/ca² man (4 psig) y está constituido por 20 platos del tipo válvula.

Por los fondos de la torre DA-609 se obtiene gasolina a 0.3 Kg/ca² man y 138 °C (4 psig y 281 °F) que se envía al Condensador del Segundo Fraccionador EA-621, el efluente líquido se envía al

Acumulador del Segundo Fraccionador FA-610, de donde por medio de la Bomba de Reflujo del Segundo Fraccionador DA-615/R parte del producto se refluja a la torre y el resto se pasa al Enfriador de Gasolina EA-624 antes de enviarse a límites de batería a 3.5 kg/cm² man y 30 °C (50 psig y 100 °F).

Los requerimientos de calor de la torre DA-609 son suministrados por el Reservador del Segundo Fraccionador EA-622, de tipo Kettle, utilizando vapor sobrecalentado de 17.6 kg/cm² man y 310 °C (250 psig y 590 °F) como medio de calentamiento.

El producto de fondo de esta torre, consistente en gas nafta a 0.6 kg/cm² man y 146 °C (10 psig y 311 °F), se envía con al Bomba de Gas Nafta CA-614/R al Enfriador de Gas Nafta EA-623 y el efluente se manda a límites de batería a 3.5 kg/cm² man y 30 °C (50 psig y 100 °F).

2.5.2 Lista de Equipo de Proceso.

CLAVE

SERVICIO

SECCION DE TRATAMIENTO CON DEA.

TORRES

DA-601	Absorbedor de Gas Acido.
DA-602	Contacto de Hidrocarburos.
DA-603	Reactivador de DEA.

CANBIADORES DE CALOR

EA-601 A-B	Intercambiador de DEA rica/DEA pobre.
EA-602 A-B	Enfriador de DEA Pobre.
EA-603 A-B	Reservidor de DEA.
EA-604 A-B	Condensador de Reflujo.

RECIPIENTES

FA-601	Separador de Gas Amargo.
FA-602	Separador de Amina.
FA-603	Separador de Hidrocarburos.
FA-604	Acumulador de Reflujo.
FB-601	Tanque de Almacenamiento de Amina Fresca.
FE-601	Fosa de DEA.

CLAVESERVICIORECIPIENTES

HA-612 Tanque de Brena.

FILTROS

FD-601 A-C Primer Filtro de DEA Pobre.

FD-602 A-B Segundo Filtro de DEA Pobre.

BOMBAS

GA-601/R Bomba de Recirculación de DEA a Absorbedor.

GA-602/R Bomba de Reflujo.

GA-603/R Bomba de Agua de Lavado.

GA-616/R Bomba de Recirculación de DEA al Contactor.

GA-618 Bomba de la Fosa de DEA.

SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE LICUROSTORRES

DA-604 Torre Despropanizadora.

DA-605 Torre Desetanizadora.

DA-606 Torre Desisobutanizadora.

CANBIADORES DE CALOR

EA-605 A-B Condensador de Torre Despropanizadora.

CLAVESERVICIOCAMBIADORES DE CALOR

EA-606	Rehervidor de Torre Despropanizadora.
EA-607	Condensador de Torre Desetanizadora.
EA-608	Rehervidor de Torre Desetanizadora.
EA-609 A-D	Condensador de Torre Desisobutanizadora.
EA-610	Rehervidor de Torre Desisobutanizadora.
EA-611 A-B	Enfriador de Isobutano.
EA-612 A-B	Enfriador de n-Butano.
EA-613	Enfriador de Propano.
EA-624 A-B	Enfriador de Butano.

RECIPIENTES

FA-605	Acumulador de Torre Despropanizadora.
FA-606	Acumulador de Torre Desetanizadora.
FA-607	Acumulador de Torre Desisobutanizadora.

BOMBAS

GA-604/R	Bomba de Reflujo de Torre Despropanizadora.
GA-605/R	Bomba de Carga a Torre Desetanizadora.
GA-606/R	Bomba de Reflujo de Torre Desetanizadora.
GA-607/R	Bomba de Reflujo de Torre Desisobutanizadora.
GA-608/R	Bomba de n-Butano.

CLAVESERVICIOSECCION DE FRACCIONAMIENTO DE HIDROSTORRES

DA-607 Torre Desisopentanzadora.
DA-608 Primer Fraccionador.
DA-609 Segundo Fraccionador.

CAMBIAADORES DE CALOR

EA-614 A-D Condensador de Torre Desisopentanzadora.
EA-615 A-B Enfriador de Isopentano.
EA-616 Reservidor de Torre Desisopentanzadora.
EA-617 Enfriador de n-Pentano.
EA-618 Condensador del Primer Fraccionador.
EA-619 Reservidor del Primer Fraccionador.
EA-620 Enfriador de Gasolvente.
EA-621 Condensador del Segundo Fraccionador.
EA-622 Reservidor del Segundo Fraccionador.
EA-623 Enfriador de Gas Nafta.
EA-624 Enfriador de Gasolina.

RECIPIENTES

FA-608 Acumulador de Torre Desisopentanzadora.
FA-609 Acumulador del Primer Fraccionador.
FA-610 Acumulador del Segundo Fraccionador.

CLAVE**SERVICIO****BOMBAS**

GA-610/R	Bomba de Reflujo de Torre Desisopentanicadora.
GA-611/R	Bomba de Fondos de Torre Desisopentanicadora.
GA-612/R	Bomba de Carga a Segundo Fraccionador.
GA-613/R	Bomba de Reflujo de Primer Fraccionador.
GA-614/R	Bomba de Saca Nafta.
GA-615/R	Bomba de Reflujo de Segundo Fraccionador.
GA-617/R	Bomba de Isopentano.

SECCION DE TRATAMIENTO CAUSTICO**TORRES**

GA-618	Contactor Estático.
--------	---------------------

RECIPIENTES

FA-611	Acumulador de Carga.
FA-613	Separador de Hidrocarburos Suaves.
FB-604	Tanque de Almacenamiento de Solución de Sosa Fresca.

BOMBAS

GA-609/R	Bomba de Carga.
GA-619/R	Bomba de Recirculación de Solución Caústica.

CLAVE

SERVICIO

BOMBAS

84-820

Bomba de Suministro de Solución de Sosa
Fresca.

2.6.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Cont.

UNIDAD: TRATADORA Y REACTORADORA DE HIDROCARBUROS No. 2		LOCALIZACIÓN: TULA, HGO.						MES: 199	
SUF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, FIG. 2.6.1		SECCION: TRATAMIENTO CON ODA							
COMPONENTE	CONTENIDO	Entrada (t) / día		Salida (t) / día		Entrada (kWh) / día		Salida (kWh) / día	
HIDROCARBUROS		100,00	100,00					100,00	100,00
ACIDO SULFURICO				10,00	9,90	10,00	10,00		
AGUA				20,00	0,00	12,00	1,00		
ODAS									
ODAS Acido	Empaques	178,7	318,58	150,2	309,86	437,0	963,3		
ODAS Acido	Agua					12,189	28,937	0,537	21,874
ODAS	ODAS							212,093	487,389
FLUJO TOTAL		2,247	21,824	0,000	11,917	12,208	179,184	212,318	478,623
PERDIDAS NETAS			34,685		56,119		50,232		56,693
ODAS		2,247	181					24,872	147
ODAS				3,2		9,73			
ODAS		19,93	36,5	0,36	0	4,85	29	0,3	84
TEMPERATURA		40,6	112	-1,7	110	22,8	168	91,8	125
ODAS		30,74	12,51	0,000	10,100	0,000	0,016	1,00	63,18
ODAS				19,3		19,3			

2.6.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA. Cont.

UNIDAD: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS No. 2		LOCALIZACION: TULA, MOO.				HOJA 138	
REF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, FIG. 2.6.1		SECCION: TRATAMIENTO CON OSA					
COMPONENTE	CONCENTRO	ENTRADA m^3/d	ENTRADA kg/d	SALIDA m^3/d	SALIDA kg/d	PERDIDA m^3/d	PERDIDA kg/d
HIDROCARBUROS							
ACIDO SULFURICO					313.58	31.85	
AGUA					1178.7	18.15	
TOTAL					852	1,244.5	
TOTAL H ₂ O							
DEL OSA CON PUNO		1,382	11,808	217,846	478,188		217,846
FLUJO TOTAL		1,382	11,808	217,846	490,003	8,058	18,003
POSO MEDICINA MERO							
NO a 60 °C		118	112	31,828	348		38,818
NO a 90 °C						1,377	48
NO a 100 °C							32,166
TOTAL							71
PRECION	kg/cm ² / mm Hg	5.2 / 34		4.38 / 32		0.84 / 12	
TEMPERATURA	°C / °F	303.1 / 121		313.8 / 123		108 / 143	
DENSIDAD	g/cm ³ / lb/ft ³	1.06 / 66.23		1.01 / 63.18		0.6811 / 0.60	
PT	mm					126.1	

2.6.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA, cont.

UNIDAD: TRACTORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS No. 2		LOCALIDAD: TULA, RGO.				FOLIA 112	
REF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, Figs. 2-6, 1		SECCION: TRATAMIENTO CAUSTICO					
COMPONENTE	CONCENTRACION	Entrada Kg/hr	Entrada Kg/hr	Entrada Kg/hr	Entrada Kg/hr	Salida Kg/hr	Salida Kg/hr
HIDROGENO		0.418	0.33	1.327	0.38	0.595	0.373
ACTIVO		0.045	0.03	0.037	0.10	0.048	0.028
DIAMO		10.248	4.94	34.221	18.00	23.468	20.844
PROXIMO		16.081	10.85	44.433	31.14	173.024	24.881
ISOBUTANO		36.411	14.48	33.208	17.53	13.012	15.823
N-BUTANO		213.808	13.293	40.964	19.64	206.374	64.08
ISOPENTANO		12.835	3.18			12.835	3.853
N-PENTANO		4.254	1.09			4.254	3.61
ACIDO SULFURICO		0.003	30 ppm				
ACIDO CLORHIDRICO				0.0001	0.4 ppm		
ASA						216.50	24.138
AGUAS DE COND						46.34	0.474
AGUAS DE COND						45.24	0.468
AGUAS DE COND						0.3	0.318
TOTAL Kg/hr	Kg/hr	174.211	38.94	128.941	206.38	415.625	473.951
FLUJO TOTAL Kg/hr	Kg/hr	0.259	11.873	4.567	14.477	16.123	13.349
PIESE MOLECULAR MEDIO		54.092		47.131		51.083	
SPG a 60 °F	SGM	0.581	0.5	1.011.9	0.6	1.292.8	0.67.5
DENSIDAD kg/m^3 a 60 °F	Peso	17.829	12.5	17.919	12.5	11.1	11.2.965
TEMPERATURA °C	°C	38	100	38	100	38	100
ENTRADA	kg/m^3 , kg/m^3	0.4948	30.892	0.56	19.9	0.4817	30.824
VISOSIDAD cP		0.093		0.0787		0.0864	
TOTAL				173		111	111

NOTA: (1) Flujo intermitente.

(2) La composición de esta corriente no coincide con la correspondiente de la U. Reformadora de Refinas, se tomó esta composición para fines de diseño, de acuerdo a datos de otras unidades análogas.

2.4.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA, Cont.

UNIDAD: TONELADA Y FRACCIONES DE HIDROCARBUROS No. 2		LOCALIZACION: TULA, MOX.				FOLIO: 113			
REF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, Pág. 2.4.1		SECCION: TRATAMIENTO GASEOSO							
COMPONENTE	COMENTE	Entrada (1)	T net	Salida (2)	T net	Entrada (3)	T net	Salida (4)	T net
HEXANO		2.385	0.373	2.385	0.373	2.385	0.373	2.385	0.373
HEPTANO		20.823	1.328	20.823	0.378	20.823	1.328	20.823	0.378
OTANO		75.488	18.863	75.488	20.823	75.488	20.862	75.488	20.823
NOFANO		173.274	74.88	173.274	24.68	173.274	24.88	173.274	24.88
TERCIBANO		118.12	13.823	118.12	13.823	118.12	13.823	118.12	13.823
NO-ALCANO		208.772	44.679	208.772	44.679	208.772	44.68	208.772	44.68
TERPENOIDO		12.823	1.823	12.823	0.823	12.823	1.823	12.823	1.823
NO-TERPENOIDO		4.248	0.81	4.248	0.81	4.248	0.81	4.248	0.81
ACIDO SULFONICO		0.823	20 ppm	0.823	20 ppm	0.823	20 ppm	0.823	20 ppm
ACIDO CLOROSULFONICO		0.823	0.1 ppm	0.823	0.1 ppm	0.823	0.1 ppm	0.823	0.1 ppm
AGUA								809.443	98.723
TRICLORURO DE BORO								87.221	9.273
CLORURO DE BORO									
CLORURO DE SODIO									
OTRO GAS/VA	tonelada	315.88	245.98	315.88	185.88	315.88	299.98	315.88	289.98
FLUJO TOTAL kg/hr	kg/hr	28,125	28,288	28,125	28,288	28,125	28,288	28,125	28,288
PERCENTUAL AGUA		31.08		31.08		31.08		31.08	
SPH a 80 T	SPH	4,482.9	128	4,482.9	121.1	4,482.9	148.9	4,482.9	148.9
ENTRADA kg/cm ² min	Psig	17.928	223	17.928	228	17.9	223.08	17.9	223.08
TEMPERATURA T	T	38	188	38	228	38	188	38	188
ENTRADA	g/cm ² h ^{1/2}	6.4781	28.247	6.4781	28.247	6.4781	28.2782	6.4781	28.2781
VELOCIDAD g/s		0.0821		0.0821		0.082		0.0821	
NOTAS								Flow Computer, Error Anuncio	

2.6.1 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA. Cont.

UNIDAD: TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS No. 2		LOCALIZACION: TULA, HGO.				HOJA: 176	
REF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, Pág. 2.6.1		SECCION: TRATAMIENTO CAS7100					
COMPONENTE	CONCENTRO	Entrada (1) 3 m3	Entrada (1) 3 m3	Entrada (1) 3 m3	Entrada (1) 3 m3	Entrada (1) 3 m3	Entrada (1) 3 m3
PROPANO		2,323	0,273				
ETANO		18,223	1,526				
ETNO		75,456	18,844				
PROPANO		173,126	25,891				
ISOBUTANO		158,12	25,823				
n-BUTANO		206,172	66,88				
ISOPENTANO		21,823	2,823				
n-PENTANO		4,248	8,82				
RECIO SANGRINADO							
RECIO CLORINADO							
AGUA				899,463	80,713	899,463	80,713
FORMICO DE SODA				81,713	8,273	81,713	8,273
SODIO DE SODA				8,019	8,000		
SODIO DE SODA							
TEMA mol/hr	kmol/hr	313,475	482,94	931,68	892,21	163,69	882,32
FLUJO TEMA kg/hr	kg/hr	16121	23349	4716	11846	8126	13823
RECIO MOLICULAR PNEO		31,681		20,322		20,322	
RECIO a 60 °F	°F	6492,6	246,3	1821,2	28,8	1821,2	28,8
RECIO kg/hr/ton	hr/ton	32	482,33	32	470	32,4	472,33
TEMPERATURA °C	°C	38	182	38	180	38	180
RECIO mol/hr	kmol/hr	3,42216	12,922	1,1922	24,844	1,1922	12,945
RECIO kg/hr	kg/hr	0,0822		2,82		2,82	
RECIO		None Organica		None Acosada		None Acosada	

2.8.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA Cont.

UNIDAD: TRAZADORA Y TRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS No. 7		LOCALIDAD: TULA, HGO.		HOJA: 115							
REF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, Fig. 2.8.1		SECCION: TRACCIONAMIENTO DE MC LIGEROS									
COMONENTE	CORRIENTE	CORRIENTE ①		CORRIENTE ②		CORRIENTE ③		CORRIENTE ④		CORRIENTE ⑤	
		kg/hr	t/hr	kg/hr	t/hr	kg/hr	t/hr	kg/hr	t/hr	kg/hr	t/hr
WATERO		2.61	0.38			2.61	0.38				
METANO		10.6	1.51			10.6	1.51				
ETANO		25.48	3.63	6.82	0.96	68.56	9.82				
PROPANO		173.32	24.68	111.11	15.62	57.57	8.15			6.76	0.96
ISOBUTANO		110.33	15.82	3.50	0.49	0.88	0.12	34.29	4.81	81.62	11.50
N-BUTANO		196.8	28.08	1.23	0.17	0.28	0.04	300.06	42.12	5.44	0.76
ISOPENTANO		12.88	1.85					14.88	2.09		
N-PENTANO		6.36	0.91					6.36	0.90		
WATERO	kg/hr	213.6	30.16	33.6	4.72	140.08	19.5	150.3	21.17	66.3	9.21
FLUJO TOTAL	kg/hr	16,123	2,249	2,438	0.34	2,183	0.30	8,645	1,200	2,633	0.37
PCO MOLECULAR MEDIO		50.078		43.846		34.397		38.844		57.481	
WATERO	kg/hr	6,482	0.90	734	0.10	2,181	0.30	715	0.10	2,715	0.37
PRESION	kg/cm ² abs.	31.5	4.4	17.6	2.4	4.8	0.6	6.3	0.8	2.7	0.3
TEMPERATURA	°C	38	100	38	100	15	83	38	100	38	100
DENSIDAD	g/cm ³ , lb/ft ³	2.3	31.887	2.47	34.617	2.288	32.33	2.18	30.645	2.54	35.183

2.6-3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Cont.

UNIDAD: TRAZADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS No. 2				LOCALIDAD: TULA, HDL				MES: 119			
REF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, Fig. 2.6.1				SECCION: FRACCIONAMIENTO DE HC LIQUIDOS							
COMPONENTE	COMPONENTE	Entrada (kg/hr)	Salida (kg/hr)	Entrada (kg/hr)	Salida (kg/hr)	Entrada (kg/hr)	Salida (kg/hr)	Entrada (kg/hr)	Salida (kg/hr)	Entrada (kg/hr)	Salida (kg/hr)
ETILENO		0.12	0.28	0.85	0.28	1.898	5.908			0.00	0.04
ACETAO		26.24	2.77	4.25	2.77	4.2435	12.808			0.78	1.78
ETANO		216.83	21.17	62.34	27.12	13.121	16.258			19.27	22.89
PROPANO		887.24	67.85	124.81	67.52	12.58	40.517	4.24	2.1	32.85	61.48
ISOBUTANO		22.59	1.72	3.94	2.73	0.184	0.826	100.91	24.44	0.48	0.92
NORFENO		0.21	0.21	1.18	0.21	0.118	0.255	269.2	20.21	0.12	0.2
ISOPRENO								12.88	2.97		
GLICEROL								4.24	0.98		
TOTAL: kmol/hr	kmol/hr	298.7	1,107.4	202.1	228.07	12,0787	13,189	186.3	439.27	24.2	71.43
FLUJO TOTAL: kg/hr	kg/hr	22,669	82,682	4,132	8,110	182	1,284	11,499	25,185	244	2,082
RES MOLECULAR AGUA		29,701		29,701		21,2844		28,521		18,782	
ESP. a 50 °C	g/cm	7,123	245	5,323	43			2,984	98	209	12
PRESION: kg/cm ² man	Org	20.3	209	24.3	178	4.2	70	7.7	120	26.4	699
TEMPERATURA: °C	T	60	106	60	104	16	60	68	124	47	117
ENTRADA	kg/hr	0.42	24,241	0.42	24,286	0.2083	0.33	0.31	31,096	0.20	21,248

2.6.3 BALANCE DE MATERIA E ENERGÍA Cont.

UNIDAD: TRATADORA + FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS No. 7				LOCALIZACIÓN: TULA, MOX.		HOJA 517	
REF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, Fig. 2.6.1				SECCIÓN: FRACCIONAMIENTO DE HC LIGEROS			
COMPONENTE	CORRIENTE	Entrada kg/hr	g cal	Entrada kg/hr	g cal	Entrada kg/hr	g cal
HIDROGENO		0.53	0.81				
METANO		6.35	1.86				
ETANO		33.57	33.96				
PROPANO		51.9	51.000	89.36	2.83		
ISOPROPANO		0.38	0.33	1,367.5	99.0		
NO-BLENDO		0.04	0.04	97.7	3.34		
ISOPENTANO							
NO-BLENDO							
TOTAL: kg/hr	kg/hr	48.5	338.86	384.8	1,718.4		
FLUJO TOTAL: kg/hr	kg/hr	1,493	1,734	43,093	98,432		
PERDIDAS: kg/hr			36,962		3,748?		
Q _{IN} a 60 °C	Q _{IN}			32,126	383		
PRESION kg/cm ² abs	Psig	4.2	70	1.2	184		
TEMPERATURA °C	°F	14	60	55	131		
DENSIDAD	g/cm ³ , lb/ft ³	0.5084	0.34	0.3	33.39		

2.6.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Cont.

UNIDAD: TONAJERO Y FRACCIONERA DE HIDROCARBUROS No. 2				LOCALIZACIÓN: TALA, MED.				HOJA: 118	
REF.: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, FIG. 2.6.1				SECCIÓN: FRACCIONAMIENTO DE HC PESADOS					
COMPONENTE	COMPONENTE	Entrada \diamond 1 cor	Salida \diamond 2 cor	Entrada \diamond 3 cor	Salida \diamond 4 cor	Entrada \diamond 5 cor	Salida \diamond 6 cor	Entrada \diamond 7 cor	Salida \diamond 8 cor
PROPANO		0,00	0,00			0,00	0,00		
ISOBUTANO		0,00	0,00			0,00	0,00		
N-BUTANO		10,00	0,00			10,00	0,00		
ISOPENTANO		200,00	0,00	0,00	0,00	180,00	20,00	0,00	0,00
N-PENTANO		200,00	0,00	200,00	0,00	180,00	20,00	0,00	0,00
ISOHEXO		111,00	0,00	111,00	0,00		0,00	0,00	0,00
HEXANO		0,00	0,00	0,00	0,00		0,00	0,00	0,00
HEPTANO							0,00	0,00	0,00
OCTANO +							0,00	0,00	0,00
TOTAL: kg/cm ³ . kg/cm ³		311,00	0,00	311,00	0,00	300,00	20,00	0,00	0,00
FLUJO TOTAL: kg/h . 10%		22,580	0,00	22,580	0,00	2,100	20,480	0,000	0,000
PISO MOLULAR PESOS		70,000		70,00		70,000		100,000	70,000
W ₆₀ a 60 °F . GPH		0,260	0,00	0,260	0,00	0,230	0,03	0,000	0,00
PREMIO: kg/cm ³ . Pmp		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
TEMPERATURA °C . °F		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
DENSIDAD g/cm ³ . lb/ft ³		0,700	0,00	0,700	0,000	0,700	0,700	0,000	0,000

2.6.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA Cont.

UNIDAD: TONELADA Y FRACCIONES DE MARCHANDIS No. 2				LOCALIZACION: TLA, HID.				MES: 1/19			
DET.: CUADRO DE FLUJO DE PROCESO No. 2.6.1				SECCION: FRACCIONAMIENTO DE MARCHANDIS							
COMPONENTE	CORRIENTE	Entrada	S. sal	Entrada	S. sal	Entrada	S. sal	Entrada	S. sal	Entrada	S. sal
PROPANO						0.88	0.02				
ISOBUTANO						10.79	0.61				
N-BUTANO						738.81	7.11	48.91	0.05		
ISOPENTANO						1,827.7	83.7	0.72	0.87		
N-HEXANO						213.83	6.46	0.59	1.75		
ISOPENTANO								1.80	11.3		
HEXANO				40.31	0.05			0.95	20.43	40.81	0.05
HEPTANO				7.21	0.06			0.62	20.05	7.21	0.06
OCTANO +				21.83	0.03			0.61	1.29	20.24	0.03
ETANO: Kg/m ³ .	km ³ /h	17.41	300.0	17.41	300.0						
ETANO: Kg/m ³ .	km ³ /h	17	17.41	18.8	24.14	1,201.6	3,311.1	15.3	20.60	21.8	51.25
FLUJO TOTAL: Kg/h .	km ³ /h	2,424	3,345	1,717	3,821	189,682	419,236	3,449	3,199	3,199	38,288
PERO MARCHANDIS		142.81		121.084		15,044		94,442		126.3	
BP a 60 °F .	GM	478	24	278	8	23,804	810	215	18	748	26
PRECION: Kg/cm ² .	PSIG	3.3	30	3.3	30	1.7	14	0.6	9	0.4	9
TEMPERATURA: °C .	°F	18	120	18	100	51	118	61	143	119	111
DENSIDAD	g/cm ³ . kg/H ³	0.756	48,178	0.727	51,897	0.58	36,182	0.614	18,319	0.642	60,881

CAPITULO 3

SISTEMAS DE PROTECCION Y PROCEDIMIENTOS DE EMERGENCIA

3. SISTEMAS DE PROTECCION Y PROCEDIMIENTOS DE EMERGENCIA DEL SECTOR DE GASOLINAS II.

3.1 Introducción.

En el presente capítulo se expone una descripción general de los Sistemas de Protección implementados durante el diseño de las Unidades que integran el "Sector de Gasolinas II", basándose en las condiciones de operación y en la naturaleza de las sustancias manejadas, con la finalidad de mantener en condiciones seguras, tanto al personal de operación como a los equipos involucrados en el proceso. Adicionalmente se describen los lineamientos a seguir en situaciones de emergencia de las Unidades mencionadas anteriormente, y que tienen el mismo fin que el anterior, denominándoselos Procedimientos de Emergencia, los cuales generalmente son llevados a cabo cuando fallan los servicios auxiliares.

3.2 Sistemas de Protección.

La seguridad se considera desde el diseño de la Unidad hasta la operación de la misma, pero aún así pueden presentarse casos en los que se generan riesgos por el proceso o por una falla

inadvertida en la operación.

Uno de los riesgos mayores que puede crearse en el proceso, es el aumento excesivo de presión que puede provocar la falla del equipo en el que se presenta. Dicho aumento de presión puede disminuirse por varios medios, por ejemplo, mediante un control de presión o un venteo manual, pero el medio más efectivo es utilizar un sistema de relevo de presión.

En las Tablas Nos. 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4, se muestran los dispositivos de seguridad que han sido implementados durante el diseño de las Unidades que conforman el "Sector de Gasolinas II", indicando la posible causa de sobrepresión que pudiera ocurrir durante la operación de las mismas.

Otros riesgos de consideración que pueden presentarse durante la operación son: falla de carga a equipos importantes como, calentadores a fuego directo y compresores.

3.2.1 Sistemas de Protección en Compresores.

En el caso de los compresores se han instalado elementos de control de tal manera que a disminución del flujo de succión se tiene la recirculación de la descarga hacia el tanque de succión, como protección del sistema. Se cuenta además con una línea de desvío a otro sistema con el fin de aliviar aumentos de presión que pudieran presentarse.

3.2.2 Sistema de Protección a Calentadores a Fuego Directo con Precalentamiento de Aire.

Los Calentadores a Fuego Directo con Precalentamiento de Aire, han sido implementados en la Unidades de Proceso que conforman el "Sector de Gasolinas II", debido al alto incremento en costo que ha tenido en los últimos años la energía y a la baja eficiencia (75%) de los Calentadores a Fuego Directo Convencionales. Dicho sistema tiende a elevar la eficiencia del calentador hasta en un 90 a 92% (en base al poder calorífico inferior) y a reducir el consumo de los hidrocarburos utilizados en la combustión.

La diferencia de este tipo de sistemas con el Calentador a Fuego Directo Convencional es que el sistema con precalentamiento de aire cuenta con un Precalentador Primario de Aire, un Precalentador Aire-Gases, un Ventilador de Tiro Forzado, un Ventilador de Tiro Inducido, una Caja de Viento y ductos para el aire y para los gases, ver Figura No. 3.2.2.

Este tipo de sistemas utiliza el Ventilador de Tiro Forzado para suministrar el aire necesario para la combustión, bajo presión positiva, y el Ventilador de Tiro Inducido (extractor) para mantener la cámara de combustión a una presión negativa y así eliminar los gases de la combustión.

Los Calentadores a Fuego Directo con Precalentamiento de Aire (Ver Figura No. 3.2.2) cuentan con todo un sistema de protección,

el cual incluye lo siguiente:

- a) Protección por bajo flujo en la corriente de hidrocarburos alimentados al Calentador.
- b) Protección por falla del Ventilador de Tiro Forzado.
- c) Protección por falla del Ventilador de Tiro Inducido.
- d) Protección por alta presión de gases en el Hogar.
- e) Protección por falla en el cierre de las Cajas de Viento.
- f) Protección por falla en la apertura de las Mamparas del Tiro.

Contando además con dos botones de disparo, uno total y otro a quemadores.

La figura No. 3.2.2 esquematiza el sistema de protección implementado a este equipo.

3.3 Procedimientos de Emergencia.

Las situaciones de emergencia deben detectarse e identificarse para actuar de manera inmediata y en forma apropiada.

Cualquier intervención de emergencia debe considerar fundamentalmente la protección del catalizador (Unidades Hidrosulfuradora de Naftas y Reformadora) y del equipo y hasta donde sea posible la preservación de las condiciones de operación.

Virtualmente sería imposible enumerar todos los tipos de emergencias que pueden ocurrir en una Unidad, ya que pueden ser originadas por un gran número de factores, como: fallas en la construcción, fallas mecánicas y aún errores operacionales; por lo tanto esta sección tratará solamente de aquellas emergencias que sean originadas por falla de servicios auxiliares.

3.3.1 Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.

3.3.1.A Falla de Energía Eléctrica.

La falla de energía eléctrica ocasionará que todas las bombas accionadas por motor eléctrico paren, incluso el compresor de recirculación GB-401. Bajo esta situación la Sección de

Reacción deberá depresionarse hacia el sistema de gas combustible y deberá también bloquearse la adición del hidrógeno proveniente de la Unidad Refinadora de Naftas.

Durante esta situación de emergencia, la Sección de Fraccionamiento dejará de operar teniendo las facilidades para efectuar un paro ordenado, o bien volver a arrancar, una vez que cuente con energía eléctrica.

3.3.1.B Falla de Vapor.

La falla de vapor ocasionará el paro del Compresor de Recirculación BB-401; detectándose bajo flujo de hidrógeno hacia el tren de precalentamiento en un FSLI colocado en la descarga del Compresor BB-401, con lo cual se bloquea automáticamente el suministro de combustibles a quemadores del Calentador de Carga BA-401. La misma señal de bajo flujo de hidrógeno es recibida por las válvulas automáticas controladoras de flujo, localizadas en la descarga de la Bomba de Carga GA-401/R, mismas que bloquean el flujo de nafta a reacción; al mismo tiempo se procede a efectuar en forma manual el paro de la Bomba de Carga GA-401/R desde el tablero principal.

El cierre de las válvulas automáticas tiene por objeto evitar el depresionamiento de la sección de reacción que trabaja a 28.3 Kg/cm² abs, hacia el Tanque de Carga FA-401 que trabaja a 2.8 Kg/cm² abs, en la eventualidad de que falle la válvula check de

la bomba GA-401/R.

Al interrumpirse el suministro de nafta a la sección de reacción, se quedan entrampados hidrocarburos líquidos en el tren de precalentamiento (EA-401 A-B, EA-402 A-B y EA-403 A-B), en el Calentador de Carga EA-401, en el Reactor de Hidrodesulfuración RC-401 y en el Enfriador de Producto Desulfurado EA-404 A-B; por lo que es necesario efectuar el barrido de los equipos antes mencionados hacia el Tanque Separador de Producto Desulfurado FA-402, lo cual se realiza mediante la inyección de hidrógeno de almacenamiento, suministrado en la descarga del compresor GB-401, debido a que la mencionada falla de vapor provoca la suspensión del envío de hidrógeno de reposición de la Unidad Reformadora de Naftas.

En cuanto a la sección de Fraccionamiento se refiere, se deben mantener a reflujo total las torres desbutanizadora DA-401 y desisohexanizadora DA-402 el tiempo que se considere conveniente, con el objeto de facilitar la estabilización de las torres al reanudarse la operación normal en la Unidad, o bien efectuarse el paro ordenado de la misma.

3.3.1.C Falla de Agua de Enfriamiento.

La falla de agua de enfriamiento traerá como consecuencia el paro de la Unidad realizándose los siguientes procedimientos correspondientes a esta eventualidad.

- a) Paro de todas las bombas, excepto la de fondos y reflujos de las torres DA-401 Y DA-402.
- b) Disparo de los calentadores a fuego directo, introduciendolos en el hogar vapor de apagado para enfriarlos.
- c) Paro del compresor GB-401.
- d) Introducción de hidrógeno proveniente de almacenamiento a la destarga del compresor GB-401, con el fin de "barrer" los hidrocarburos de la Sección de Reacción hacia el tanque FA-402, controlando la presión mediante la válvula automática controladora de presión, localizada en la línea del domo del Tanque de Succión del Compresor FA-403, la cual envía el gas excedente hacia la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos y de ser necesario se utiliza la válvula manual de alivio de presión localizada en la línea de gases de salida del tanque FA-402, siema que envía el exceso de presión hacia el desfogue.
- e) Mantener circulando las bombas de fondos de las torres DA-401 y DA-402, con el fin de entrar los reservidores BA-402 y BA-403 respectivamente.
- f) Paro de las bombas de reflujos, cuando no haya nivel en los tanques acumuladores correspondientes.

Si la Falla de Agua de Enfriamiento es parcial, se procede a bajar la carga de la Unidad a nivel mínimo.

3.3.1.D Falla de Aire de Instrumentos.

A falla de este servicio, la mayor parte de las válvulas de control automáticas cerraran excepto las siguientes:

- a) Válvula automática controladora de presión de la Sección de Reacción, localizada en la línea de gases del tanque FA-403.
- b) Válvulas automáticas controladoras de flujo de carga a los rehervidores BA-402 y BA-403.
- c) Válvulas automáticas controladoras de reflujos de las torres BA-401 y BA-402.
- d) Válvula automática controladora de flujo instalada en la línea "antisurgo".

La Unidad deberá dejar de operar tomando las condiciones necesarias para que ésta lo lleve a cabo bajo condiciones de seguridad.

Deberá procederse con los siguientes lineamientos para efectuar el paro de esta Unidad.

- a) Bloquear combustible a quemadores e introducir vapor de agua al hogar del calentador BA-401, con el fin de enfriar los tubos del mismo.
- b) Parar todas las bombas excepto las de alimentación a los reservorios BA-402 y BA-403, y las de reflujo de las torres BA-401 y BA-402. De ser necesario arrancar las bombas BA-405/R y BA-406/R alineando el fondo de la torre BA-401 con el tanque de Balance FA-406, mediante el directo de la válvula automática controladora de nivel de la torre BA-401, con el fin de mantener el nivel constante en las torres BA-401 y BA-402.
- c) Cuando se tenga nivel mínimo en los acumuladores FA-406 y FA-407, proceder a parar las bombas de reflujo BA-402/R y BA-407/R respectivamente.
- d) Una vez que las torres BA-401 y BA-402 se hayan enfriado, parar las bombas de alimentación a sus respectivos reservorios.

3.3.2 Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.

Dado que estas Unidades son idénticas, los procedimientos de emergencia que se indican a continuación aplican en ambas.

Indicándose en los casos en los que se requiera, las claves de los equipos de ambas Unidades de acuerdo al Diagrama de Flujo de Proceso correspondiente.

3.3.2-A Falla de Energía Eléctrica.

A falla de este servicio las bombas accionadas por motor eléctrico pararán, incluyendo el compresor de recirculación BB-701/B01.

A paro de la Bomba de Carga CA-701/R (CA-B01/R), actuará un interruptor por bajo flujo de carga, cerrando la válvula automática controladora de flujo localizada en la línea de descarga de esta bomba.

Deberá depresionarse la Sección de Reacción, controlando la temperatura de entrada al reactor en 280 °C, y deberá cortarse también el suministro de hidrógeno proveniente de la Unidad Refinadora de Naftas.

Durante esta situación, en la Sección de Fraccionamiento se procederá con los siguientes procedimientos:

- a) Suspender el vapor de agotamiento a la torre DA-702 (DA-B02).
- b) Debido a que con esta falla el calentador BA-702 (BA-B02)

se encontrará fuera de operación, deberá mantenerse un reflujó total en donos y fondos de la torre GA-701 (GA-801), mediante los accionadores de tipo turbina de las bombas GA-702/R (GA-802/R) Y GA-703/R (GA-803/R) respectivamente, con el fin de llevar a cabo el enfriamiento de la misma, para de esta forma efectuar el paro programado, o bien volver a arrancar la Unidad.

3.3.2.B Falla de Vapor.

La falla de este servicio ocasionará el paro del Compresor de Recirculación de Hidrógeno GA-701 (GA-801), detectándose bajo flujo de hidrógeno hacia los intercambiadores de calor GA-701 A-H (GA-801 A-H), en un FSLC colocado a la descarga del compresor, con lo cual se bloquea automáticamente el suministro de combustible a quemadores del Calentador de Carga GA-701 (GA-801). La misma señal de bajo flujo de hidrógeno es recibida por las válvulas automáticas controladoras de flujo, localizadas en la descarga de la bomba GA-701/R (GA-801/R), mismas que bloquean el flujo de destilados intermedios a reacción; al mismo tiempo se procede a efectuar en forma manual el paro de la Bomba de Carga GA-701/R (GA-801/R) desde el tablero principal.

El cierre de las válvulas automáticas tiene por objeto evitar el depresionamiento de la Sección de Reacción que trabaja a 55.5 Kg/cm² man, hacia el Tanque de Carga PA-701 (PA-801) que trabaja a 2.1 Kg/cm² man.

Al interrumpirse el suministro de destilados intermedios a la Sección de Reacción, se quedan entrampados hidrocarburos líquidos en los intercambiadores EA-701 A-H (EA-801 A-H), en el Calentador de Carga BA-701 (BA-801), en el Reactor de Hidrosulfuración DC-701 (DC-801), y en el enfriador EA-702 A-B (EA-802 A-B); por lo que es necesario efectuar el barrido de los mismos hacia el tanque separador FA-704 (FA-804), lo cual se realiza mediante la inyección de hidrógeno de almacenamiento en la línea de descarga del compresor GB-701 (GB-801), debido a que la mencionada falla de vapor en la Unidad provoca la suspensión del envío de hidrógeno de reposición de la Unidad Reformadora de Naftas.

En la Sección de Fraccionamiento, la torre agotadora DA-702 (DA-802) suspenderá su operación, debiéndose suprimir el vapor de agotamiento y la torre fraccionadora BA-701 (BA-801) deberá ser mantenida a reflujo total, el tiempo que se considere necesario, con el objeto de estabilizar su operación al reanudarse la operación normal de la Unidad, o bien, de efectuar el paro ordenado de la misma.

3.3.2.C Falla de Agua de Enfriamiento.

A falla de este servicio, la Unidad quedará fuera de operación, cubriéndose los siguientes procedimientos:

- a) Parar la bomba de carga GA-701/R (GA-801/R).

- b) Apagar los calentadores a fuego directo, introduciendoles en el hogar vapor de apagado.
- c) mantener a reflujo total la torre DA-701 (DA-801), con el fin de enfriar este equipo y el rehervidor BA-702 (BA-802).
- d) Parar el compresor SB-701 (SB-801).
- e) Cortar el suministro de vapor de agotamiento a la torre DA-702 (DA-802).
- f) Introducir hidrógeno proveniente de almacenamiento en la línea de descarga del compresor SB-701 (SB-801), con el fin de "barrer" los hidrocarburos de la Sección de Reacción hacia el tanque FA-704 (FA-804) controlando la presión mediante la válvula automática controladora de presión, localizada en la línea que va de la alimentación al tanque FA-702 (FA-802) hacia la línea de gases efluentes del tanque FA-705 (FA-805), la cual envía el gas hacia la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos. De ser necesario utilizar la válvula manual de alivio de presión localizada en la línea que va de la línea de gases del tanque FA-704 (FA-804) hacia el destoque.
- g) Parar la bomba de reflujo GA-702/R (GA-802/R) cuando se alcance el nivel mínimo en el acumulador FA-706 (FA-806).

Si la falla de este servicio es parcial, proceder a bajar la carga de la Unidad al valor mínimo.

3.3.2.D Falla de Aire de Instrumentos.

Á falla de este servicio, la mayor parte de las válvulas automáticas de control deberán cerrar, excepto las siguientes:

- a) Válvula automática controladora de flujo de hidrógeno proveniente de la Unidad Reformadora de Naftas.
- b) Válvula manual de alivio de presión de la Sección de Reacción localizada en la línea que va de la línea de gases de alimentación al tanque FA-702 (FA-802) hacia el desfogos.
- c) Válvula automática controladora de flujo de carga al reservidor RA-702 (RA-802).
- d) Válvula automática controladora del reflujo de la torre RA-701 (RA-801).
- e) Válvula automática controladora de flujo de hidrógeno de recirculación del compresor CB-701 (CB-801).

La Unidad deberá dejar de operar tomando las condiciones necesarias para que ésta lo lleve a cabo bajo condiciones de

seguridad. Deberán seguirse los siguientes lineamientos para efectuar un paro ordenado:

- a) Bloquear combustible a quemadores e introducir vapor de apagado al hogar del calentador BA-701 (DA-801), con el fin de enfriar los tubos del mismo.
- b) Parar la bomba de carga GA-701/R (GA-801/R) y mantener en operación las bombas de fondos y reflujos de la torre fraccionadora BA-701 (DA-801).
- c) Vigilar la presión de la Sección de Reacción para conservarla lo más cercana posible a su condición de operación normal.
- d) Cuando la torre BA-701 (DA-801) y el rehervidor BA-702 (DA-802) se hayan enfriado, parar la bomba de fondos BA-703/R (GA-803/R).
- e) Cuando se tenga nivel mínimo en el acumulador FA-704 (FA-804) proceder al paro de la bomba de reflujos BA-702/R (DA-802/R).

3.3.3 Unidad Reformadora de Naftas No. 2.

3.3.3.A Falla de Energía Eléctrica.

A causa de una falla general de energía eléctrica todas las bombas accionadas por motor eléctrico pararán, incluyendo el compresor de recirculación GB-501.

Una falla de esta clase puede afectar los instrumentos, si la fuente de energía eléctrica de emergencia no opera satisfactoriamente, causando que todos los controladores e indicadores fallen.

Si la energía eléctrica no puede ser restablecida, proceder al paro de la Unidad tan rápido como sea posible, esto es con el fin de proteger al catalizador.

Los procedimientos descritos a continuación son los indicados para efectuarse en caso de que llegue a fallar totalmente la energía eléctrica.

- a) Apagar los calentadores a fuego directo BA-501 A-D y BA-502, alimentándolos en el hogar vapor de apogeo para enfriarlos.
- b) Bloquear la carga a la Unidad mediante la válvula automática de control de flujo de carga.
- c) Depresionar la Sección de Carga y Reacción, enviando los gases hacia el desfoque mediante la válvula automática de control de presión de esta Sección.

- d) Bloquear los corrientes de hidrógeno a las Unidades de Hidrotratamiento.
- e) Bloquear la nafta hacia almacenamiento mediante la válvula automática controladora de nivel de la torre estabilizadora DA-501.
- f) Alinear la bomba de fondos GA-504R, accionada con turbina, hacia el rehervidor BA-502, con el fin de enfriar la torre DA-501.
- g) Desviar el vapor generado en la zona de convección del calentador BA-501 A-D hacia la atmósfera.
- h) Una vez que se ha efectuado el depresionamiento de la Sección de Carga y Reacción, mantener ésta a una presión de 5.0 kg/cm² con mediante inyección de nitrógeno para inertizar el sistema.
- i) Finalmente cuando se ha enfriado la torre DA-501 y el rehervidor BA-502, parar la bomba de fondos GA-504R y alinear los fondos de la torre DA-501 hacia los taques de producto fuera de especificación, localizados fuera de límites de batería.

3.3.3.B Falia de Vapor.

La falla de este servicio provocará el paro del compresor de recirculación GB-501, lo cual traerá como consecuencia el paro de la Unidad. Los procedimientos seguidos a causa de esta falla se enlistan a continuación:

- a) Apagar los calentadores BA-501 A-D y BA-502, alineándoles en el hogar vapor de apagado para enfriarlos.
- b) Cortar carga a la Unidad mediante la válvula automática de control de flujo de carga.
- c) Bloquear la succión y la descarga del compresor de recirculación GB-501.
- d) Parar el compresor Booster GB-502/R, bloqueándole la succión y la descarga.
- e) Bloquear el gas de recirculación hacia el sistema de combustibles mediante la válvula automática de control de presión de la Sección de Carga y Reacción.
- f) Bloquear las corrientes de hidrógeno hacia las Unidades de Hidrodesulfuración.
- g) Parar las bombas GA-501/R y GA-502/R, bloqueándoles la succión y la descarga.

- h) Suspender la adición de agentes químicos.
- i) Desviar el vapor generado en la zona de convección del calentador BA-501 A-B hacia la atmósfera.
- j) Depresionar la Sección de Carga y Reacción, enviando el gas hacia el desfogue e inyectando nitrógeno para inertizar el sistema.
- k) Mantener la torre estabilizadora DA-501 a recirculación total de dross y fondos hasta enfriarla. Una vez logrado este propósito se paran la bomba GA-504/R y se vacía la torre DA-501 alineando los hidrocarburos contenidos en ésta hacia los taques de producto fuera de especificación, localizados fuera de límites de batería.

3.3.3.C Falla de Agua de Enfriamiento.

A falla de este servicio los equipos directamente afectados son los siguientes:

- Segundo Enfriador de Efluente del Reactor, EA-502 A-B.
- Enfriador de Recontacto, EA-503 A-B.
- Enfriador de Hidrógeno, EA-504 A-B.
- Condensador de Torre Estabilizadora, EA-506 A-B.
- Sistema de enfriamiento de los compresores de la Unidad.

En una falla parcial de este servicio, se deberán llevar a cabo los siguientes procedimientos:

- a) Reducir el calentamiento en los calentadores RA-501 A-D Y RA-502.
- b) Reducir la carga a la Unidad y el flujo de hidrógeno de recirculación al mínimo.

Si la falla de este servicio a la Unidad es total, proceder al paro total de la Unidad con el siguiente procedimiento:

- a) Apagar los calentadores RA-501 A-D y RA-502, alineándoles en el hogar vapor de apagado para enfriarlos.
- b) Bloquear la carga a la Unidad.
- c) Mantener el flujo de hidrógeno de recirculación con la finalidad de desalojar los hidrocarburos de la Sección de Reacción.
- d) Depresionar la Sección de Carga y Reacción enviando el gas al sistema de combustible.
- e) Continuar con el procedimiento de paro normal.

3.3.3.D Falla de Aire de Instrumentos.

Si la falla de este servicio es a consecuencia del sistema de secado, este sistema puede ser bypassado durante el tiempo que dure su reparación.

Si la falla es total, la Unidad deberá parar tomando las precauciones necesarias para efectuar el paro en condiciones de seguridad, contemplando los procedimientos siguientes:

- a) Apear los calentadores BA-501 A-D y BA-502, alineandolos en el hogar vapor de apagado para enfriarlos.
- b) Mantener el flujo de hidrógeno de recirculación con el fin de desalojar los hidrocarburos de la Sección de Reacción.
- c) Suspender el envío de hidrógeno a las Unidades de Hidrosulfuración.
- d) Mantener el nivel de los tanques FA-501, FA-502 y FA-503 mediante los directos de las válvulas automáticas de control de nivel de dichos recipientes.
- e) Suspender la adición de agentes químicos.
- f) Ventear el vapor generado en la sección de convección del calentador BA-501 A-D hacia la atmósfera.
- g) Continuar con el procedimiento de paro normal de la Unidad.

3.3.4 Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.

3.3.4.A Falla de Energía Eléctrica.

A falla de energía eléctrica la Unidad para automáticamente, debido a que todas las bombas de ésta son accionadas por motor eléctrico.

Un paro en estas condiciones es ordenado y seguro ya que todos los equipos de ésta Unidad quedan en condiciones de reanudar la operación en cuanto se restablezca la energía eléctrica.

El inventario de cada equipo deberá conservarse, dependiendo de la duración de esta falla.

La primer acción de emergencia a tomar será la de bloquear las corrientes de carga a la Unidad. Deberán cerrarse además, la válvula de admisión de vapor a rehervidores, la válvula de suministro de agua de enfriamiento a condensadores y enfriadores, y las válvulas de descarga de las bombas.

3.3.4.B Falla de Vapor.

Una falla de este servicio ocasiona el paro de todos los rehervidores, ya que utilizan vapor como medio de calentamiento. Cuando se presente esta situación se deberán de seguir los

siguientes procedimientos:

- a) Bloquear las corrientes de alimentación a la Unidad.
- b) Suspender el reflujó a las torres.
- c) Parar todas las bombas.
- d) Bloquear las válvulas automáticas de control de flujo de vapor a todos los rehervidores.
- e) Bloquear las válvulas de suministro de agua de enfriamiento a condensadores y enfriadores.
- f) Cerrar las válvulas de descarga de todas las bombas.

3.3.4.C Falla de Agua de Enfriamiento.

La falla de este servicio puede ocasionar presionamiento súbito en todos aquellos puntos del proceso en los cuales se tengan condensadores, ocasionando que operen las válvulas de relievó. Para evitar lo antes mencionado se deben de seguir las recomendaciones dadas a continuación.

- a) Bloquear las corrientes de alimentación a la Unidad.
- b) Bloquear la válvula de admisión de vapor a rehervidores.

c) Parar todas las bombas bloqueando sus descargas respectivas.

3.3.4.D Falla de Aire de Instrumentos.

Aunque la falla de este servicio llevará a las válvulas automáticas a posiciones seguras para el proceso, la Unidad deberá parar siguiendo las recomendaciones dadas a continuación.

a) Bloquear la adición de carga a la Unidad.

b) Parar todas las bombas, bloqueando sus respectivas descargas.

c) Bloquear las válvulas automáticas de control de flujo de vapor a todos los reservidores.

d) bloquear las válvulas de suministro de agua de enfriamiento a condensadores y enfriadores.

e) Bloquear las válvulas de las líneas de producto hacia límites de batería.

CAPITULO 4

ANALISIS DE LOS SISTEMAS DE DESFOQUE

4. ANALISIS DE LOS SISTEMAS DE RELEVO.

4.1 Introducción.

La seguridad en una planta química, petroquímica o de refinación, es un factor muy importante.

La seguridad se considera desde el diseño de la planta, hasta la construcción y operación de la misma, brindándose de diversas formas, pero aún así pueden darse casos en los que se crean riesgos por el proceso o por falla inadvertida de operación.

Uno de los riesgos mayores que pueden crearse por el proceso, es el aumento excesivo de presión que puede provocar la fractura del equipo en que se presenta.

La presión se puede elevar por distintas causas y puede disminuirse por varios medios, siendo más efectivo, el sistema de relevo.

La finalidad de un sistema de relevo es la protección del equipo y consecuentemente la protección del personal; los equipos son diseñados para trabajar a una presión máxima, dada por sus características mecánicas. Cuando existe la posibilidad de que

esta presión sea excedida por alguna falla, el exceso se evita desalojando los fluidos a través de un sistema de relevo.

Los sistemas de relevo incluyen en general válvulas de seguridad, tuberías, tanques de separación y quemador de campo, los que deben ser dimensionados adecuadamente basándose en las condiciones específicas dependientes de las características de operación y seguridad de cada planta considerada.

El objetivo de este capítulo es el mostrar en términos generales la metodología utilizada durante el diseño de las Unidades que conforman el "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Tula, Hgo., del cálculo y selección de las válvulas de seguridad, y la determinación de la cantidad de masa a relevar de cada uno de los equipos en caso de que por alguna falla la presión en ellos se vea incrementada más allá de su presión de diseño, así como la determinación del menor diámetro de tuberías de desfogue que cumple con la máxima presión permisible a la salida de cada una de las válvulas, de forma que éstas no vean afectado su funcionamiento por una contrapresión mayor que la permitida por el tipo específico de cada válvula seleccionada para el diseño del sistema.

4.2 Sistemas de Rlevo.

En el diseño de una planta no es posible diseñar el equipo de

proceso para todas las condiciones posibles que puedan causar operaciones anormales, por lo cual la forma conveniente de proteger este equipo es por medio de un sistema de relevo de presión, compuesto de válvulas de seguridad, discos de ruptura, etc.

Algunos objetivos perseguidos al diseñar un sistema de relevo de presión, son los siguientes:

- a) Cumplir con las reglamentaciones locales, estatales y nacionales, incluyendo las de control ambiental.
- b) Minimizar las pérdidas de material durante y después de una falla operacional que ha causado sobrepresión durante un corto período de tiempo.
- c) Reducir el tiempo perdido por sobrepresión en algún equipo.
- d) Prevenir los posibles daños a las propiedades adyacentes a la planta.

4.2.1 Tipos de Sistemas de Relevo.

Básicamente existen tres tipos de sistemas de relevo, de acuerdo a la forma en que se dispone la masa relevada:

- A. Sistema abierto.
- B. Sistema cerrado.
- C. Sistema de Recuperación.

4.2.1.A Sistema Abierto.

Se llama así al sistema en el que la masa relevada entra en contacto directo con la atmósfera al ocurrir el delirio, ver Figura No. 4.2.1.A.

Para permitir que la substancia relevada salga directamente a la atmósfera, deben satisfacerse los siguientes requisitos: la substancia relevada no debe reaccionar químicamente con el aire, ni debe formar neblinas explosivas o inflamables con él, debe ser de peso molecular bajo (menor de 45) y tener una rápida difusión en el aire.

4.2.1.B Sistema Cerrado.

Cuando el fluido relevado no debe entrar en contacto con la atmósfera, debe ser conducido hacia un sistema cerrado.

El sistema cerrado consiste en un cabezal y ramales, a los cuales se integran las descargas de los distintos dispositivos de seguridad, conduciendo las masas relevadas hacia un lugar adecuado, ver Figura No. 4.2.1.B.

El sistema cerrado a quemador tiene la ventaja de ser el más seguro, pero debido a la tubería y arreglo necesario, así como al costo del quemador, no puede resultar en general el más económico.

Las mezclas de vapor y líquido que tienen condensables, pueden conducirse hacia un burbujeo con agua, de modo que se condense la fracción posible de hacerlo. Los incondensables pueden entonces descargarse hacia la atmósfera o hacia un quemador, siendo esto último lo más común, presentándose dos alternativas: el quemador elevado o el quemador tipo fosa. Esta última decisión depende del espacio disponible, de las condiciones locales, y de la economía en cada caso.

4.2.1.C Sistema de Recuperación.

Cuando el producto que se releve es de alto valor o su combustión puede crear riesgos mayores, deberá ser conducido hacia un sistema de recuperación.

El sistema de recuperación está formado por cabezales, rasales y equipo que en conjunto ofrecen la posibilidad de recuperar el producto, neutralizarlo o convertirlo en productos menos riesgosos, los cuales ya pueden ser quemados o liberados a la atmósfera, ver Figura No. 4.2.1.C.

La selección entre el uso de un determinado tipo de sistema, se

hace de acuerdo a distintos factores, por ejemplo: el peso molecular del fluido, la difusión en el aire, el grado de toxicidad y flammabilidad; depende también de la política de la empresa, del criterio del diseñador y en algunas ocasiones, de reglamentos locales, estatales o federales, relacionados con la contaminación y el ruido.

Como antecedente, se aclara que en plantas de refinación y petroquímica, PÉREX prefiere que todos los hidrocarburos y productos químicos desfoguen al sistema cerrado, y solo permite salir al sistema abierto los relevos de agua de enfriamiento, de vapor de agua, de aire y de gas inerte.

Cuando no existen limitaciones como las mencionadas anteriormente, el factor que más influye es la difusión en el aire, cuando se habla de gases y vapores.

4.3 Dispositivos de Relievo de Presión.

Actualmente, se cuentan con dos tipos de dispositivos de relieve de presión, aunque esta clasificación es general.

a) Los dispositivos que cierran por sí solos después que la necesidad de relieve de presión ha desaparecido.

b) Los dispositivos que permanecen abiertos hasta cerrarse

manualmente o sustituirse.

Los primeros están representados por la válvula de seguridad-relieve y los segundos por el disco de ruptura.

La válvula de seguridad es un dispositivo automático al cual se le puede ajustar un valor determinado para entrar en acción. La válvula de seguridad una vez realizada su función regresa a su posición inicial.

El disco de ruptura es un dispositivo diseñado para ceder ante el empuje que ocasiona la presión excesiva.

Actualmente, las válvulas de seguridad utilizan un resorte al cual se le puede ajustar la fuerza de apertura de acuerdo a las necesidades de cada caso. En las Figuras No. 4.2.A y 4.2.B se ilustran las válvulas de relieve, convencionales y balanceadas, con sus partes detalladas.

La válvula que maneja líquidos es llamada válvula de relieve, y se caracteriza porque abre en proporción al incremento de presión arriba de la presión de ajuste.

La válvula que maneja vapores o gases, se llamada válvula de seguridad, y se caracteriza por abrir completamente en forma rápida (acción de pop).

De ambas el funcionamiento es el mismo y la forma de calcularlas

y seleccionarias es similar. Ambas son actuadas por la presión estática corriente arriba de la válvula, que vence la fuerza que ejerce el resorte abriendo la válvula, permitiendo de esa manera que cierta masa de fluido que ejercía la sobrepresión en el equipo salga de él.

4.3.1 Válvula de Seguridad-Relievo.

La válvula de seguridad-relievo, representada en las Figuras Nos. 4.3 A y 4.3.B, está actuada por la presión ejercida contra el disco. El disco se mantiene cerrado contra el asiento debido a la fuerza ejercida por un resorte. Cuando la presión bajo el disco aumenta, y la fuerza provocada por esa presión iguala la fuerza producida por el resorte, la válvula empieza a abrir. Cuando el fluido que se está relevando es un gas, la expansión provocada al disminuir la presión, permite que una cantidad adicional de fuerza dinámica se ejerza bajo el disco, de modo que la válvula abre repentinamente (acción "pop").

En servicios de líquido, la apertura inicial de la válvula se logra solo con la fuerza de la presión bajo el disco que vence la fuerza ejercida por el resorte. Dado que un líquido no se expande cuando su presión se reduce, no existe la fuerza dinámica que estimula la acción "pop", consecuentemente, las válvulas que operan en servicio de líquidos requieren una mayor sobrepresión (PSA) para lograr una completa apertura, debido a la ausencia de

los efectos de expansión.

La válvula estará totalmente abierta cuando se alcance la sobrepresión especificada.

De esta manera para mantener la válvula abierta se necesita un mínimo de 25 a 30% del mismo flujo de la válvula.

La válvula de relevo comúnmente utilizada cae en dos categorías principales:

a) Las que son afectadas por la contrapresión (válvulas convencionales).

b) Las que no son afectadas grandemente por la contrapresión (válvulas balanceadas).

Contrapresión.- La contrapresión puede ser una presión continua en la descarga de la válvula, llamada superpuesta, o una presión forzada por la misma descarga del fluido relevado en la boquilla de salida.

La primera clase de contrapresión afecta en forma importante al tipo de válvula convencional, pues altera el valor de la presión de relevo (presión de ajuste), mientras que la válvula de tipo balanceada no se ve afectada.

La presión creada por la descarga del fluido afecta la capacidad de descarga de cualquiera de los dos tipos de válvulas, aunque en una relación diferente, ya que en las válvulas convencionales, cuando esta contrapresión alcanza un 10% de la presión de relevo, la válvula es marcadamente afectada, mientras que las válvulas balanceadas pueden mantener sus capacidades de descarga hasta que la contrapresión alcance un valor aproximado al 40 o 50% de la presión de relevo.

Consecuentemente, el uso de válvulas balanceadas permite tolerar contrapresiones mayores y por ende se requieren cabezales de desfogue de un menor diámetro, pudiéndose reducir el costo de materiales.

En la práctica, las válvulas cuya descarga sea a la atmósfera, serán de tipo convencional dado que la contrapresión será siempre constante, y las válvulas cuyas descargas se integren a un cabezal, serán del tipo balanceado.

Las válvulas de tipo balanceado pueden ser de disco balanceado y de fuelles balanceados.

Las más utilizadas son las de fuelles balanceados. Los fuelles cubren el área del disco impidiendo así el efecto de la contrapresión.

Las Figuras Nos. 4.3.A y 4.3.B muestran las características de

las válvulas convencionales y balanceadas respectivamente.

4.3.2 Válvula Operada por Piloto.

La válvula de relevo operada por piloto es utilizada cuando la presión de ajuste se desea mantener cerca de la presión de operación del equipo o líneas protegida. Esta característica permite ahorros en los sistemas de alta presión, por ejemplo en grandes gasoductos. No deben de usarse en fluidos muy viscosos, como lodos o polímeros que pueden llegar a taponar el piloto

Su utilidad se restringe a servicios de alta temperatura ya que su construcción tipo "anillo D" tiene limitaciones al emplearse a temperaturas mayores de 350°F.

Este dispositivo consiste en dos válvulas, la válvula principal y la válvula piloto. La Figura No. 4.3.2 ilustra este tipo de dispositivo.

4.3.3 Discos de Espuma.

Se trata de un diafragma metálico, sujeto entre bridas, que está diseñado para romperse a una presión determinada, ver Figura No. 4.3.3. Se le usa principalmente en servicios corrosivos, ya sea en vapores, gases o líquidos de naturaleza ácida.

El espesor de la placa y el esfuerzo del material de que está construido se diseñan para ceder a una determinada presión.

El principal uso de un disco de ruptura es en la prevención de daños por explosiones internas en los equipos, ya que su respuesta al aumento de presión es inmediata. Además puede funcionar a presiones de relevo muy altas y con gastos que sobrepasen la posibilidad de las válvulas de seguridad.

4.3.4 Materiales de Construcción.

La mayor parte de las válvulas de relevo se construyen con el cuerpo de acero al carbón y asientos de acero inoxidable.

De acuerdo a las necesidades del proceso, los cuerpos pueden ser también de acero inoxidable, acero al cromo o de aleación de níquel. Los resortes de las válvulas son de acero al carbón cuando la temperatura de desfogue es menor de 450°F y de acero al tungsteno para temperaturas mayores.

4.3.5 Cálculo de las Masas a Relievar.

Cuando la presión se eleva en los equipos de proceso más allá de su presión de diseño, ya sea por fallas mecánicas, eléctricas o por errores humanos, ocasionando un riesgo para el equipo y para las personas que operan la planta, se hace indispensable un

dispositivo de seguridad cuya función sea la de aliviar todo exceso de presión, desalojando una cierta cantidad de masa hacia otro lugar.

Los dispositivos de relevo deben estar diseñados de tal forma que manejen la masa necesaria que alivie el exceso de presión, y que no sea mayor de lo realmente requerido, dado que eso elevaría su costo en forma innecesaria.

El exceso de presión se puede producir por diferentes causas, y la masa a relevar en cada caso es distinta. Pueden existir varias causas que provoquen la sobrepresión en un mismo equipo, pero solo una de ellas ocurrirá a la vez. No pueden existir causas simultáneas, en dado caso, una causa puede dar origen a otra.

Cuando hay varias causas posibles, el dispositivo de relevo se seleccionará para la causa que provoque la mayor masa a relevar, de tal manera que también funcione adecuadamente para las otras causas.

Se deberá analizar cuidadosamente el proceso para seleccionar adecuadamente el lugar donde se considere necesario instalar un dispositivo de relevo de presión, tratando de proteger el mayor número de equipos con la menor cantidad de dispositivos.

En base a esto se efectúa el estudio de las diferentes emergencias en una Unidad de Proceso, para determinar las cargas

máximas a los cabezales. Los flujos individuales de cada válvula servirán para su dimensionamiento.

Las causas de sobrepresión más comunes son las que se enlistan a continuación:

- a) Fuego externo.
- b) Descarga bloqueada.
- c) Ruptura de tubos.
- d) Falla de agua de enfriamiento.
- e) Falla de reflujo.
- f) Expansión térmica de líquidos.
- g) Falla de energía eléctrica.
- h) Falla de controles o de aire de instrumentos.

Además de las anteriores, pueden existir fallas en las cuales no es factible usar este tipo de dispositivos. Tal es el caso que se presenta cuando existe una explosión interna y se desea proteger el o los equipos involucrados, para lo cual es común el uso del disco de ruptura.

A continuación se explican las causas de sobrepresión en los equipos enlistadas y se indica la forma de calcular la masa a relajar en cada una de ellas.

4.3.5.A Fuego Externo.

Cuando se produce un incendio en una planta, cualquier recipiente que maneje materiales inflamables o no inflamables puede estar expuesto al fuego.

Si el recipiente contiene líquido, el calor suministrado ocasionará que una parte o todo el líquido se evapore, provocando con ello un aumento de presión, el cual debe ser aliviado por algún dispositivo de relevo.

La masa que se debe relevar está en función del calor absorbido por el recipiente y del calor latente de vaporización del líquido contenido en dicho recipiente.

$$M = \frac{Q}{\lambda} \quad \text{--- (1)}$$

Donde:

Q = Calor absorbido, BTU/hr.

λ = Calor latente de vaporización, BTU/lb.

M = Masa a relevar, lb/hr.

El calor absorbido puede calcularse a partir de la siguiente expresión:

$$Q = 21,000 FA^{0.82} \quad \text{--- (2)}$$

Donde:

F = Factor de aislamiento.

A = Área mojada expuesta al fuego, pies².

El factor de aislamiento F , depende del tipo de aislamiento que se utilice, los valores recomendados se muestran en la Tabla No. 4.3.5.

Para calcular el Área mojada expuesta al fuego "A", se emplean las siguientes ecuaciones:

a) Recipientes Horizontales.

$$\text{Área Mojada Expuesta al Fuego} = \text{Área mojada del Cilindro} + \text{Área Mojada de las Dos Tapas}$$

Donde:

$$\text{Área Mojada del Cilindro} = \pi D L F_{vp}$$

$$\begin{aligned} \text{Área Mojada de las Tapas} &= \frac{2\pi D^2}{4} (1.66) (F_{vp}) = \\ &= 2.61 D^2 F_{vp} \end{aligned}$$

Por lo que el Área Mojada Expuesta a Fuego será:

$$A = (\pi D L + 2.61 D^2) F_{vp} \quad \text{--- (3)}$$

Donde:

D = Diámetro del recipiente, pies.

L = Longitud del cilindro (T-T), pies.

F_{vp} = Factor de perlasmo mojado,

El valor de F_{vp} depende del porcentaje del volumen del líquido en el recipiente, y se puede calcular de la manera siguiente:



$$\begin{aligned} \text{sen } \alpha &= \frac{a}{r} & F_{\text{ap}} &= \frac{\beta}{360} \\ \text{Cuando } h_L > r & & \beta &= 180 + 2\alpha \\ \text{Cuando } h_L < r & & \beta &= 180 - 2\alpha \\ \text{Cuando } h_L &= r & \beta &= 180 \end{aligned}$$

b) Recipientes Verticales.

En este caso, la altura del líquido en el cilindro se determina mediante el criterio de los 25 pies, es decir, se compara la altura del recipiente hasta el nivel normal del líquido contra un valor de 25 pies, tomando como valor de cálculo el menor de ambos, y esta altura es la considerada como expuesta al fuego.

Comunente la forma de la tapa en los recipientes verticales es elíptica, por lo que:

$$\begin{aligned} \text{Área Mojada} &= \text{Área del} & + & \text{Área de} \\ \text{Expuesta a Fuego} & \text{Cilindro} & & \text{la Tapa} \\ A. M. E. F. &= \pi D h + 1.305 D^2 \quad \text{--- (4)} \end{aligned}$$

Donde:

h = Altura del recipiente sujeta a fuego, pies.

D = Diámetro del recipiente, pies.

Una vez que se ha calculado el calor absorbido por el recipiente, se procede a determinar el calor latente de vaporización del fluido a relevar (λ), el cual puede determinarse a partir del Diagrama de Mollier respectivo, o a partir de la figura No. 4.3.5.A, en donde se hace necesario conocer la presión de relevo.

La presión de relevo P_r , se calcula de la siguiente manera:

$$P_r = (P_a \times 1.20) + P_{atm} \quad \text{--- (5)}$$

Donde:

P_r = Presión de relevo, psia.

P_a = Presión de ajuste, psig.

P_{atm} = Presión atmosférica, psia.

Una vez que se tiene el valor del calor absorbido (Q), y el calor latente de vaporización (λ), se sustituyen estos valores en la ecuación 1 para obtener la masa a relevar.

4.3.5.B Descarga Bloqueada.

Existe esta causa de sobrepresión en un equipo o recipiente cuya salida o descarga pueda ser bloqueada por cualquier razón y que está recibiendo un fluido a una presión que puede llegar a ser mayor que aquella para la cual se diseñó.

Caso ejemplo se pueden mencionar los siguientes:

- a) Descarga de vapor motriz a una turbina de contrapresión, en donde la masa a relevar es el consumo de vapor de acuerdo a la nueva presión de salida que será igual a la presión de ajuste escogida.

- b) Un intercambiador de calor en el cual una de las corrientes es alimentada por una bomba.

- c) Descarga de compresores.

En el caso de la bomba y el compresor, la masa a relevar es el gasto manejado por estos equipos en operación normal.

4.3.5.C Ruptura de Tubos.

En este caso se protegen la envolvente o los tubos de un intercambiador de calor.

Esta causa se presenta cuando la presión de operación de uno de los lados (envolvente o tubos) es mayor que la presión de diseño del otro lado. En el caso de presentarse la ruptura de un tubo, la alta presión se comunicaría de un lado al otro. La colocación del dispositivo de seguridad será entonces en el lado de menor presión.

En la práctica, la válvula de seguridad es requerida cuando la presión de operación más alta, excede en 1.5 veces la presión de diseño del lado de baja presión.

La masa a relévar por esta causa se calcula a través del criterio que utiliza la diferencia teórica de volúmenes al relacionar las dos presiones.

$$\text{Para líquidos} \quad Q = 34.8 d^2 \left(\frac{\Delta P}{S} \right)^{0.5} \quad \text{--- (6)}$$

$$\text{Para vapores} \quad W = 1580 d^2 (P_p)^{0.5} \quad \text{--- (7)}$$

Donde:

Q = Gasto volumétrico, Gal/min.

ΔP = Diferencia de presiones, psi.

W = Gasto másico, lb/hr.

d = Diámetro interno del tubo, pulg.

S = Densidad relativa del líquido.

P = Presión de operación del lado de alta presión, psig.

ρ = Densidad del fluido a la presión mayor, lb/pie³.

4.3.8.0 Falla de Agua de Enfriamiento.

Cuando falla el agua de enfriamiento en un condensador, aumenta el volumen de vapor debido a que no hay una condensación

adecuada. Esto provoca que se presente en los equipos un aumento de presión que debe ser aliviado. Como masa a relevar en este caso, normalmente se considera aquella masa total de vapor que entra al condensador.

En una torre de fraccionamiento, la capacidad de relevo requerida, es igual al total de gas y vapor que entra a la torre más el generado ahí, menos el vapor condensado por una corriente lateral o algún reflujo enfriado por otro medio que no sea agua de enfriamiento.

4.3.5.E Falta de Reflujo.

Cuando falla el reflujo, sea parcial o totalmente, el vapor ascendente evapora en mayor cantidad el resto del líquido del plato superior, sucediendo esto en todos los platos a lo largo de la torre de destilación, produciéndose una gran cantidad de vapor que seguramente ocasionará un aumento de presión que sea necesario aliviar.

Cuando sucede esta falla es necesario considerar la siguiente situación:

Si existe una adecuada capacidad para recibir o absorber de algún modo el producto de los decos, la falta de reflujo podría ser despreciable desde el punto de vista de aumento de presión.

Normalmente la masa a relevar será la masa de vapor que sale por el domo de la torre en operación normal. En el caso de que existan rehervidores, la masa a relevar será la masa normal del domo, más la masa de vapores alimentados por el rehervidor. Si la fuente de calor es la alimentación misma, se deben estimar los vapores producidos en la zona inmediata a la alimentación.

4.3.5.F Expansión Térmica de Líquidos.

Cuando en un recipiente o cambiador de calor puede de alguna manera bloquearse el flujo de un líquido, y existe alguna fuente de calor que pueda calentar el líquido atrapado en el equipo, éste tenderá a expandirse en mayor o menor grado, dependiendo de las características del líquido de que se trate.

Si el líquido llena por completo el recipiente o el cambiador de calor, la tendencia a expandirse se traduce en un aumento de presión, ya que el volumen del equipo es constante.

El caso común se presenta en cambiadores de calor, en donde la corriente fría es bloqueada y la fuente de calor es la corriente caliente.

Es práctica común instalar válvulas de seguridad en las líneas de salida de agua de enfriamiento de condensadores y enfriadores.

La válvula de seguridad que se utiliza para este tipo de causa de sobrepresión es normalmente de capacidad nominal y aún así estará sobrada. En caso de requerirse el cálculo de la masa a relevar, se puede utilizar la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{\beta H}{500 S C_p} \quad \text{--- (8)}$$

Donde:

Q = Gasto volumétrico, Gal/min.

H = Calor suministrado, BTU/hr.

S = Densidad relativa del líquido.

C_p = Capacidad calorífica del líquido, BTU/lb- F.

β = Coeficiente de expansión volumétrica, F⁻¹.

Los valores de los coeficientes de expansión volumétrica que se dan a continuación son recomendados por los fabricantes de válvulas de seguridad.

<u>Substancia</u>	<u>β (F⁻¹)</u>
Agua	0.0001
Hidrocarburos ligeros	0.001
Gasolina	0.0009
Pestilados	0.0008
Residuos	0.0004

4.3.5.G Falla de Energía Eléctrica.

Para determinar la capacidad de relevo requerida como consecuencia de falla en la energía eléctrica, es necesario hacer un análisis cuidadoso de la planta o de los sistemas, para saber que equipo es el afectado y como influye esta falla del equipo en particular sobre la operación de la planta. Por ejemplo, la falla de una bomba puede causar falla de agua de enfriamiento o falla de reflujo, y éstas a su vez son causas de sobrepresión.

4.3.5.H Falla de Control.

En este caso se trata de la falla de las válvulas de control, ya sea por falla de aire de instrumentos, por falla de energía eléctrica, por congelamiento, o por cualquier otra eventualidad que provoque su mal funcionamiento.

La masa a relevar será el resultado de un cuidadoso análisis sobre los flujos, presiones, temperaturas, etc. de las corrientes relacionadas con esa falla. Debe prestarse mayor atención a las válvulas que al fallar quedan abiertas, ya que cuando se presenta el caso y algunas de las partes del sistema corriente abajo no estén diseñadas para soportar la presión que se tiene corriente arriba, debe existir un dispositivo de relevo de presión capaz de manejar la capacidad de la válvula de control abierta completamente a una presión igual a la presión normal corriente arriba, menos la presión de diseño corriente abajo.

Si la válvula al fallar queda cerrada, la capacidad de relevo será con frecuencia similar a la usada en el caso de salidas bloqueadas.

4.3.5 Cálculo del Área Requerida para Válvulas de Relevo.

El cálculo de una válvula de relevo consiste en encontrar una Área tal que permita el paso de la masa requerida por las condiciones de relevo.

Una sola válvula puede relevar por distintas causas, y en cada una de ellas lo hará con distinta masa. En este caso la válvula se selecciona para la causa que requiera la mayor área, siendo ésta la de mayor masa a relevar, debiéndose comprobar el área requerida de acuerdo a las condiciones de cada caso.

Al haber seleccionado la válvula para la causa de sobrepresión que origine la mayor masa a relevar, seguramente se tendrá un orificio adecuado para todas las demás causas de sobrepresión que puedan presentarse.

El cálculo del área requerida, se logra con las siguientes ecuaciones:

a) Para vapor de agua.

$$a = \frac{W}{50 P_1 K_{25}} \quad \text{--- (9)}$$

b) Para gas o vapor en flujo sónico.

$$a = \frac{W}{K C P_1 K_G} \left(\frac{T_1}{R} \right)^{0.5} \quad \text{--- (10)}$$

c) Para líquidos.

$$a = \frac{D G^{0.5}}{30 K_a K_p K_v K_r (1.25 P_1 - P_2)^{0.5}} \quad \text{--- (11)}$$

d) Para expansión de gases debido a fuego.

$$a = \frac{F_1 A_B}{P_1^{0.5}} \quad \text{--- (12)}$$

Donde:

a = Área requerida para la válvula de relevo, pulg².

W = Gasto másico a relevar, lb/hr.

K = Coeficiente de descarga efectivo = 0.975 .

M = Peso molecular del fluido.

Z = Factor de compresibilidad a las condiciones de relevo, $Z = P_{rel} V / R T_{rel}$.

P₁ = Presión de relevo, psia. Es aquella que se tiene cuando la válvula está totalmente abierta. Resulta de adicionar a la presión de ajuste el valor de la sobrepresión y la presión atmosférica:

$$P_1 = P_{ajuste} (1 + Z \text{ Sobrepresión}) + P_{atm}$$

Los valores de sobrepresión comúnmente utilizados son:

- Para protección contra fuego

20%

- Para expansión térmica de líquidos en tuberías y descarga de bombas	25%
- Equipos ASME sección I	10%
- Equipos ASME sección VIII	3%

K_{sa} = Factor de corrección debido al grado de sobrecalentamiento del vapor de agua. Se encuentra en la Tabla No. 4.3.6.

T = Temperatura de relevo, R .

C = Coeficiente determinado por la relación de calores específicos del gas o vapor ($k = C_p/C_v$), a condiciones estándar, a través de la siguiente ecuación:

$$C = 520 \left\{ k \left[\frac{2}{k-1} \right] \left(\frac{k+1}{k-1} \right) \right\}^{0.9} \quad \text{--- (13)}$$

Este coeficiente puede también determinarse por medio del coeficiente isentrópico n , utilizando la siguiente ecuación:

$$C = 520 \left\{ n \left[\frac{2}{n-1} \right] \left(\frac{n+1}{n-1} \right) \right\}^{0.9} \quad \text{--- (14)}$$

El coeficiente isentrópico n puede obtenerse de la Figura No. 4.3.6.A.

K_b = Factor de corrección de la capacidad debido a la contrapresión. Para válvulas convencionales, este factor se obtiene con la siguiente ecuación:

$$K_b = \frac{725 P_2 (1-r)^{0.9}}{C} \quad \text{--- (15)}$$

Donde:

F_2 = Coeficiente de flujo subcrítico

$$= \left[\left(\frac{k}{k-1} \right) (r)^{2/k} \left(\frac{1-r^{(k-1)/k}}{1-r} \right) \right]$$

--- (16)

r = Relación contrapresión-presión de relevo,
 P_{rel}/P_2 .

C = Coeficiente determinado por la relación de calores específicos, $k = C_p/C_v$, o por medio del coeficiente isentrópico n .

Para válvulas balanceadas, el factor de corrección K_b se puede obtener de la Figura No. 4.3.6.B.

Q = Gasto volumétrico a relevar, Gal/mín.

S = Densidad relativa del líquido a la temperatura de relevo.

K_d = Coeficiente de descarga proporcionado por el fabricante de la válvula, si no se tienen datos se recomienda el valor de 0.62.

K_p = Factor de corrección de la capacidad debido a la sobrepresión. En servicio de líquidos su valor es de 1.0 cuando la sobrepresión es del 25%. Cuando la sobrepresión es distinta, se utiliza la Figura No. 4.3.6.C.

K_v = Factor de corrección de la capacidad por viscosidad. En la mayoría de las aplicaciones la viscosidad no es muy importante, generalmente se recomienda un valor de 1.0.

K_v = Factor de corrección de la capacidad debido a la contrapresión en servicio de líquidos. Si la contrapresión es la presión atmosférica, puede tomarse un valor de 1.0. Para válvulas convencionales en servicio con contrapresión, no se requiere este factor de corrección, por lo que puede tomarse $K_v = 1.0$. Para válvulas balanceadas en servicio con contrapresión, el factor K_v puede obtenerse de la Figura No. 4.3.5.D.

P_a = Presión de apertura de la válvula, psig. Es igual a la presión de ajuste.

P_b = Contrapresión, psig.

A_w = Área del recipiente expuesta al fuego, pies².

F_1 = Factor de operación de la válvula. Este factor puede evaluarse a partir de la siguiente ecuación:

$$F_1 = \left[\frac{0.1406}{C K} \right] \left[\frac{\Delta T^{1.16}}{\sqrt{0.0002}} \right] \quad \text{--- (17)}$$

Donde:

C = Coeficiente en función de k ó de n , ya definido.

K = Coeficiente de descarga efectivo, = 0.975.

ΔT = Diferencia de temperaturas ($T_w - T$).

T_w = Temperatura de pared del recipiente, °R.

T = Temperatura de relevo, °R. Definida por:

$$T = \left[\frac{P_1}{P_n} \right] T_n \quad \text{--- (18)}$$

P_1 = Presión de relevo, psia.

P_n = Presión normal de operación, psia.

T_n = Temperatura normal de operación, °R.

El valor mínimo recomendado para este factor es de $F_1 = 0.01$.

Cuando este factor se desconozca, puede usarse un valor de $F_1 = 0.045$.

El cálculo del área se repite, si es necesario para cada causa, y el valor de la mayor área requerida se aproxima al valor del área comercial inmediata superior.

Los fabricantes de válvulas de relieve, producen estas en ciertos tamaños estándar, y de entre estos, se escoge el que cumpla con una área efectiva inmediata mayor a la calculada. Los orificios estándar se designan por ciertas letras del alfabeto, tal y como puede verificarse en el API-St-526, en donde se encuentran tabuladas las características de las válvulas existentes, de acuerdo a la asignación del orificio, correspondiente a una área de la válvula.

4.4 Dimensionamiento del Cabezal de Desfogue.

4.4.1 Criterios de Diseño.

El dimensionamiento de un cabezal de desfogue, busca utilizar un diámetro tal, que no produzca más caída de presión que la disponible, y que no sea mayor de lo necesario para que su costo

no sea tan elevado.

Los factores principales que afectan al diseño de los cabeceales y subcabeceales de un sistema de relevo cerrado son:

- a) La distribución física de la Unidad.
- b) El proceso que se lleva a cabo.
- c) La máxima descarga simultánea a los cabeceales.
- d) El tipo y las características de las válvulas de relevo utilizadas.
- e) La máxima caída de presión disponible o permisible.
- f) El método utilizado para el cálculo de la caída de presión.

La capacidad máxima requerida de descarga, está basada en el grupo de válvulas que han de relevar en forma simultánea. Esto puede suceder principalmente por las siguientes causas:

- Fuego total o localizado.
- Falta de agua de enfriamiento.
- Falta de energía eléctrica.

Cuando se presenta un fuego total o localizado, la Unidad debe dividirse en áreas susceptibles de incendio de 2,500 pies cuadrados de superficie, según el API-RP-521.

La causa que maneje la mayor masa total simultánea, será la que gobierne el dimensionamiento del diámetro, aunque en los casos en

que dos o más causas manejen esas totales similares, es posible que la causa con la mayor temperatura de relieve sea la que gobierne el dimensionamiento al manejar un mayor volumen de gas a desfogar.

La tubería de desfogar, va a manejar fluidos compresibles a velocidades cercanas a la del sonido, con el objeto de que el diámetro sea lo más pequeño posible. Consecuentemente, la caída de presión que se tenga será grande y sobrevendrán los cambios de densidad y de energía cinética.

4.4.2 Método de Cálculo.

El método de cálculo empleado en la evaluación de la red de tuberías de desfogar del "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Tula, Hgo., se basa en la relación entre la descarga máxima isotérmica en una boquilla sin fricción y el flujo existente en una tubería con las mismas condiciones corriente arriba.

A continuación se desarrollan las ecuaciones para el cálculo de la red de tuberías de desfogar.

Para el flujo en una tubería, el balance de energía viene dado por la siguiente expresión:

$$\bar{v} \, d\bar{v} + \frac{d(\bar{v}^2)}{2g_c} + \frac{f \bar{v}^3}{2g_c D} \, dL = 0 \quad - (17)$$

En condiciones isotérmicas, $d(PV) = 0 = P dV + V dP$;

Por lo tanto $V dP = -P dV$ y $P dV = \frac{d(v^2)}{2g_c} + \frac{f v^2}{2g_c D} dL$

multiplicando por $2g_c$ y dividiendo entre v^3 , se obtiene:

$$\left(\frac{2g_c}{v^3} \right) P dV = \frac{d(v^2)}{v^3} + \frac{f}{D} dL \quad \text{--- (20)}$$

Para el caso de flujo isotérmico, $P = P_1 \bar{V}_1 / \bar{V}$, y tratándose de un tubo de área transversal constante, la velocidad másica ($\bar{G} = v/\bar{V}$) resultará constante, y si $dV/\bar{V} = dv/v$, la ecuación 20 toma la forma siguiente:

$$\left(\frac{2g_c}{v^3} \right) P_1 \bar{V}_1 \frac{dV}{\bar{V}} = \frac{d(v^2)}{v^3} + \frac{f}{D} dL$$

$$\left(\frac{2g_c}{v^3} \right) P_1 \bar{V}_1 \frac{dv}{v} = \frac{d(v^2)}{v^3} + \frac{f}{D} dL$$

$$2g_c P_1 \bar{V}_1 \frac{dv}{v^3} = \frac{d(v^2)}{v^3} + \frac{f}{D} dL \quad \text{--- (21)}$$

Integrando entre los límites $v = v_1$ y $v = v_2$ para $L = 0$ y $L = L$, se obtiene lo siguiente:

$$\ln \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^2 + \frac{fL}{D} = g_c P_1 \bar{V}_1 \left[\frac{1}{v_1^2} - \frac{1}{v_2^2} \right] \quad \text{--- (22)}$$

Sustituyendo $N = fL/D$, y resolviendo para N :

$$N = \left[\frac{g_c P_1 \bar{V}_1}{v_1^2} \right] \left[1 - \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^2 \quad \text{--- (23)}$$

Puesto que g_c es constante, $v_1/v_2 = \bar{V}_1/\bar{V}_2 = P_2/P_1$, y la sustitución de v/\bar{V} por g_c en la ecuación 23 resulta:

$$\frac{v_1}{v_2} = \frac{P_2}{P_1} \quad ; \quad \bar{V}_1^2 = \frac{v_1^2}{g_c^2} \quad \longrightarrow \quad v_1^2 = g_c^2 \bar{V}_1^2$$

$$N = \frac{g_c P_1 \bar{V}_1}{g_c^2 \bar{V}_1^2} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2$$

$$N = \frac{g_c P_1}{g_c^2 \bar{V}_1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 \quad \text{--- (24)}$$

Pero $g_{c, \text{máx}}^2 = \frac{g_c P_1}{\rho \bar{V}_1} = P_1^2 \frac{g_c M}{\rho R T_1}$ --- (25)

Donde:

$g_{c, \text{máx}}$ = velocidad máxima máxima a través de una boquilla corriente arriba, en flujo isotérmico.

Sustituyendo la ecuación 25 en ambos lados de la ecuación 24 y reacomodando los términos, se tiene lo siguiente:

$$N = \frac{g_c P_1}{\left[\frac{g_c^2}{g_{c, \text{máx}}^2} \right] \left[\frac{g_c P_1}{\rho \bar{V}_1} \right] \bar{V}_1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2$$

$$N = \frac{g_c}{\left[\frac{g_c^2}{g_{c, \text{máx}}^2} \right]} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2$$

De donde:

$$\frac{Q_1}{Q_{\text{total}}} = \frac{e \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^2 \right]}{N + \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2} \quad \text{--- (26)}$$

En esta ecuación el máximo flujo isotérmico se calcula con las condiciones corriente arriba, por lo tanto para hacer los cálculos sin conocer las condiciones corriente arriba se hará la siguiente modificación:

En la ecuación 25 se tiene que:

$$Q_{\text{total}}^I = \frac{P_1^2 Q_m N}{eRT_1}$$

Por lo tanto:

$$Q_{\text{total}}^I = \frac{P_1^2 Q_m N}{eRT_1} \quad \text{--- (27)}$$

Para en condiciones isotérmicas, $T_1 = T_2$ dividiendo Q_{total}^I entre Q_{total}^I se obtiene:

$$\frac{Q_{\text{total}}^I}{Q_{\text{total}}^I} = \frac{P_1^2}{P_2^2}$$

$$Q_1 = Q_{\text{total}} \frac{P_1}{P_2} \quad \text{--- (28)}$$

Sustituyendo la ecuación 28 en la ecuación 26, se tiene que:

$$\frac{G_1}{G_{max}} = \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{1}{2}} \left[\frac{e \left(1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{2}} \right)}{N + \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{1}{2}}} \right] \quad \text{--- (29)}$$

La ecuación 29 se encuentra resuelta gráficamente en la Figura No. 4.4.2.1. Será se calcula con las condiciones corrientes abajo.

Para utilizar la Figura No. 4.4.2.1, es necesario calcular los parámetros G_1/G_{max} y N de la siguiente forma:

Dado que G_1 es el flujo másico por unidad de área, $G_1 = W/A$, como función del diámetro, se obtiene: $G_1 = 1.273 W/D^2$, o bien,

$$G_1 = \frac{1.273}{3,600} \left(\frac{W}{D} \right), \quad \left[\frac{\text{lb}}{\text{m}^2 \cdot \text{seg}^2} \right] \quad \text{--- (30)}$$

Tomando la ecuación 27, se tiene:

$$G_{max} = P_2 \left[\frac{g_0 N}{e R T_2} \right]^{0.5} \quad \text{--- (27)}$$

Sustituyendo en la ecuación 27 los valores del $g_0 = 32.174$ lbm-pie/lbm-s^2 , $R = 1,545$ $\text{lbm-pie/lbmol}^{\circ}\text{R}$, $e = 2.718$ y simplificando la ecuación resultante, se obtiene:

$$G_{\text{ent}} = 0.00753 P_a \left[\frac{H}{T_a} \right]^{0.85} \cdot \left[\frac{1b}{t-\text{pulg}^2} \right] \quad \text{--- (31)}$$

Finalmente, dividiendo la ecuación 30 entre la ecuación 31 y simplificado, se llega a lo siguiente:

$$\frac{G_a}{G_{\text{ent}}} = \frac{H}{247.53 P_a D^4} \left[\frac{T_a}{H} \right]^{0.2} \quad \text{--- (32)}$$

Donde:

H = Gasto máxico, lb/hr.

P_a = Presión corriente abajo, psia.

D = Diámetro de la tubería, pulg.

T_a = Temperatura corriente abajo, °R.

Por otra parte,

$$H = \frac{fL}{D} \quad \text{--- (33)}$$

Donde:

f = Factor de fricción

L = Longitud de tubo recto más longitud equivalente de accesorios, pies.

D = Diámetro de la tubería, pies.

4.4.3 Cálculo de Variables y Propiedades Medias.

a) Factor de Fricción, f.

El cálculo del factor de fricción se efectúa a partir de la ecuación de Colebrook en la región de flujo turbulento:

$$\frac{1}{f^{0.5}} = -2 \log \left[\frac{\epsilon}{3.7D} + \frac{2.51}{Re \cdot f^{0.5}} \right] \quad - (34)$$

Donde:

ϵ = Rugosidad del tubo, pies.

D = Diámetro interno del tubo, pies.

y en la región de flujo laminar:

$$f = 64/Re \quad - - - (35)$$

b) Temperatura de Salida de Válvulas, T_v .

Cuando una válvula de seguridad releve, la temperatura a la salida de ésta es distinta a la temperatura de relevo, debido al efecto de expansión. Si se considera que esta expansión es de carácter isentálpico, entonces la temperatura a la salida de la válvula estará dada por:

$$T_v = T_{rel} \left[\frac{P_v}{P_{rel}} \right]^{\frac{k-1}{k}} \quad \text{ó} \quad T_v = T_{rel} \left[\frac{Z}{k+1} \right] \quad - (36)$$

Donde:

T_v = Temperatura de salida de la válvula, °R.

T_{rel} = Temperatura de relevo, °R.

P_s = Presión de salida de la válvula, psia.

P_{rel} = Presión de relevo, psia.

k = Relación de calores específicos, C_p/C_v .

c) Temperatura de Mezcla, T_m .

Se supone que la temperatura no cambia a lo largo del cabezal de desfogue, es decir que se tienen condiciones isotérmicas.

La temperatura para el dimensionamiento del cabezal, será la que resulte de la mezcla de las distintas descargas simultáneas. El cálculo en cada punto del sistema estará dado por:

$$T_m = \frac{\sum (W_i C_{p_i} T_i)}{W_m C_{p_m}} \quad \text{--- (37)}$$

En donde el subíndice i indica las válvulas que descargan a ese punto en especial.

d) Gasto Másico de Mezcla, W_m .

El gasto másico de mezcla estará dado por:

$$W_m = \sum W_i \quad \text{--- (38)}$$

e) Gasto Molar de Mezcla, M_m .

El gasto molar de mezcla viene dado por:

$$M_m = \sum \left[\frac{M_i}{P_{M_i}} \right] = \sum M_i \quad \text{--- (39)}$$

f) Peso Molecular de Mezcla, P_{M_m} .

El peso molecular de mezcla, será el que se tenga al mezclar las distintas descargas de las válvulas que relevan simultáneamente al mismo cabezal.

$$P_{M_m} = \frac{M_m}{M_i} \quad \text{--- (40)}$$

g) Capacidad Calorífica de Mezcla, C_{p_m} .

La capacidad calorífica de mezcla, se calcula a partir de la siguiente relación:

$$C_{p_m} = \sum C_{p_i} \left[\frac{M_i}{M_m} \right] \quad \text{--- (41)}$$

4.4.4 Procedimiento de Cálculo.

El dimensionamiento de la red de desfogues, se efectúa por tramos. Generalmente el punto de partida es la salida de la chimenea del

quemador, ya que éste es el único punto del sistema en el que se conoce la presión, que es atmosférica. También es posible iniciar los cálculos en la boquilla de entrada del quemador, considerando que en ese punto la presión es de 3 a 5 psig. Los cálculos se realizan hacia atrás o sea corriente arriba del punto elegido.

En el punto de partida que se considere conveniente, se tendrán las condiciones "finales" o de "salida" del dimensionamiento.

Para el siguiente trazo corriente arriba, el punto de condiciones "finales" será aquel que fue de condiciones "iniciales" para el trazo inmediato anterior. El valor de P_1 que se calculó para el primer trazo, será ahora el valor P_2 para el trazo siguiente y así sucesivamente.

Para cada trazo, se calcula un diámetro y una presión o contrapresión, la cual se compara con una presión de referencia o "contrapresión permisible". Si la presión o contrapresión calculada es mayor que el valor de la presión de referencia o contrapresión permisible, deberá aumentarse el diámetro para ese trazo.

La máxima presión permisible en el cabezal se establece de acuerdo a la presión de relieve más baja. Cuando a un cabezal se integran válvulas que relievan a baja presión y válvulas a alta presión, el diámetro estará determinado por la válvula de más

baja presión. Si esta o estas válvulas no se integran a ese cabezal el diámetro del mismo se reduciría enormente.

Puede convenir entonces el hacer una separación entre válvulas de alta presión y válvulas de baja presión, enviando la descarga de ellas a un cabezal de alta presión y a un cabezal de baja presión respectivamente.

Además, el tipo de válvula utilizado nos indica la contrapresión permisible en el cabezal.

Si se usan válvulas convencionales, la contrapresión permisible debe ser del 10% de la presión de relevo.

Cuando se utilizan válvulas balanceadas, la contrapresión permisible será del 40 al 50% de la presión de relevo.

Cuando a la contrapresión permisible de la válvula con la presión de relevo más baja, se le resta la presión de salida del cabezal o sistema, se tendrá la Caída de Presión Disponible o Permisible.

Evidentemente, la válvula balanceada nos permitirá tener un cabezal de diámetro menor que el necesario para válvulas convencionales, ya que el diámetro del cabezal será aquel que produzca una caída de presión total, igual o menor que la caída de presión disponible.

4.4.5 Secuencia de Cálculo.

El método de cálculo explicado para determinar el diámetro de las tuberías de la red de desfogues, permite efectuar éste de forma más simple cuando se desconocen las condiciones corriente arriba del trazo considerado.

La secuencia de cálculo es la siguiente:

- a) Se supone un diámetro.
- b) Se calcula "N" mediante la ecuación 33.
- c) Se calcula la relación " Q_1/Q_{0m} ", con la ecuación 32.
- d) Con los dos parámetros anteriores y con ayuda de la Figura No. 4.4.2.1 se encuentra el valor de la relación " P_2/P_1 ".
- e) Con el valor de P_1 (conocida) y la relación de presiones " P_2/P_1 ", se encuentra el valor de la presión corriente arriba, P_2 .
- f) Se repite el procedimiento anterior para cada trazo de tubería de la red de desfogues, empezando por el extremo final y hasta llegar a la descarga de cada una de las válvulas, procurando no sobrepasar la contrapresión permisible, y al mismo tiempo, tratando de obtener el menor

diámetro de cada tramo que cumpla con esta condición.

El cálculo anterior se realiza primero para la causa que ocasiona el mayor flujo total, verificandose a continuación que los diámetros calculados cumplan con las contrapresiones permisibles para las otras causas. La Figura No. 4.4.5 esquematiza el Diagrama de Bloques correspondiente al procedimiento de cálculo del diámetro óptimo de tuberías de desfogue.

4.4.6. Consideraciones.

Las siguientes consideraciones han sido tomadas para poder efectuar los cálculos:

a) Se considera flujo isotérmico a lo largo de toda la tubería, sin entrada ni salida de calor a los alrededores, y sin cambio de temperatura para el mismo tramo de tubería. Esta consideración no es posible técnicamente, pero para fines prácticos puede hacerse esta suposición, la cual simplifica bastante los cálculos y además da un ligero sobrediseño como margen de seguridad.

b) Existe una presión conocida al final del sistema, ya sea en el tanque de desfogue o en la boquilla de entrada al quemador, la cual se encuentra fija.

- c) El cálculo de las válvulas de seguridad se ha efectuado con anterioridad quedando de esta forma fijas la presión y temperatura de relevo, así como el tamaño del orificio y la máxima contrapresión permisible.
- d) Es conocido el gasto a relevar para las válvulas a una determinada falla, así como las propiedades físicas medias del gas a relevar para este caso.
- e) Se conoce la configuración geométrica de la red de tubería de desfogue, así como sus longitudes rectas de tubería y longitudes equivalentes de accesorios.
- f) Como el sistema de desfogue no puede ser probado, es necesario dar algún sobre diseño para tener la seguridad de que funcionará adecuadamente en el caso más crítico que se pueda presentar, ya que solo de esta manera se verificaría si el sistema está bien dimensionado.

4.3 Cálculo de las Válvulas de Relievo de las Unidades que Conforman el "Sector de Gasolinas II", de la Refinería de Tula, Hgo.

En términos generales, el cálculo de las válvulas de relieve de las Unidades que conforman el "Sector de Gasolinas II", está basado en las consideraciones de diseño dadas en el punto 4.3 de este capítulo.

En el desarrollo de este punto se hará caso omiso de las válvulas que relevan hacia la atmósfera, considerando solo aquellas que relevan hacia cabezales de desfogos.

Debido a que el cálculo de las válvulas de relieve para las Unidades que conforman el Sector de Gasolinas II implica laboriosidad, solo se reportan los resultados obtenidos de su evaluación.

En las Tablas Nos. 4.5.1, 4.5.2, 4.5.3 y 4.5.4 se presentan los resultados de la evaluación de las válvulas de relieve por Unidad de Proceso.

4.6 Cálculo del Sistema de Desfoque del "Sector de Gasolinas II de la Refinería de Tula, Ego.

En el desarrollo de este punto se hace caso omiso de las válvulas que relevan hacia el cabezal de desfoque que no afectan su dimensionamiento por ser causas que se consideran en forma aislada, como es el caso de relevo por expansión térmica, descarga bloqueada, etc., centrándose la atención sobre las válvulas que relevan por fuego y por falla de agua de enfriamiento, que son las principales causas de sobrepresión en las Unidades que conforman el "Sector de Gasolinas II", y en las cuales relevan varias válvulas de manera simultánea.

A continuación se muestra el análisis mediante el cual se obtiene la máxima tasa a relevar en los casos de fuego y falla de agua de enfriamiento, base del dimensionamiento de la red de desfoque.

Se hace la aclaración, que debido a que la evaluación del sistema de tuberías de desfoque del sector considerado, a partir de los lineamientos presentados en el punto 4.4 de este capítulo, implica cálculos de prueba y error, en este punto solo se presentan los resultados finales obtenidos de la evaluación del mismo.

Dado que los equipos de las Unidades que conforman el Sector, manejan diferentes niveles de presión y sustancias de distinta composición, el sistema general de desfoque se ha dividido en

tres sistemas:

- a) Desfogue de Alta Presión.
- b) Desfogue de Baja Presión.
- c) Desfogue Acido (debido a la presencia de H₂S principalmente en algunos equipos).

4.B.1 Análisis de los Sistemas por Fuego.

La evaluación de la máxima masa a relevar por esta causa, se efectúa considerando la máxima aportación obtenida del área crítica, dicha área se selecciona del conjunto de éstas en las que se ha dividido la Unidad, donde se consideran fuegos posibles de suceder.

En las Tablas Nos. 4.B.1, 4.B.2, 4.B.3 y 4.B.4 se proporcionan las áreas establecidas, las válvulas involucradas en estas y la masa a relevar de las mareas, por Unidad de Proceso.

Los resultados presentados en las Tablas arriba citadas denotan las máximas masas a relevar para los desfogues de Alta Presión, Baja Presión y Acido, por Unidad de Proceso, y su análisis nos indica que los máximos flujos a relevar por sistema, y que son la base de cálculo de los cabezales de desfogue, son los siguientes:

a) Desfogue de Alta Presión:

La máxima masa a relevar proviene de la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2 con 151,898 lb/hr.

b) Desfogue de Baja Presión:

La máxima masa a relevar proviene de la Unidad Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios No.4 con 80,778 lb/hr.

c) Desfogue Acidos:

La máxima masa a relevar proviene de la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 3. con 7,662 lb/hr.

4.6.2 Análisis de los Sistemas por Falta de Agua de Enfriamiento.

Para la evaluación de la máxima masa a relevar por esta causa, se considera la aportación de todas las válvulas que releven a falla de este servicio, por Unidad de Proceso.

En las Tablas Nos. 4.6.5, 4.6.6, 4.6.7 y 4.6.8 se presentan las masas a relevar a falla de agua de enfriamiento por Unidad de Proceso.

Las máximas masas a relevar indicadas después de las Tablas arriba mencionadas se utilizarán para calcular el diámetro de los

subcabecales de los desfogues de Alta Presión, Baja Presión y Ácido de cada Unidad del Sector.

Para efectuar el cálculo del diámetro de los cabecales de desfogue principales se considera la suma de los flujos máximos por sistema de desfogue, debido a que la Falla de Agua de Enfriamiento, afectará a todo el Sector.

Para los Cabecales de Desfogue Principales:

Desfogue de Alta Presión, Máx. = 391,024 lb/hr.

Desfogue de Baja Presión, Máx. = 1'010,444 lb/hr.

Desfogue Ácido, Máx. = 31,090 lb/hr.

Haciendo la comparación de los resultados obtenidos en este punto con los obtenidos en el punto 4.5.1, se puede observar que la causa determinante es falla de agua de enfriamiento, base de cálculo de la red.

En la Figura No. 4.6 se esquematiza la red de desfogue resultante, además de los siguientes resultados:

1. Desfogue de Alta Presión.

a) Máx. = 391,024 lb/hr.

b) PH = 15.97

- c) Contrapresión = 52 psia.
- d) Temperatura en límites de batería = 76.3 °C.
- e) Diámetro = 30 pulg.

2. Desfoque de Baja Presión.

- a) Máx. = 1,010,444 lb/hr.
- b) PM = 64.35.
- c) Contrapresión = 24.5 psia.
- d) Temperatura en límites de batería = 94.9 °C.
- e) Diámetro = 42 pulg.

3. Desfoque Acido.

- a) Máx. = 31,090 lb/hr.
- b) PM = 18.0
- c) Contrapresión = 23.9 psia.
- d) Temperatura en límites de batería = 142.7 °C.
- e) Diámetro = 16 pulg.

CAPITULO 5

IMPLANTACION DE NUEVOS CRITERIOS PARA LA REDUCCION DE LAS MASAS A RELEVAR

5. IMPLANTACION DE NUEVOS CRITERIOS PARA LA REDUCCION DE LAS MASAS A RELIEVAR.

5.1 Introducción.

Debido al creciente aumento en el costo de la energía y de los equipos de proceso, se hace necesario efectuar una revisión a los criterios de diseño utilizados en el desarrollo tanto de proyectos de Unidades de Proceso nuevas como en plantas ya existentes para determinar si los sistemas de protección por sobrepresión son los más convenientes a fin de evitar la pérdida innecesaria de materia y energía a través de los sistemas de relevo de las Unidades.

En estudios recientes ha quedado de manifiesto que una de las formas en que se desperdicia gran cantidad de energía en las Unidades de Proceso es a través de los sistemas de relevo. Dicha pérdida es ocasionada al enviar materia prima o productos valiosos hacia el desfogue, como consecuencia de fallas en la operación de los equipos.

El objetivo del presente capítulo es el efectuar una revisión a los criterios de diseño de los sistemas de relevo empleados en la actualidad a fin de establecer nuevos criterios de diseño,

derivados del análisis de las fallas más frecuentes o críticas de los sistemas, lo cual traerá como consecuencia inmediata la disminución de las masas a relevar, lo que conducirá a la reducción en las dimensiones de los equipos y en el diámetro de la tubería con el consiguiente ahorro económico, en el sistema de desfoque.

5.2 Consideración de Códigos y Normas Vigentes.

Los sistemas de relevo de presión tienen la función de proteger al personal y al equipo contra un funcionamiento anormal del proceso. Algunas condiciones que pueden ocasionar sobrepresiones son:

- Exposición al fuego u otras fuentes externas de calor.
- Calentamiento o enfriamiento del líquido retenido entre válvulas, o alguna otra sección cerrada del sistema, que produce una dilatación hidráulica.
- Falla mecánica de los dispositivos normales de seguridad, mal funcionamiento del equipo de control u operación manual incorrecta que produce llenado en exceso del equipo.
- Producción de más vapores de los que puede manejar el sistema, después de una alteración en el funcionamiento.

- Generación inesperada de vapores como resultado de desequilibrios de calor en el proceso.
- Reacción química con generación de calor y producción de gas (vapores) en exceso de la capacidad del sistema.

Cualquiera que fuese la razón es esencial que el sistema de relevo de presión esté adecuadamente diseñado para evitar accidentes y proteger a los equipos a un costo mínimo.

Los objetivos que deben alcanzarse con los sistemas de relevo, para evitar presiones excesivas en la planta son:

- Cumplir con los reglamentos locales, estatales y nacionales referentes a la protección ambiental.
- Proteger al personal contra los peligros de sobrepresión en el equipo.
- Minimizar las pérdidas materiales durante y después de una alteración en la operación que haya ocasionado sobrepresión durante un tiempo corto.
- Reducir la pérdida de tiempo debida a sobrepresión en la planta.
- Evitar daños al equipo y edificios.

- Evitar daños a construcciones colindantes.

- Reducir primas de seguros sobre la inversión de capital.

El diseño del sistema de relevo de una Unidad de Proceso, consiste básicamente en proporcionar a ésta de válvulas de seguridad, cabezales y redes seleccionados adecuadamente, los cuales protegerán la Unidad contra emergencias posibles a costo mínimo.

El diseño adecuado de las válvulas de relevo y del cabezal de desfoque deberá efectuarse a partir de un análisis riguroso que requiere de juicio y experiencia basado en la historia de plantas similares.

B.2.1 Diseño del Sistema de Rlevo.

B.2.1.A Válvulas de Rlevo.

Entre los factores más importantes para el diseño de un sistema de relevo se cuentan:

- Códigos aplicables: Locales, estatales y federales: Código ASME para calderas y recipientes a presión, secciones I y VIII; Norma API-520, partes I y II; etc.

- Capacidad de descarga de cada válvula cuando ocurren presiones anormalmente altas.
- Características de funcionamiento de las válvulas de relevo.
- Sobrepresiones de diseño de los equipos de proceso que requieran protección contra las altas presiones.
- Propiedades químicas y físicas de los vapores y gases que se descargarán.

De acuerdo al Código ASME, el cual especifica las prácticas seguras para diseño, construcción, inspección y reparación de recipientes a presión, todos los recipientes a presión, con presión de diseño mayor de 15 psig, se deben proteger contra la sobrepresión con un dispositivo para relevo de presión.

Cuando los recipientes están expuestos a sobrepresión por causas que no incluyen el fuego y además no son generadores de vapor, se deberán proteger mediante dispositivos de relevo de presión capaces de evitar presiones en el recipiente superiores al 10% de la presión permisible de trabajo.

En el caso en que la sobrepresión es resultado de un fuego u otra fuente inesperada de calor, los dispositivos de relevo de presión deberán evitar sobrepresiones mayores a un 20% de la presión máxima permisible de trabajo, con todos los dispositivos de

relievo en funcionamiento.

El tamaño del tubo de salida de los dispositivos de relievo debe ser tal que cualquier presión existente o que se esté produciendo en la tubería de descarga no reduce la capacidad de los dispositivos de relievo a menos de los requisitos para la prevención adecuada de la contrapresión.

8.2.1.8 Criterios para Localizar Dispositivos de Relievo.

El equipo interconectado con un sistema de tubería que no incluye válvulas de bloqueo, se puede considerar como uno solo, para instalar una o más válvulas de relievo, y la presión de relievo debe ser la mínima presión de diseño de cualquier equipo. Cuando los equipos se pueden aislar mediante válvulas de bloqueo, se requerirá una o más válvulas de relievo en cada uno.

En los intercambiadores de calor se requiere una válvula de relievo en el lado frío cuando la instalación permite bloquear el lado frío mientras tiene circulación el lado caliente. Si no hay relievo de presión, el líquido bloqueado en el lado frío se puede calentar lo suficiente para dilatarse y pueda romper el cuerpo o los tubos del equipo.

En los calentadores a fuego directo cuando se puede bloquear el líquido que circula por los serpentines, se debe tener una válvula de relievo de presión para evitar la sobrepresión en caso

de que se aplique calor mientras se encuentra atrapado el líquido en los serpentines. Al cerrar las válvulas de bloqueo en la tubería de alimentación de líquido se cierran los serpentines del calentador. Esto también se puede hacer con el cierre de la válvula de salida, por lo que la válvula de relevo debe estar en el lado de salida del serpentín con el fin de que haya flujo en él y así evitar la formación de carbón cuando se presente un bloqueo.

Los compresores y bombas recíprocantes son susceptibles a la sobrepresión ocasionada por salidas bloqueadas, por lo que deberán protegerse sus líneas de descarga mediante un dispositivo de relevo de presión.

En los casos de las turbinas accionadas por vapor aotriz; cuando se tiene válvula de bloqueo en el lado de la descarga del vapor, y éste pueda cerrarse por cualquier motivo, dado que el lado de la descarga de vapor está diseñada para una presión mucho más baja que el lado de la entrada, la presión en el lado de la descarga aumentaría gradualmente hasta igualarse con la presión de entrada, suspendiéndose de esta manera el flujo de vapor. El problema estriba en el paro de la turbina, y principalmente en el riesgo que se tendría al fallar la tubería de descarga del vapor por aumento de la temperatura y presión de trabajo, consecuentemente se hace necesario un dispositivo de relevo de presión en el lado de la descarga del vapor. En el caso de no tener válvula de bloqueo en el lado de la descarga del vapor, no

se requiere la válvula de relevo, siempre y cuando el sistema corriente abajo tenga las protecciones adecuadas.

En cuanto a una torre de destilación, se puede producir sobrepresión cuando se bloquea el flujo de vapores que salen por el domo y continúa el suministro de calor a la torre. La sobrepresión también puede ocurrir por falla del reflujo, que puede ser provocada por la falla de una bomba, de un instrumento o por la falla del agua de enfriamiento; por lo que se requiere un dispositivo de relevo de presión para la protección de la torre.

En general, una válvula de relevo debe proteger equipo (s) sometido (s) a sobrepresión por una serie de causas posibles sin relación entre sí, tales como: fuego externo, descarga bloqueada, falla de reflujo, falla de energía eléctrica, falla de agua de enfriamiento, falla de aire de instrumentos, etc. Sin embargo el tamaño de la válvula de relevo se debe determinar para cada una de esas causas de sobrepresión y su tamaño debe ser suficiente para manejar la máxima capacidad requerida.

5.2.2 Sistema de Desfogue.

El primer paso de importancia en el diseño del sistema de relevo es efectuar un análisis detallado de todas las posibles condiciones en las que se descargarán los fluidos desde los

dispositivos de relevo del sistema, a fin de determinar la carga máxima para cualquier emergencia, o sea, el total de las cargas de los dispositivos de relevo individuales que descargarán en condiciones de emergencia. Dicho análisis deberá basarse en la historia y experiencia de plantas similares.

Para determinar la máxima carga a relevar no se deberán suponer dos riesgos; por ejemplo, no se supone que dos riesgos separados y sin relación entre sí puedan ocurrir en forma simultánea, como una falla de energía eléctrica y una descarga bloqueada.

Es importante notar sin embargo que una falla puede dar origen a otra, de modo que deberá hacerse un análisis para determinar como los equipos y sus sistemas auxiliares se interrelacionan y como se relacionan entre sí dichos equipos.

Cuando se considere que el fuego sea una emergencia que pueda ocasionar sobrepresión en los equipos de una Unidad, no deberán sumarse todas las masas a relevar calculadas para los equipos sujetos a esta emergencia, sino solo aquellas correspondientes a los equipos comprendidos en una área llamada "zona de fuego", la cual estará delimitada por un área de 2,500 pies cuadrados. Aunque algunos equipos, tales como los tanques de almacenamiento, se suelen aislar por medio de diques o sistemas de aspersión con agua con el fin de evitar la propagación de un posible incendio.

Uno de los viejos y simples medios de reducir masas a relevar es

mediante el relevo de hidrocarburos ligeros hacia la atmósfera bajo condiciones de emergencia. Antes de diseñar un sistema con relevo a la atmósfera, deberán tomarse las siguientes consideraciones:

- El relevo de hidrocarburos hacia la atmósfera en condiciones de emergencia deberá ser permitido por los códigos locales, de acuerdo al grado de toxicidad de las emisiones.
- Los hidrocarburos a relevar, no deberán causar riesgos de incendio.
- El nivel de ruido no deberá ser excesivo durante el relevo.
- Las válvulas de relevo no deberán tener fugas.

El criterio básico para el dimensionamiento de la tubería de cualquier sistema de desfogue es la contrapresión, ya que ésta no debe rebasar los límites para los cuales fueron diseñadas las válvulas y evitar que se reduzca su capacidad generando una sobrepresión en los equipos.

En algunos casos es conveniente separar los sistemas de desfogue en dos o más sistemas por razones de seguridad o economía. La necesidad de separar el sistema principal surge cuando se presenta alguno de los siguientes factores:

- Presencia de materiales corrosivos.
- Diferencias considerables en las presiones de operación de los equipos para los cuales se emplea el sistema.
- Corrientes de descarga que posiblemente soporten a la tubería a temperaturas demasiado altas o demasiado bajas.

En general, es importante hacer notar que un sistema de desfogeo siempre podrá estar sujeto a grandes cambios de presión y temperatura, por lo que es necesario que su diseño requiera la mayor atención posible ya que los problemas que se encuentran son generalmente más complejos que las tuberías de proceso.

5.3 Descripción del Sistema de Corte.

El diseño del sistema de desfogeo correspondiente al "Sector de Gasolinas II" de la Refinería de Tula, Hgo., está basado en las consideraciones indicadas en las Recomendaciones API-RP-520 Y API-RP-521, así como el Código ASME Sección VIII División I y II, sin embargo la revisión y modificación de los criterios de diseño se realizó en base a medidas alternativas de emergencia, asegurando la observación de las recomendaciones y sugerencias contenidas en los códigos vigentes. Las consideraciones finales para la disminución de las masas a relevar, base del presente estudio, fueron definidas una vez efectuado el análisis de

fallas, de donde se tienen los siguientes puntos importantes:

- Las causas dominantes en el diseño de los cabezales de desfogue en una refinería corresponden a falla de agua de enfriamiento y fuego.
- Deberá tenerse una atención especial para el caso de falla de algún servicio mayor, como agua de enfriamiento o energía eléctrica. Una falla total de alguno de ellos debe ser considerada si no se cuenta con el respaldo adecuado.
- En el caso de fuego se puede considerar que el área en la cual se le confina se encuentra en 2,500 pies cuadrados.
- Los parámetros que normalmente rigen el diseño del sistema de desfogue son:

a) Masa a relevar, que determina el diámetro del cabezal (generalmente por falla de agua de enfriamiento).

b) Temperatura, que determina la flexibilidad de la tubería (fuego).

De acuerdo al análisis de fallas susceptibles a presentarse, se determinó a la falla de agua de enfriamiento como base para el estudio hacia las posibles disminuciones de masas a relevar.

5.3.1 Consideraciones de Diseño.

Las consideraciones de diseño efectuadas para reducir la masa a relevar a partir de la falla de agua de enfriamiento son las siguientes:

a) Corte de las fuentes de energía del proceso!

- Combustible a Hornos! Se considera que por efecto del calor residual dentro del horno, se reduce la carga térmica de este en un 50% con la consecuente disminución del flujo a través de la válvula de relevo asociada.

- Vapor a Rehervidores! En este caso y debido al tamaño de los equipos, la carga térmica residual es despreciable por lo que el flujo a través de la válvula respectiva se reducirá de acuerdo a la eliminación de esta fuente energética.

b) El calor remanente en los rehervidores con vapor se considera de cero por ciento una vez efectuado el corte.

c) Con el fin de garantizar un calor remanente de cero por ciento con el corte de combustible a hornos, se enviará señal de paro a sus bombas de transferencia, motivo por el cual no se resoverá hacia el proceso la energía residual de

estos.

- d) Los cortes se realizarán en forma automática, ya que la acción manual del operador no se considera suficientemente segura. La señal de origen hacia los cortes será mediante interruptores por baja presión del cabezal de suministro de agua de enfriamiento a la Unidad respectiva.
- e) Las válvulas de relevo de los equipos tendrán capacidad para desfogar el 100% del flujo de diseño, para de esta manera asegurar una adecuada operación en el caso de que alguno de los sistemas de corte a las fuentes de energía no opere.
- f) No se considera la falla simultánea de dos sistemas de corte, de lo contrario, sus flujos serían aditivos.
- g) A fin de establecer el flujo máximo con el cual se diseñará el cabezal de desfogue y los quemadores de casco, se considerará el gasto resonante producido de los cortes a las fuentes de energía, más el flujo de las válvulas para las cuales no se toma acción de discontinuación alguna y se le agregará el mayor de los flujos de diseño de las válvulas.
- h) En los casos en que se requiera, se localizarán dos o más válvulas de relevo ajustadas a distintas presiones a fin de evitar la apertura de las válvulas mayores ante

contingencias menores.

- i) En los casos en que sea posible, se efectuarán relevos a la atmósfera para aquellas azúcares con peso molecular inferior a 45 (criterio utilizado por LUNHUS).

A continuación se describe el sistema de corte para cada una de las Unidades que integran el Sector de Gasolinas II de la Refinería de Tula Hgo.. Dicha descripción se basa en las consideraciones listadas en el punto 5.3.1.

5.3.2 Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No.2.

Los cortes a las fuentes de energía se efectuarán por medio del sistema de protección instalado para falla de agua de enfriamiento, el cual se accionará al detectarse baja presión en el cabezal de suministro de agua de enfriamiento de esta Unidad.

El sistema de protección consiste en dos interruptores por baja presión, A y B, instalados en el cabezal del agua de enfriamiento, que desencadenarán la acción de corte en la alimentación de gas combustible y/o combustóleo a los calentadores a fuego directo, así como paro a los accionadores de las bombas de fondos de las torres fraccionadoras.

La instalación de los interruptores por baja presión no deberá contar con algún sistema que pueda ocasionar bloqueo accidental en la operación de estos. Además, deberán observar accesibilidad y versatilidad, tanto para la realización de labores de mantenimiento como de prueba, sin necesidad de desencadenar la acción de protección.

Para el caso específico de esta Unidad, los cortes se efectuarán automáticamente con la finalidad de evitar el presionamiento de la misma, de la siguiente manera:

En relación a la Torre Desbutanizadora DA-401, se efectúa el cierre de las válvulas de gas combustible y/o combustóleo que alimentan al calentador a fuego directo BA-402, a la vez que se tendrá señal de paro de los accionadores de las bombas GA-404/RT.

Como protección a la Torre Desisohexanizadora DA-402, se tiene un sistema similar al descrito para la torre DA-401.

Al accionarse automáticamente el corte de las fuentes de energía, se activará instantáneamente el cierre de las válvulas de control del flujo de carga y de las válvulas de suministro de gas combustible y/o combustóleo del Calentador de Carga BA-401.

Adicional a los interruptores por baja presión en el cabezal de suministro de agua de enfriamiento a la Unidad, se cuenta con indicación de presión, alarma por baja presión, indicación de

flujo y alarma por bajo flujo, con todas las señales a tablero principal.

En la Figura No. 5.3.2, se esquematiza el sistema de protección para esta Unidad a falla de agua de enfriamiento.

El sistema de protección propuesto contempla las combinaciones posibles de eventos a falla de uno de los componentes del sistema, PSL-A, PSL-B ó PAL; de manera que se garantiza la acción de emergencia a falla del agua de enfriamiento en la Unidad.

Dicho sistema contempla además un tiempo suficiente, después de haber actuado los interruptores PSL-A y PSL-B, que permite al sistema de agua de enfriamiento reestablecerse a causa de alguna falla espontánea como energía motriz a los accionadores o bien alineamiento de los accionadores de relevo, sin que se desencadene la acción de emergencia.

En el caso de que los interruptores PSL-A y PSL-B desencadenen los cortes a las fuentes de energía antes mencionadas, se efectuará el paro total y ordenado de la Unidad conforme a las siguientes acciones:

El operador deberá en primera instancia, parar la Bomba de Carga GA-401/RT, mediante el interruptor correspondiente, asimismo, se introducirá vapor de apagado a los hogares de los calentadores a fuego directo y se bloqueará la válvula de admisión de hidrógeno

proveniente de la Unidad Refinadora de Naftas No. 2, barriendo con el hidrógeno residual los hidrocarburos atrapados en los equipos y líneas hasta el tanque separador FA-402. A continuación se procederá a parar el compresor SB-401, así como las bombas a excepción de las de reflujos de las torres, las cuales se pararán hasta que se haya alcanzado el nivel mínimo permitido en sus respectivos acumuladores.

Cuando se detecte una tendencia a la baja en el flujo del agua de enfriamiento en el cabezal, por medio del indicador de flujo FI, se deberá investigar la causa que la provoca, con la finalidad de continuar con la operación normal de la Unidad, o bien, al accionarse la alarma por bajo flujo de agua, FAL, en el cabezal deberá procederse inmediatamente a cortar las fuentes de energía y realizar un paro ordenado de la Unidad siguiendo los pasos descritos anteriormente.

Cabe señalar que si por alguna razón se presenta falla en la energía eléctrica, no se afectará el funcionamiento del sistema de protección, ya que deberá estar conectado a la batería de respaldo auxiliar que se tiene contemplada para esta contingencia.

5.3.3 Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.

Los cortes a las fuentes de energía para estas Unidades se efectuarán por medio del sistema de protección instalado para falla de agua de enfriamiento, el cual se accionará al detectar baja presión en el cabezal de suministro de dicho servicio a estas Unidades.

El sistema de protección consiste en dos interruptores de baja presión PSL-C y PSL-D, los cuales desencadenarán la acción de corte en la alimentación de gas combustible y/o combustóleo a los calentadores a fuego directo, vapor de agotamiento a las torres agotadoras y paro de los accionadores de las bombas de fondos de las torres fraccionadoras.

La instalación de los interruptores por baja presión no deberá contar con algún sistema que pudiera ocasionar bloqueos accidental en la operación de estos, además, deberá observar accesibilidad, tanto para la realización de labores de mantenimiento, como de prueba, sin necesidad de desencadenar la acción de protección.

Los cortes de las fuentes de energía para estas Unidades se efectuarán de la siguiente manera:

La protección para la torre fraccionadora DA-701 (DA-B01), inicia

con el corte en el suministro de gas combustible y/o combustóleo al calentador a fuego directo BA-702 (BA-802) al recibirse la señal de los interruptores por baja presión localizados en el cabecal de suministro de agua de enfriamiento a estas Unidades, así mismo se tendrá señal de paro a los accionadores de las bombas de fondos de la torre fraccionadora BA-703/RT (BA-803/RT).

Con respecto a la torre agotadora BA-702 (BA-802), el sistema de protección actúa cerrando la válvula de adición de vapor de agotamiento a dicha torre.

Al accionarse automáticamente el corte a las fuentes de energía, se activará instantáneamente el cierre de las válvulas de control de flujo de carga a la Unidad y de las válvulas de suministro de gas combustible y/o combustóleo del Calentador de Carga BA-701 (BA-801).

Adicional a los interruptores por baja presión PSL-C y PSL-D colocados en el cabecal de suministro de agua de enfriamiento a estas Unidades, se cuenta en tablero principal con indicación de presión y flujo, y las alarmas por baja presión y bajo flujo.

La figura No. 5.3.3 esquematiza el sistema de protección propuesto para estas Unidades, a falla de agua de enfriamiento.

El sistema de protección propuesto para estas Unidades, al igual que el correspondiente para la Unidad Hidrosulfuradora de

Naftas No.2, garantiza la acción de protección a falla de agua de enfriamiento, contemplando además las posibles fallas momentáneas que pudieran presentarse en el suministro de este servicio.

En el caso de que los interruptores por baja presión del suministro de agua de enfriamiento a estas Unidades, PSL-C y PSL-D, desencadenen los cortes a las fuentes de energía antes mencionadas, se efectuará el paro total y ordenado de las Unidades de acuerdo a las siguientes acciones:

Los operadores deberán en primera instancia parar la Bomba de Carga GA-701/RT (GA-801/RT), así mismo, deberán introducir vapor de apagado a los hogares de los calentadores a fuego directo, deberán bloquear el suministro de hidrógeno proveniente de la Unidad Reformadora de Naftas No. 2, se barrerán con el hidrógeno residual los hidrocarburos atrapados en el circuito hasta el tanque separador FA-704 (FA-804), parando a continuación el compresor BB-701 (BB-801). Las bombas de reflujo GA-702/RT (GA-802/RT) deberán pararse una vez que se alcance el nivel mínimo permitido en sus respectivos acumuladores.

Cuando se detecte una tendencia a la baja en el flujo del agua de enfriamiento en el cabezal, se deberá investigar la causa que la provoca, con el fin de continuar con la operación normal de las Unidades, o bien de llevar a cabo la acción de protección al accionar la alarma por bajo flujo de este servicio efectuando de esta manera un paro ordenado, siguiendo los pasos anteriormente

descritos.

Cabe señalar que si por alguna razón se presenta falla de energía eléctrica, no se afectará el funcionamiento del sistema de protección a estas Unidades, ya que éste deberá estar conectado a la batería de respaldo auxiliar que se tiene contemplada para esta contingencia.

5.3.4 Unidad Reformadora de Naftas No. 2.

El sistema de protección instalado para esta Unidad es idéntico al descrito para las Unidades Hidrodesulfuradoras, dicho sistema al detectar baja presión en el cabezal de suministro de agua de enfriamiento a esta Unidad, desencadenará la acción de corte a la alimentación de gas combustible y/o combustible de los calentadores a fuego directo, así mismo para los accionadores de las bombas de fondos de la torre estabilizadora.

La instalación de los interruptores por baja presión PSL-E y PSL-F en el cabezal del agua de enfriamiento no deberán contar con algún sistema que pudiera ocasionar bloqueos accidentales en la operación de éstos, además, deberán tener la accesibilidad, tanto para la realización de labores de mantenimiento, como de prueba, sin necesidad de desencadenar la acción de protección.

Los cortes de las fuentes de energía en esta Unidad se efectuarán

automáticamente por medio del sistema de protección por falla de agua de enfriamiento, mismo que opera de la siguiente manera:

La protección a la torre estabilizadora GA-501, se efectúa cuando al generarse la señal de baja presión en el agua de enfriamiento se corta el suministro de gas combustible y/o combustible al calentador a fuego directo BA-502; así mismo se tendrá señal de paro a los accionadores de las bombas de fondos de la torre estabilizadora GA-504/RT.

La señal de corte a las fuentes de energía activará instantáneamente el cierre de la válvula automática controladora del flujo de carga a la Unidad y de las válvulas de suministro de gas combustible y/o combustible del Calentador de Carga a Reactores BA-501 A-D.

Además de los interruptores por baja presión PSL-E y PSL-F colocados en el cabezal de suministro de agua de enfriamiento a esta Unidad, se cuenta en tablero principal con indicación de presión y flujo, y las alarmas por baja presión y bajo flujo.

La figura No. 5.3.4 esquematiza el sistema de protección propuesto para esta Unidad, a falla de agua de enfriamiento.

El sistema de protección propuesto para esta Unidad, al igual que los correspondientes a las Unidades Hidrodesulfuradoras ya descritas, garantiza la acción de protección a falla de agua de

enfriamiento, contemplando además las posibles fallas momentáneas que pudieran presentarse en el suministro de este servicio.

Cuando los interruptores por baja presión del suministro de agua de enfriamiento a esta Unidad, PSL-E y PSL-F, desencadenen los cortes a las fuentes de energía antes mencionados, se efectuará el paro total y ordenado de la Unidad de acuerdo a las siguientes acciones:

Se deberá introducir vapor de apagado a los hogares de los calentadores a fuego directo, se barrerán con el hidrógeno residual los hidrocarburos atrapados en el circuito hasta el tanque separador PA-501. A continuación se depresionará la Unidad enviando hidrógeno hacia la red de gas combustible del Sector, posteriormente parar los compresores GB-501 y GB-502/R. Finalmente parar las bombas a excepción de la de reflujó GB-503/R, la cual se parará hasta que se alcance el nivel mínimo permitido en el acumulador PA-504.

Cuando se detecte una baja en el suministro del agua de enfriamiento a la Unidad a través de los instrumentos instalados para dicho propósito se deberá investigar la causa que la provoca, con el fin de continuar con la operación normal de la Unidad, así mismo cuando se accione la alarma por bajo flujo de este servicio, se procederá al corte de las fuentes de energía de la Unidad, continuando con el paro ordenado de la misma, siguiendo los pasos anteriormente descritos.

Cabe señalar que el sistema de protección a falla de agua de enfriamiento no se verá afectado en su funcionamiento cuando llegará a fallar la energía eléctrica, dado que dicho sistema se encuentra conectado a la batería de respaldo auxiliar que se tiene contemplada para esta contingencia.

6.3.5 Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.

Los cortes de las fuentes de energía para esta Unidad al igual que para las Unidades ya descritas se efectuarán a través del sistema de protección instalado por falla de agua de enfriamiento, el cual accionará automáticamente al detectar baja presión en el cabezal de suministro de este servicio a la Unidad.

El sistema de protección de esta Unidad posee las mismas características de las ya descritas, en cuanto a su mantenimiento y prueba, así como la flexibilidad de contemplar fallas accidentales y la de operar aún cuando se presente falla en la energía eléctrica.

El corte en la alimentación de vapor de calentamiento a rehervidores de las torres fraccionadoras se efectuará de manera automática, con la finalidad de evitar el presionamiento, como se describe a continuación:

En las torres: reactivadora de D2A DA-203, despropanadora

DA-604, desmetanizadora DA-605, desisobutanizadora DA-606, desisobentanizadora DA-607, primer fraccionador DA-608 y segundo fraccionador DA-609. a falla de agua de enfriamiento, las válvulas de admisión de vapor de calentamiento a los rehervidores EA-603 A-B, EA-604, EA-608, EA-610, EA-614, EA-619 y EA-622 respectivamente, recibirán señal de corte a través de los interruptores por baja presión de agua de enfriamiento PSL-G y PSL-H y la alarma por baja presión de este servicio P&L.

La Figura No.5.3.5 esquematiza el sistema de protección para esta Unidad a falla de agua de enfriamiento.

Debido a que la falla de agua de enfriamiento en la Unidad provoca el corte automático del vapor de calentamiento a todos los rehervidores de las torres de la sección de fraccionamiento, solo restará al operador parar completa y ordenadamente la Unidad, suspendiendo la alimentación de gas anergo a la Torre Absorbedora DA-601, los hidrocarburos anergos a la Torre Contactora DA-602, la circulación de DEA por la sección de tratamiento y en la sección de fraccionamiento, la alimentación a las torres y el paro de las bombas a excepción de las de reflujo, las cuales se pararán hasta que se alcance el nivel mínimo permitido en los acumuladores respectivos.

5.4 Aplicación de Nuevos Criterios en el Cálculo de las Masas a Relevar y del Cabezal de Desfogue.

De acuerdo a las consideraciones de diseño establecidas en el punto 5.3.1 de este capítulo, a continuación se presenta un análisis por Unidad con la finalidad de obtener la masa máxima a relevar por falla de agua de enfriamiento, para de esta manera, evaluar los nuevos diseños de los cabezales y subcabezales de la red de desfogue de esta sección.

5.4.1 Unidad Hidrodesulfuradora de Hefias No. 2.

A falla de agua de enfriamiento los equipos directamente afectados son el Primer Tanque Separador de Alimentación a la Torre Desbutanizadora FA-404, la Torre Desbutanizadora DA-401 y la Torre Desisobutanizadora DA-402.

Al aplicar los nuevos criterios de diseño, las masas a relevar en las torres DA-401 y DA-402, se reduce a cero, manteniéndose la correspondiente del Tanque FA-404, dado que sobre este equipo no se efectúa acción de protección.

En la Tabla No. 5.4 se muestran los valores de flujo de diseño a relevar, producto del análisis realizado a partir de la acción de protección implementada en la Unidad a falla de agua de enfriamiento.

5.4.2 Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.

Para estas Unidades, al aplicar los nuevos criterios de diseño por falla de agua de enfriamiento, los flujos de relieve de las torres DA-701 (DA-801) , DA-702 (DA-802) se reducen a cero, mientras que en los intercambiadores EA-702 A-B (EA-802 A-B), el flujo a relevar seguirá siendo el mismo, ya que sobre estos equipos no se contempla alguna acción dirigida a reducir el flujo a relevar.

En la Tabla No. 5.4 se muestran los resultados del análisis realizado a estas Unidades cuando falla el agua de enfriamiento.

5.4.3 Unidad Reformadora de Naftas No. 2.

En esta Unidad, por efecto del sistema de protección a falla de agua de enfriamiento, el flujo a relevar por la torre estabilizadora SA-501 se reduce, ya que la carga a este equipo cuenta con un precalentamiento que es suministrado por el intercambiador EA-505 A-D, el cual proporciona el 50% de la carga térmica, por lo cual será necesario relevar un flujo remanente en dicha torre, mientras que para el tanque FA-501 prevalece el mismo flujo a relevar, dado que no hay acción de protección directa sobre este equipo.

En la Tabla No. 5.4 se muestran los resultados del análisis efectuado en esta Unidad a falla de agua de enfriamiento.

Cabe hacer notar que para esta Unidad la falla de energía eléctrica es crítica, ya que provoca un flujo a relevar de 245,287 lb/hr en las válvulas PSV-501 A-D, el cual se toma como base para el cálculo del diseño del subcabezal de desfogue de alta presión de esta Unidad.

5.4.4 Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.

Cuando a esta Unidad falla el suministro de agua de enfriamiento y se realiza el desencadenamiento de las acciones del sistema de protección, se efectúa el corte de la alimentación de vapor de calentamiento a los rehervidores de las torres DA-603, DA-604, DA-606, DA-607, DA-608 y DA-609. Considerando la poca capacitancia de los rehervidores la carga térmica restante a las torres será de cero por ciento, excepto para la torre DA-603, la cual cuenta con precalentamiento en su alimentación a través del intercambiador EA-601 A-E que proporciona el 40% de la carga térmica, por lo cual será necesario relevar un flujo restante en dicha torre.

En la Tabla No. 5.4 se indican los valores del flujo a relevar para los equipos que se ven afectados por la falla de agua de enfriamiento, antes y después de la acción de protección.

5.4.5 Análisis de los Cabezales de Desfogue que Conforman el Sector.

De acuerdo al análisis realizado en el punto anterior de este capítulo, queda un flujo remanente total a través de los desfogueos de baja presión, alta presión y ácido, el cual se presentará en todos los casos de falla total de agua de enfriamiento.

5.4.5.A Desfogue de Baja Presión.

En el caso del cabezal de desfogue de baja presión, la válvula de relevo PSV-406, instalada en el tanque FA-404, tiene un flujo de relevo de 50,965 lb/hr (diseño y remanente), por lo que para falla de agua de enfriamiento, siempre se tendrá este gasto a relevar hacia el cabezal. Además se considera la posibilidad de falla de un solo sistema de corte de cualquiera de las válvulas de relevo involucradas a la vez, como se muestra en la Tabla No. 5.4.5.A.

5.4.5.B Desfogue de Alta Presión.

Con la finalidad de definir el diámetro del cabezal, se consideraron los flujos remanentes de las válvulas de relevo como aquellos flujos que se obtendrían si se presentase una falla de agua de enfriamiento. Adicionalmente, se supone una posible

falla en un sistema de corte de cualquiera de las válvulas de relevo involucradas a la vez, quedando los gastos totales para cada caso como se muestra en la Tabla No. 5.4.5.B.

5.4.5.C Desfogue Acido.

La única contribución a este cabezal de desfogue a falla de agua de enfriamiento es por parte de la Torre Reactivadora de DEA DA-600, a través de la válvula de relevo PSV-411.

Al activarse el sistema de protección, se tendrá un flujo resonante a relevar de 12,404 lb/hr, y en caso de falla de este sistema, el flujo a relevar será de 21,090 lb/hr, por lo que el diámetro del cabezal en este tipo de desfogue no se ve afectado al implementarse el sistema de protección.

5.4.6 Cálculo del Flujo de Relievo Total.

De acuerdo al análisis anterior, se tiene un flujo a relevar resonante total, el cual se presentará en todos los casos de falla total de agua de enfriamiento, dicho flujo resonante será la suma de las contribuciones de las válvulas de relevo localizadas en equipos donde a pesar de estar cubiertos por el sistema de protección, hay una contribución de flujo a relevar, y de aquellos equipos donde no actúa el sistema de protección, teniéndose siempre una aportación constante.

La Tabla No. 5.4.6 muestra el flujo a relevar remanente total.

Efectuando la suposición de que el sistema de protección, del caso más crítico llegará a fallar, se deberá adicionar su flujo de diseño al flujo remanente total indicado en la Tabla antes mencionada.

En este caso, las válvulas PSV-419 A-D de la torre DA-402 corresponden a dicha situación con un flujo de 422,890 lb/hr, por lo que adicionado al flujo remanente se obtiene un flujo de relevo total de 614,261 lb/hr, que corresponde únicamente a los desfogues de alta y baja presión, el cual será utilizado para calcular el diámetro del cabezal principal y especificar el quemador.

5.4.7 Evaluación de Diámetros para los Cabezales.

En el caso de los cabezales de desfogue de alta presión, baja presión y ácido, de acuerdo a los flujos de relevo críticos indicados en los puntos 5.4.5.A, 5.4.5.B y 5.4.5.C, se evaluarán los diámetros correspondientes, obteniéndose los siguientes resultados:

CARTEL DE DESFOQUE	DIAMETRO RESULTANTE AL APLICAR LAS NUEVAS CONSIDERACIONES DE DISEÑO (pulgadas)	CONTRAPRESION (psig)
ALTA PRESION	20	28.9
BAJA PRESION	36	10.5
ACIDO	16	12.6

5.4.8 Evaluación de Diámetros para Subcabezales.

Para la evaluación del diámetro de los subcabezales de los desfoques de alta presión, baja presión y ácido de las Unidades de Proceso que conforman el Sector de Gasolinas II, se tomaron los valores críticos reportados en la Tabla No. 5.4, obteniéndose los resultados que a continuación se expresan.

5.4.8.1 Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2.

- En esta Unidad, el flujo a relevar que determina el diámetro del subcabezal de alta presión, es de 131,050 lb/hr, el cual proviene de la válvula de relevo PSV-408, obteniéndose un diámetro de 12 pulgadas.

- Para evaluar el diámetro del subcabezal de baja presión se toma

el flujo a relevar resultante de la suma de las aportaciones de las válvulas PSV-406 y PSV-417 A-D, resultando un flujo de 473,845 lb/hr, obteniéndose un diámetro del subcabesal de 24 pulgadas.

5.4.9.B Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.

- Para estas Unidades el flujo a relevar que determina el diámetro del subcabesal de alta presión es de 20,654 lb/hr, mismo que es proporcionado por las válvulas de relevo PSV-745 y PSV-746 (PSV-845 y PSV-846); resultando un diámetro de 8 pulgadas.
- El flujo de relevo utilizado para calcular el diámetro del subcabesal de baja presión, es proporcionado por la válvula de relevo PSV-712 (PSV-812), que es de 54,790 lb/hr, obteniéndose un diámetro de 16 pulgadas.

5.4.9.C Unidad Reformadora de Mafias No. 2.

- Para esta Unidad, el diámetro del subcabesal de alta presión se evalúa en base al flujo crítico de 245,287 lb/hr, resultando un diámetro de 16 pulgadas.

5.4.8.0 Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.

- El diámetro del subcabesal de alta presión para esta Unidad, queda definido por el flujo de 42,339 lb/hr, relevado por la válvula PSV-619, resultando un diámetro de 8 pulgadas.
- El diámetro del subcabesal de baja presión, queda definido a partir de un flujo a relevar de 250,914 lb/hr, el cual es aportado por las válvulas de relevo PSV-637 A-B, resultando con este un diámetro de 14 pulgadas.
- El Diámetro del subcabesal de desfogue ácido, no se altera en su diseño original, dado que la Torre Reactivadora de DEA BA-603 es el único equipo que aporta un flujo de desfogue crítico a falla de agua de enfriamiento, y a pesar de que el sistema de protección colocado en ella llegará a fallar, el flujo a relevar correspondería al calculado originalmente en su diseño, por lo que el subcabesal de desfogue ácido permanece en 14 pulgadas.

5.4.8 Esquema de Desfogue para el Sector.

Con referencia en el punto 5.4.8, se ha elaborado el esquema de desfogue, Figura No. 5.4.9, resultante de aplicar las nuevas consideraciones de diseño. Asimismo en la Tabla No. 5.4.9 se muestra un resumen de los resultados de la evaluación del

díámetro de los subcabezales y cabezales de desfoque que corresponden al Sector, haciéndose notar en la misma que el valor de la contrapresión es determinante en la asignación de los diámetros definitivos.

5.5 Comparación Técnica de Alternativas.

La Tabla No. 5.5 sintetiza en términos numéricos los resultados obtenidos en el presente estudio, a partir de las bases de diseño citadas en el punto 5.3. Para propósitos de comparación, también se tabulan los valores originales anteriores al estudio.

Es importante reiterar que las fallas de agua de enfriamiento y fuego son las causas críticas de diseño para los diámetros de las tuberías de desfoque y el correspondiente estudio de flexibilidad de las mismas.

Como datos complementarios al estudio se puede mencionar que, el flujo máximo para el diseño del quemador es de 614,361 lb/hr, con un peso molecular de 48.38. Este flujo contempla las aportaciones de los desfoque de alta y baja presión.

CAPITULO 6

COMPARACION ECONOMICA DE ALTERNATIVAS

6. COMPARACION ECONOMICA DE ALTERNATIVAS

6.1 Introducción.

Las limitaciones de los recursos económicos en nuestro país, aunado a las exigencias planteadas por su actual período de desarrollo, obligan a buscar el máximo aprovechamiento de los recursos naturales, técnicos, humanos y económicos.

Para lograr este máximo aprovechamiento, se deben buscar las mejores alternativas de inversión, mejorando cada una de las etapas que componen el proyecto de que se trate, ya que de esto depende en gran parte el éxito o fracaso del mismo.

En busca de una mejora en la fase de diseño del sistema de relevo del "Sector de Gasolinas II" en este estudio se han implementado criterios de diseño, diseños que al aplicarlos han disminuido la capacidad de equipos tales como recipientes y quemadores, así como el diámetro de tubería, utilizados en estos sistemas, dando como resultado en términos generales una disminución en los costos fijos (costo total del equipo), de la inversión total del Sector.

El presente capítulo tiene como finalidad la comparación

económica de las alternativas presentes, antes y después del estudio.

No se consideran los costos variables que involucran gastos por conceptos tales como la operación, mantenimiento (verificación, tanto del espesor de pared y pintura en tanques y tuberías, como en los sellos en el queasador de campo, construcción, etc., ya que se consideran del mismo orden de magnitud para ambas alternativas, por lo tanto se efectúa la comparación de alternativas considerando únicamente lo correspondiente al equipo que comprende el sistema de desfogue y la tubería involucrada en el mismo, es decir la inversión fija.

B.2 Evaluación del Costo del Sistema de Desfogues del "Sector de Gasolinas II".

Con el propósito de comparación, se llevó a cabo la evaluación económica del sistema de desfogue del "Sector de Gasolinas II", considerando los siguientes equipos:

- a) Tanque separador de desfogue de alta presión.
- b) Tanque separador de desfogue de baja presión.
- c) Tanque de sello.
- d) Queasador de campo.

e) Sistema de tuberías.

Los cuales fueron evaluados a partir de la información proporcionada durante el segundo trimestre de 1989 por los siguientes fabricantes:

- Compañía TSMI S. A. (Tanque separador de desfogue de alta presión).
- Compañía PEKANO S. A. DE C. V. (Tanque separador de desfogue de baja presión y Tanque de sello).
- Compañía PEABODY S. A. (Queador de campo).
- Compañía ACERTEX S. A. de C. V. (Sistema de tuberías).

B.2.1 Costo del Sistema de Desfogue, Sin Considerar el Estudio de Disminución de masas a Elevar.

a) Tanque separador de desfogue de alta presión.

Dimensiones:

Diámetro interno: 4.6 m.

Longitud Tangente-Tangente: 12.2 m.

Costo: \$ 92,718,438.0

b) Tanque separador de desfogue de baja presión.

Dimensiones:

Diámetro interno: 3.6 m.

Longitud Tangente-Tangente: 12.2 m.

Costo: \$ 70,581,875.0

c) Tanque de sello.

Dimensiones:

Diámetro interno: 5.0 m.

Longitud Tangente-Tangente: 20.0 m.

Costo: \$ 155,713,000.0

d) Quemador de campo (elevado).

Flujo: 1,401,468 lb/hr.

Costo: \$ 225,975,000.0

e) Sistema de lubricación.

Costo: \$ 5,009,042,091.0

Costo Total del Sistema:

\$ 5,548,630,065.0

**B.2.2 Costo del Sistema de Desfogue, de Acuerdo a los Nuevos
Criterios de Diseño.**

a) Tanque separador de desfogue de alta presión.

Dimensiones:

Diámetro interno: 3.2 m.

Longitud Tangente-Tangente: 9.0 m.

Costo: \$ 40,577,050.0

b) Tanque separador de desfogue de baja presión.

Dimensiones:

Diámetro interno: 2.8 m.

Longitud Tangente-Tangente: 8.6 m.

Costo: \$ 22,522,200.0

c) Tanque de sello.

Dimensiones:

Diámetro interno: 3.6 m.

Longitud Tangente-Tangente: 9.0 m.

Costo: \$ 40,633,750.0

d) Quemador de campo (elevado).

Flujos 614,261 lb/hr.

Costos \$ 167,981,075.0

e) Sistema de tubería.

Costos \$ 2,368,216,268.0

Costo Total del Sistema:

\$ 2,459,930,343.0

B.3 Resultado de la Comparación.

De acuerdo a la comparación del costo del sistema de desfoque en las alternativas presentadas, se observa que pueden lograrse ahorros hasta de un 52% con respecto a las instalaciones resultantes del diseño original; sin perjudicar en lo absoluto la seguridad en la operación de las Unidades del "Sector".

CAPITULO 7

CONCLUSIONES

7. CONCLUSIONES.

Como resultado del presente estudio se aprecia que si se aplican los nuevos criterios de diseño:

- a) Se puede llegar a tener una reducción considerable en la masa total a relevar, y en general, en el sistema de desfogues.
- b) Se pueden enviar vapores a la atmósfera, pero para ello, se deben realizar estudios de las distintas condiciones meteorológicas imperantes en el lugar, con el fin de evitar la posible formación de nubes explosivas o tóxicas a nivel de piso.
- c) Se puede llegar a eliminar la falla de agua de enfriamiento como causa de diseño del sistema de desfogues, quedando la falla por fuego como causa dominante, de acuerdo a la clasificación de áreas efectuada conforme a las recomendaciones API, y la cual no es aditiva para los distintos desfogues.

La aplicación de los nuevos criterios de diseño al "Sector de Gasolinas II" solo es extensiva a los desfogues de alta presión y

baja presión. Dicha aplicación, además de reducir la masa a relevar, trae como consecuencia una disminución en el diámetro y modificaciones en los valores de los parámetros involucrados, tales como: contrapresión, temperaturas de relevo, pesos moleculares, etc.

Se puede observar también que no se modificarán los diámetros ni dimensiones de las válvulas de relevo, ya que cada una tendrá su capacidad total como si no actuaran sus protecciones, cumpliendo de esta manera con lo especificado en el Código ASME de diseño de recipientes.

La reducción de las masas a relevar se ha efectuado considerando la máxima probabilidad de que fallen dos o más sistemas de corte en forma simultánea.

Finalmente, es importante aclarar que la información existente en las prácticas API, en el Código ASME, en la literatura técnica disponible de reciente publicación y en la metodología y recomendaciones contenidas en el diseño, están dadas a régimen permanente.

Lo anterior nos lleva a concluir que es necesario efectuar análisis de riesgos en los sistemas de desfogue con la idea de alcanzar el desarrollo integral de un simulador dinámico, por medio del cual se conozca principalmente lo siguiente:

a) Las variaciones en la presión de operación de los equipos durante la ocurrencia de ciertas contingencias, lo cual es muy importante para equipos en donde la diferencia entre la presión normal de operación y la presión de ajuste de las válvulas de relevo es muy grande.

b) El efecto de enfriamiento residual en los condensadores y enfriadores a falla de agua de enfriamiento.

c) La acción de los controladores de presión.

Logrando de esta manera una evaluación más precisa de estos sistemas.

APENDICE A

TABLAS

Tabla No. 31 Dispositivos de Seguridad Implementados en la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.

VALVULAS DE RELEVO	EQUIPO PROTEGIDO	CAUSA DE SOBREPRESIONAMIENTO	DESCARGA A
PSV-401	FA-401	Fuego	Cabezal
PSV-402	EA-404 A/C	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-403	EA-404 B/D	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-404	FA-402	Fuego	Cabezal
PSV-405	EA-405 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-406	FA-404	Agua de Enfriamiento, Fuego y Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-407	EA-406 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-408	DA-401	Agua de Enfriamiento, Fuego Descarga Bloq. y Reflujo	Cabezal
PSV-409	Turbina de GA-404R	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-410	Turbina de GA-402R	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-411	EA-410	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-412	FA-406	Fuego y Descarga Bloq	Cabezal
PSV-413	EA-407A	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-416	EA-407B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-417	Turbina de GA-405R	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-418 A-B	EA-411 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-419 A-D	DA-402	Agua de Enfriamiento, Fuego	Cabezal
PSV-420	EA-408 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-421	EA-403 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-423	EA-408 C-D	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-424	FA-407	Fuego	Cabezal
PSV-426	Turbina de GB-401	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-436 A-B	EA-411 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-437	Turbina de GA-401R	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-438	FG-401	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-439	FG-401R	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-440	Turbina de GA-410R	Descarga Bloqueada	Atmosfera

Tabla No. 3.2 Dispositivos de Seguridad Implementados en las Unidades Hidroeléctricas de Destilados Internos Nos 3 y 4

VALVULAS DE RELEVÉ	EQUIPO PROTEGIDO	CAUSA DE SOBREPRESIONAMIENTO	DESCARGA A
PSV-701/801	FA-701/801	Fuego	Cabezal
PSV-702/802	Turbina de GA-702/802	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-703/803	EA-703/803	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-704/804	EA-704/804	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-705/805	FA-704/804	Fuego	Cabezal
PSV-706/806	EA-707 C-D/ EA-807 C-D	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-707/807	EA-707 A-B/ EA-807 A-B	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-708/808	DA-708/808	Agua de Enfriamiento	Cabezal
PSV-709/809	EA-713A/803A	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-710/810	EA-713B/803B	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-711/811	FA-705/805	Fuego	Cabezal
PSV-712/812	DA-705/801	Agua de Enfriar y Fuego	Cabezal
PSV-713/813	EA-705B/805B	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-714/814	EA-705A/805A	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-715/815	FA-706/806	Fuego	Cabezal
PSV-716/816	Turbina de GA-702B/802B	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-717/817	Turbina de GA-703B/803B	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-718/818	FA-704/804	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-719/819	EA-706 C-D/ EA-806 C-D	Expansión Térmica	Cabezal
PSV-720/820	EA-706 A-B/ EA-806 A-B	Expansión Térmica	Cabezal
PSV-721/821	EA-706 C-D/ EA-806 C-D	Fuego	Cabezal
PSV-722/822	EA-706 A-B/ EA-806 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-723/823	EA-707 C-D/ EA-807 C-D	Fuego	Cabezal
PSV-724/824	EA-707 A-B/ EA-807 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-727/827	EA-704 A,B,C/ EA-804 A,B,C	Fuego	Cabezal
PSV-728/828	EA-704 DEF/ EA-804 DEF	Fuego	Cabezal
PSV-731/831	EA-708/808	Expansión Térmica	Atmosfera

Tabla No. 3.2 Dispositivos de Seguridad Implementados en las Unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4 (Continuación).

VALVULAS DE SEGURIDAD	EQUIPO PROTEGIDO	CAUSA DE SOBREPRESIONAMIENTO	DESCARGA A
PSV-742/842	EA-704 ABC/ EA-804 ABC	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-743/843	EA-704 DEF/ EA-804 DEF	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-744/844	DC-701/801	Fuego	Cabezal
PSV-745/845	EA-702B/802B	Agua de Enfriamiento y Fuego	Cabezal
PSV-746/846	EA-702A/802A	Agua de Enfriamiento y Fuego	Cabezal
PSV-747/847	EA-703A/803A	Fuego	Cabezal
PSV-748/848	EA-703B/803B	Fuego	Cabezal
PSV-749/849	EA-705A/805A	Fuego	Cabezal
PSV-750/850	EA-705B/805B	Fuego	Cabezal
PSV-760/860	FG-701/801	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-761/861	FG-701R/801R	Descarga Bloqueada	Cabezal

Tabla No. 3.3 Dispositivos de Seguridad Implementados en la Unidad Refinadora de Naftos No. 2.

VALVULAS DE RELIEVO	EQUIPO PROTEGIDO	CAUSA DE SOBREPRESIONAMIENTO	DESCARGA A
PSV-500 A-B	FA-501	Agua de Enfriamiento, Fuego y Corriente Eléctrica	Cabezal
PSV-502	Desc. 1a. Eto. CB-502	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-503	Desc. 1a. Eto. CB-503	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-504	Desc. 2a. Eto. CB-502	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-505	Desc. 2a. Eto. CB-503	Descarga Bloqueada	Cabezal
PSV-506	FA-503	Fuego	Cabezal
PSV-507	DA-501	Agua de Enfriamiento	Cabezal
PSV-508	EA-506 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-509	EA-506 C-D	Fuego	Cabezal
PSV-515	EA-502 A-B	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-516	EA-502 C-D	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-517	EA-503 A-B	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-518	EA-503 C-D	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-519	EA-504 A-B	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-520	EA-506 A-B	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-521	EA-506 C-D	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-522	EA-507 A-B	Expansión Térmica	Atmosfera
PSV-523	Turbina de CA-501R	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-524	Turbina de CA-504R	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-541	FA-507	Descarga Bloqueada y Fuego	Cabezal

Tabla No. 3.4 Dispositivos de Seguridad Implementados en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2

VALVULAS DE RELEVO	EQUIPO PROTEGIDO	CAUSA DE SOBREPRESIONAMIENTO	DESCARGA A
PSV-601	FA-601	Fuego	Cabezal
PSV-602	DA-601	Descarga Bloq. y Fuego	Cabezal
PSV-603	DA-602	Descarga Bloq. y Fuego	Cabezal
PSV-604	FA-603	Descarga Bloq. y Fuego	Cabezal
PSV-605	FG-602A	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-606	FG-602B	Descarga Bloqueada	Atmosfera
PSV-609	EA-602 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-610	EA-602 A-B	Fuego	Atmosfera
PSV-611	DA-603	Agua de Enfrío. y Fuego	Cabezal
PSV-612	EA-604 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-613	EA-604 C-D	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-614	EA-601 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-615	EA-601 A-B	Fuego	Atmosfera
PSV-618	HA-612	Fuego	Cabezal
PSV-619	DA-604	Agua de Enfrío. y Fuego	Cabezal
PSV-620	EA-605 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-621	EA-605 C-D	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-622	EA-612 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-623	EA-612 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-624	DA-606	Agua de Enfrío. y Fuego	Cabezal
PSV-625	EA-609 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-626	EA-609 C-D	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-627	EA-611 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-628	EA-611 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-631	EA-625 A-B	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-632	EA-613	Expansion Termica	Atmosfera
PSV-633	DA-605	Fuego	Cabezal

Tabla No. 3.4 Dispositivos de Seguridad Implementados en la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2 (Continuación).

VALVULAS DE RELIEVO	EQUIPO PROTEGIDO	CAUSA DE SOBREPRESIONAMIENTO	DESCARGA A
PSV-634	EA-607	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-635	EA-607	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-636	EA-607	Fuego	Cabezal
PSV-637 A-B	DA-607	Agua de Enfriamiento y Fuego	Cabezal
PSV-638	EA-614 A-B	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-639	EA-614 C-D	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-640	EA-615 A-B	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-641	EA-615 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-644	DA-608	Agua de Enfriamiento y Fuego	Cabezal
PSV-645	EA-618	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-646	EA-620	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-647	EA-620	Fuego	Cabezal
PSV-648	EA-623	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-649	EA-623	Fuego	Cabezal
PSV-650	DA-609	Agua de Enfriamiento y Fuego	Cabezal
PSV-651	EA-621	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-652	EA-624	Expansión Térmica	Atmósfera
PSV-653	EA-624	Fuego	Cabezal
PSV-656	FA-611	Fuego	Cabezal
PSV-658	FA-613	Fuego	Cabezal
PSV-660	EA-604 A-B	Fuego	Cabezal
PSV-661	EA-604 C-D	Fuego	Cabezal
PSV-662	FA-604	Fuego	Cabezal
PSV-663	EA-525 A-D	Fuego	Cabezal

Tabla No. 4.3.5 Factor de Aislamiento, F, como función del tipo de instalación.

Tipo de Instalación	Factor "F"
1. Recipientes Desnudos	1.0
2. Recipientes Aislados $h = 4.0 \text{ BTU/hr-ft}^2 - F$ $h = 2.0 \text{ BTU/hr-ft}^2 - F$ $h = 1.0 \text{ BTU/hr-ft}^2 - F$	0.3 0.15 0.075
3. Recipientes con Sistema de Aspersión	1.0
4. Servicios de Depreciación y Vaciado	1.0
5. Recipientes Bajo Suelo Cubiertos con tierra	0.0

PRECISION DE AJUSTE (PORC)	TEMPERATURA DE SATURACION (°C)	FACTOR DE CORRECCION K_{GH}											
		TEMPERATURA TOTAL (°C)											
		104	105	107	108	110	112	114	116	118	120	122	124
10	107	294	305	317	328	339	350	362	374	385	397	408	420
20	108	296	308	320	331	342	353	365	376	388	399	411	422
30	109	297	310	322	333	344	355	367	378	389	401	412	424
40	110	298	311	323	334	345	356	368	379	390	402	413	425
50	111	299	312	324	335	346	357	369	380	391	403	414	426
60	112	300	313	325	336	347	358	370	381	392	404	415	427
70	113	301	314	326	337	348	359	371	382	393	405	416	428
80	114	302	315	327	338	349	360	372	383	394	406	417	429
90	115	303	316	328	339	350	361	373	384	395	407	418	430
100	116	304	317	329	340	351	362	374	385	396	408	419	431
110	117	305	318	330	341	352	363	375	386	397	409	420	432
120	118	306	319	331	342	353	364	376	387	398	410	421	433
130	119	307	320	332	343	354	365	377	388	399	411	422	434
140	120	308	321	333	344	355	366	378	389	400	412	423	435
150	121	309	322	334	345	356	367	379	390	401	413	424	436
160	122	310	323	335	346	357	368	380	391	402	414	425	437
170	123	311	324	336	347	358	369	381	392	403	415	426	438
180	124	312	325	337	348	359	370	382	393	404	416	427	439
190	125	313	326	338	349	360	371	383	394	405	417	428	440
200	126	314	327	339	350	361	372	384	395	406	418	429	441
210	127	315	328	340	351	362	373	385	396	407	419	430	442
220	128	316	329	341	352	363	374	386	397	408	420	431	443
230	129	317	330	342	353	364	375	387	398	409	421	432	444
240	130	318	331	343	354	365	376	388	399	410	422	433	445
250	131	319	332	344	355	366	377	389	400	411	423	434	446
260	132	320	333	345	356	367	378	390	401	412	424	435	447
270	133	321	334	346	357	368	379	391	402	413	425	436	448
280	134	322	335	347	358	369	380	392	403	414	426	437	449
290	135	323	336	348	359	370	381	393	404	415	427	438	450
300	136	324	337	349	360	371	382	394	405	416	428	439	451
310	137	325	338	350	361	372	383	395	406	417	429	440	452
320	138	326	339	351	362	373	384	396	407	418	430	441	453
330	139	327	340	352	363	374	385	397	408	419	431	442	454
340	140	328	341	353	364	375	386	398	409	420	432	443	455
350	141	329	342	354	365	376	387	399	410	421	433	444	456
360	142	330	343	355	366	377	388	400	411	422	434	445	457
370	143	331	344	356	367	378	389	401	412	423	435	446	458
380	144	332	345	357	368	379	390	402	413	424	436	447	459
390	145	333	346	358	369	380	391	403	414	425	437	448	460
400	146	334	347	359	370	381	392	404	415	426	438	449	461
410	147	335	348	360	371	382	393	405	416	427	439	450	462
420	148	336	349	361	372	383	394	406	417	428	440	451	463
430	149	337	350	362	373	384	395	407	418	429	441	452	464
440	150	338	351	363	374	385	396	408	419	430	442	453	465
450	151	339	352	364	375	386	397	409	420	431	443	454	466
460	152	340	353	365	376	387	398	410	421	432	444	455	467
470	153	341	354	366	377	388	399	411	422	433	445	456	468
480	154	342	355	367	378	389	400	412	423	434	446	457	469
490	155	343	356	368	379	390	401	413	424	435	447	458	470
500	156	344	357	369	380	391	402	414	425	436	448	459	471
510	157	345	358	370	381	392	403	415	426	437	449	460	472
520	158	346	359	371	382	393	404	416	427	438	450	461	473
530	159	347	360	372	383	394	405	417	428	439	451	462	474
540	160	348	361	373	384	395	406	418	429	440	452	463	475
550	161	349	362	374	385	396	407	419	430	441	453	464	476
560	162	350	363	375	386	397	408	420	431	442	454	465	477
570	163	351	364	376	387	398	409	421	432	443	455	466	478
580	164	352	365	377	388	399	410	422	433	444	456	467	479
590	165	353	366	378	389	400	411	423	434	445	457	468	480
600	166	354	367	379	390	401	412	424	435	446	458	469	481
610	167	355	368	380	391	402	413	425	436	447	459	470	482
620	168	356	369	381	392	403	414	426	437	448	460	471	483
630	169	357	370	382	393	404	415	427	438	449	461	472	484
640	170	358	371	383	394	405	416	428	439	450	462	473	485
650	171	359	372	384	395	406	417	429	440	451	463	474	486
660	172	360	373	385	396	407	418	430	441	452	464	475	487
670	173	361	374	386	397	408	419	431	442	453	465	476	488
680	174	362	375	387	398	409	420	432	443	454	466	477	489
690	175	363	376	388	399	410	421	433	444	455	467	478	490
700	176	364	377	389	400	411	422	434	445	456	468	479	491
710	177	365	378	390	401	412	423	435	446	457	469	480	492
720	178	366	379	391	402	413	424	436	447	458	470	481	493
730	179	367	380	392	403	414	425	437	448	459	471	482	494
740	180	368	381	393	404	415	426	438	449	460	472	483	495
750	181	369	382	394	405	416	427	439	450	461	473	484	496
760	182	370	383	395	406	417	428	440	451	462	474	485	497
770	183	371	384	396	407	418	429	441	452	463	475	486	498
780	184	372	385	397	408	419	430	442	453	464	476	487	499
790	185	373	386	398	409	420	431	443	454	465	477	488	500
800	186	374	387	399	410	421	432	444	455	466	478	489	501
810	187	375	388	400	411	422	433	445	456	467	479	490	502
820	188	376	389	401	412	423	434	446	457	468	480	491	503
830	189	377	390	402	413	424	435	447	458	469	481	492	504
840	190	378	391	403	414	425	436	448	459	470	482	493	505
850	191	379	392	404	415	426	437	449	460	471	483	494	506
860	192	380	393	405	416	427	438	450	461	472	484	495	507
870	193	381	394	406	417	428	439	451	462	473	485	496	508
880	194	382	395	407	418	429	440	452	463	474	486	497	509
890	195	383	396	408	419	430	441	453	464	475	487	498	510
900	196	384	397	409	420	431	442	454	465	476	488	499	511
910	197	385	398	410	421	432	443	455	466	477	489	500	512
920	198	386	399	411	422	433	444	456	467	478	490	501	513
930	199	387	400	412	423	434	445	457	468	479	491	502	514
940	200	388	401	413	424	435	446	458	469	480	492	503	515
950	201	389	402	414	425	436	447	459	470	481	493	504	516
960	202	390	403	415	426	437	448	460	471	482	494	505	517
970	203	391	404	416	427	438	449	461	472	483	495	506	518
980	204	392	405	417	428	439	450	462	473	484	496	507	519
990	205	393	406	418	429	440	451	463	474	485	497	508	520
1000	206	394	407	419	430	441	452	464	475	486	498	509	521

TABLA No. 4.3.6.- FACTOR DE CORRECCION K_{GH} , PARA VALORES DE RELEVIO EN SERVICIO DE VAPOR DE AGUA.

Tabla No. 4.5.1 Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.

VALVULAS DE RELEVO			CONDICIONES DE RELEVO DE LA VALVULA				CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA (lb/hr)			
NUMERO PSV	EQUIPO PROCE-SIDO	ORIFICIO	PRESION DE RELEVO (PSIG)	TEMP. DE RELEVO (°F)	WAGA MOLECULAR	RESCAR-GA PUNTA (Barros)	FALLA DE 25% DE E.F. (Wholes)	PUNSO	SALIDA BLOQUE-ADA	FALLA DE REFLUJO
401	FA-401	4 X 6	71	329	67.7	47 929		47 929		
404	FA-402	4 L 6	475	436	66.2	131 894		131 894		
405	EA-403	2 H 3	467	459	65.1	32 637		32 637		
406	FA-404	4 H 6	111	297	54.9	56 963	56 963	14 517 PM=62.5 T=229	6 401 PM=54.5 T=229	
408	DA-401	4 H 6	276	235	52.7	131 050	131 050	43 254 PM=60.5 T=229	78 169 PM=58.9 T=229	131 050 PM=56.2 T=229
412	FA-405	1 1/2 3 2 1/2	266	245	56.3	9 349		9349	1 471 PM=54.5 T=229	
419 A-D	DA-402	6 H 8	62	213	76.8	422 800	422 800	16 932 PM=10.4 T=229		
421	EA-403 A-B	1 1/2 2	467	432	65.1	14 881		14 881		
424	FA-407	3 L 4	60	290	76.3	23 435		23 435		
436 A-B	EA-411 A-B	2 J 3	380	399	103.2	13 577		13 577		
438	FG-401	4 P 6	92.5	100	44.6	385 976			385 976	
439	FG-402	4 P 6	92.5	100	44.6	385 976			385 976	

Tabla No. 4.5.2 Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Internos Nos 3 y 4.

VALVULAS DE RELEVO			CONDICIONES DE RELEVO DE LA VALVULA				CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA (lb/hr)			
NUMERO FSU-	EQUIPO PROTE-GIBO	DEFINICION	PROCCION DE RELEVO (PSIG)	TEMP DE RELEVO (° F)	MASA RECOLECTAR	DESAR-CA NATURA (LB/HR)	FALLA DE AREA DE EMP. (M2/HR)	FUEGO	SALIDA BLOQUEADA	EXPANSION TERMICA
701/801	EA-701/801	4 P 4	87	870	278.5	79 780		79 780		
705/805	EA-704/804	1 1/2 G 2 L 2	90	380	26.3	32 400		32 400		
708/808	EA-712/802	4 P 6	131	325	27.2	28 520	28 520 NOTA 1			
715/811	EA-715/805	1 1/2 F 2	128	141	31.0	9 784		9 784		
712/812	EA-711/801	4 P 6	60	229	75.9	54 790	54 790 NOTA 2	54 790	54 790	
715/815	EA-704/804	2 J 2	63	300	52.4	9 499		9 499		
716/816	EA-704/804	4 W 4	150	120	50.0	306 144			306 144	
719/819	EA-700C/800C	1 1/2 F 2	150	327	50.0	19 430				19 430
720/820	EA-706A/806A	1 1/2 F 2	150	327	50.0	19 430				19 430
721/821	EA-706C/806C	1 1/2 G 2 L 2	140	946	296.8	10 439		10 439		
722/822	EA-706A/806A	1 1/2 G 2 L 2	140	946	296.8	10 439		10 439		
723/823	EA-707C/807C	2 J 2	140	946	296.8	29 960		29 960		
724/824	EA-707A/807A	2 J 2	140	946	296.8	29 960		29 960		
727/827	EA-704A/804A	1 1/2 H 2	80	700	165.8	13 898		13 898		
728/828	EA-704D/804D	1 1/2 H 2	80	700	165.8	13 898		13 898		
740/840	EA-704A/804A	2 L 4	140	936	37.4	154 320			154 320	
743/843	EA-704D/804D	2 L 4	140	936	37.4	154 320			154 320	

NOTAS: 1. Para operación con turbinas el flujo sera de 19,072 lb/hr.
2. Para operación con turbinas el flujo sera de 33,642 lb/hr.

Tabla No. 4.3.2 Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4. (Continuación)

VALVULAS DE RELEVO		CONDICIONES DE RELEVO DE LA VALVULA					CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA (lb/hr)			
NÚMERO PSV-	EQUIPO PROTEGIDO	CRITICIDAD	PROCESO DE RELEVO (PSV)	TEMP. DE RELEVO (°F)	PASA A RELEVO (LBS)	DESVIAR LA SALIDA (PSV)	FALLA DE EQUIPO (PSV)	FUGA	SALIDA AQUECIDA	EXPANSIÓN TERMO
744/844	DC-701 /901	1 1/2 2 1/2	900	430	481	28 750		28 750		
745/845	EA-702B /902B	2 1/2 4	900	399	460	29 810	2 2100 PARTIDA T-201T	29 810		
746/846	EA-702A /902A	2 1/2 4	900	399	460	29 810	2 2100 PARTIDA T-201T	29 810		
747/847	EA-703A /903A	1 1/2	109	540	270	NOMINAL		NOMINAL		
748/848	EA-703B /903B	1 1/2	109	540	270	NOMINAL		NOMINAL		
749/849	EA-705A /905A	1 1/2	90	550	750	NOMINAL		NOMINAL		
750/850	EA-705B /905B	1 1/2	90	540	750	NOMINAL		NOMINAL		
768/868	FD-701 /901	1 1/2	90	500	540	319 174			319 174	
769/869	FD-702 /902	1 1/2	90	500	540	319 174			319 174	

Tabla No. 4.5.3 Unidad Refinadora de Naftas No. 2.

VALVULAS DE RELEVO		CONDICIONES DE RELEVO DE LA VALVULA				CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA (lb/hr)				
NUMERO VALV.	GRUPO PROTE-GIHO	GRUPO IDENTIFICACION	POSICION DE RELEVO (P/S)	TEMP. DE RELEVO (°F)	PASA DE MOLECULAR	DESCARGA MAXIMA (lb/hr)	FALLA DE AGUA DE TRU. (lb/hr)	FUGAS (lb/hr)	SALIDA BLOQUEADA	FALLA DE ENERGIA ELECTRICA
501 A-2	FA-501	6 D 2	218	140	9.6	245 287 TOTAL	22 820 P/S-25 T-2207	22 820 P/S-25 T-2207		22 820 C/U
502	GB-502 1a ETAPA	2 1/2 D 4	324	302	10.8	26 242			26 242	
503	GB-503 1a ETAPA	2 1/2 D 4	434	302	10.8	24 242			24 242	
504	GB-504 2a ETAPA	1 1/2 D F 1/2	1 964	229	18.2	21 510			21 510	
505	GB-505 2a ETAPA	1 1/2 D 2 1/2	1 964	229	18.2	21 510			21 510	
506	FA-507	1 1/2 F 2	434	297	34.2	17 948		17 948		
507	DA-501	4 H 6	218	167	47.4	142 846	142 846			
508	EA-506 A-2	1 1/2 F 2	288	120	34.4	9 720.8		9 720.8		
509	EA-506 C-2	1 1/2 F 2	388	120	34.4	9 720.8		9 720.8		
541	FA-507	1 1/2 G 2 1/2	180	229	62.0	3 529		1 029 P/S-25 T-2247	3 529	

Tabla No. 4.5.4 Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.

VALVULAS DE RELEVO			CONDICIONES DE RELEVO DE LA VALVULA				CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA (lit/hr)			
NUMERO PSV	COLORED PROTECTOR	ORIFICIO	PRESION DE RELEVO (PSIG)	TEMP. DE RELEVO (°F)	MASA MOLECULAR	DESCARGA MAXIMA (lit/hr)	FALLA DE AGUA DE EXP. (lit/hr)	FUEGO	SALIDA BUBBLE-ADA	FALLA DE REFLUJO
620	FA-620	1 1/2 Ø 2	100	134	30.2	3 691		3 691		
622	DA-622	3 L 4	100	150	27.9	10 540		3 403 PM=24 T=204F	10 540	
623	FA-622	1 1/2 Ø 2	300	438	32.4	21 074		11 444 PM=25 T=180F	21 074	
624	FA-623	6 Ø 8	100	150	63.0	478 506		3 102 PM=24 T=202F	478 506	
611	DA-623	4 Ø 8	50	298	21.5	31 090	31 090	4 506 PM=22 T=223F		
618	HA-622	1 1/2 Ø 2	78	250	77.0	2 435		2 403		
619	DA-604	4 H 6	500	270	39.6	60 339	60 339	20 050 PM=20.5 T=222F		
621	EA-612 A-B	1 1/2 Ø 2 1/2	100	200	50.5	8 076		8 076		
624	DA-606	6 Ø 8	150	160	57.0	100 302	100 302	3 372 PM=20.5 T=180F		
620	EA-611 A-B	1 1/2 Ø 2	100	176	57.0	3 620		3 620		
622	DA-620	1 1/2 Ø 2	500	190	36.2	14 423		14 423		
626	EA-617	1 1/2 Ø 2 1/2	100	300	76.2	7 958		7 958		
627	A-B	DA-607	6 Ø 8	65	107.5	7.1	250 916	253 916 PM=75 T=222F		
641	EA-615 A-B	1 1/2 Ø 2	150	246	70.4	5 087		5 087		
644	DA-610	2 L 3	50	308	99.5	7 757	7 757	5 772 PM=125.7 T=140F		
647	EA-621	1 1/2 Ø 2	130	375	98.0	4 450		4 450		
649	EA-623	1 1/2 Ø 2	120	523	105.6	5 294		5 294		
650	DA-624	3 Ø 4	50	442	104.7	12 005		3 005 PM=115 T=230F	12 005	

Tabla No. 4.3.4 Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2. (Continuación)

VALVULAS DE RELEVO			CONDICIONES DE RELEVO DE LA VALVULA				CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA (litros/hr)			
NÚMERO DE V.	EQUIPO PROPUESTO	ORIFENIO	PRESION DE RELEVO (PSID)	TEMP. DE RELEVO (°F)	MASA MOLECULAR	DEBIDA LA MAXIMA (litros/hr)	FALLA DE VALVULA DE ENF. (Wicks etc)	FUGAS	SALIDA BUBBLE-SCA	FALLA DE REFLUJO
603	EA-604	1 1/2" F	105	460	375.0	4 772		4 772		
604	FA-601	1 1/2" Ø P 1/2"	285	124	32.5	15 000		15 000		
608	FA-613	2 H 3"	315	275	42.5	31 100		31 100		
609/660	EA-604 AB/CB	1 1/2" F	50	290	18.0	1 300		1 300		
662	FA-604	1 1/2" Ø P 1/2"	30	290	18.0	1716		1716		
663	EA-603 A-B	1 1/2" F 2"	495	290	50.5	28 012		28 012		

Tabla No. 4.6.1 Análisis por Fuego, Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No. 2.

AREA DE RIESGO	EQUIPOS INCLUIDOS	VALVULAS DE RELIEVO	CLASE DE PRESION	PASA A RELEVAR (lb/hr)
1	FA-407, EA-411 A-B	PSV-424, PSV-436 A-B	BAJA PRESION	27 012
2	EA-402, EA-408 A-B	PSV-419 A-D	BAJA PRESION	16 922
3	FA-404, FA-405, EA-406 A-B	PSV-406	BAJA PRESION	14 617
4	FA-401	PSV-401	BAJA PRESION	47 929
5	EA-401, FA-403, EA-410, FA-408, EA-407 A-B	PSV-408, PSV-412	ALTA PRESION	52 503
6	EA-405 A-B	PSV-405	ALTA PRESION	22 837
7	FA-402, FA-403, EA-404 A-D	PSV-404	ALTA PRESION	154 998
8	EA-401 A-D, EA-402 A-D, EA-403 A-D	PSV-421	ALTA PRESION	14 981

Tabla No. 4.6.2 Análisis por Fuego, Unidades Hidrosulfuradoras
de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.

ÁREA DE RIESGO	EQUIPOS DIBALANCEADOS	VALVULAS DE RELIEVO	CLASE DE DESFOQUE	MASA A RELEVAR (lb/hr)
9	FA-705, EA-705 A-B	PSV-715, PSV-749, PSV-750	BAJA PRESSION	8 700
10	DA-701, FA-705, EA-704 A-F, EA-702 A-B	PSV-712, PSV-727, PSV-728, PSV-711, PSV-747, PSV-748	BAJA PRESSION	50 061
11	DA-702, EA-708, EA-706 A-D,	PSV-721, PSV-722,	BAJA PRESSION	20 878
12	EA-707 A-D	PSV-723, PSV-724	BAJA PRESSION	59 900
13	FA-701	PSV-701	BAJA PRESSION	79 780
14	FA-704, EA-702 A-B	PSV-705, PSV-745, PSV-746	ALTA PRESSION	92 030
15	DC-701, EA-701 A-H	PSV-744	ALTA PRESSION	28 253
16	FA-805, EA-805 A-B	PSV-815, PSV-849, PSV-850	BAJA PRESSION	8 700
17	DA-801, FA-805, EA-804 A-F, EA-802 A-B	PSV-812, PSV-827, PSV-828, PSV-811, PSV-847, PSV-848	BAJA PRESSION	50 061
18	EA-802, EA-808, EA-806 A-D, EA-807 A-B	PSV-821, PSV-822, PSV-823, PSV-824	BAJA PRESSION	80 778
19	FA-801	PSV-801	BAJA PRESSION	79 780
20	FA-804, EA-802 A-B	PSV-805, PSV-845, PSV-846	ALTA PRESSION	92 030
21	DC-801, EA-801 A-H	PSV-844	ALTA PRESSION	28 253

Tabla No. 4.6.3 Análisis por Fuego, Unidad Reformadora de Naftas No. 2.

AREA DE RIESGO	ENIPES INVOLUCRADOS	VALVULAS DE RELEVO	CLASE DE PRESION	MASA A RELEVWP (lb/hr)
22	DA-501, FA-504, EA-504 A-B, EA-505 A-B, EA-506 A-B, EA-507 A-B	PSV-508, PSV-509	ALTA PRESION	19 847
23	FA-503	PSV-506	ALTA PRESION	17 960
24	FA-501, FA-502, EA-502 A-B, EA-503 A-D,	PSV-501 A-B	ALTA PRESION	93 937
25	FA-507	PSV-541	BAJA PRESION	1 332

Tabla No. 4.3.4 Análisis por Fuego, Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.

AREA DE RIESGO	EQUIPOS INCLUIDOS	VALVULAS DE RELEVO	CLASE DE DESFOGUE	MASA A RELEVAR (lb/hr)
26	FA-508, DA-508, EA-618, EA-619, EA-620	PSV-644, PSV-647	BAJA PRESION	10 223
27	FA-610, EA-621, EA-622, EA-623, EA-624, DA-609	PSV-649, PSV-650, PSV-653	BAJA PRESION	22 027
28	EA-616, EA-607, FA-608, EA-617, EA-614 A-D, EA-615 A-B	PSV-638, PSV-641, PSV-637 A-B	BAJA PRESION	34 305
29	EA-611 A-B, EA-612 A-B	PSV-623, PSV-628	BAJA PRESION	11 711
30	FA-603, EA-610, DA-606, FA-607, FG-601 A-C, FG-602 A-B, EA-609 A-D	PSV-604, PSV-624	BAJA PRESION	6 696
31	FA-606, EA-607, DA-605, EA-608, EA-613	PSV-633	ALTA PRESION	14 423
32	DA-602, DA-601	PSV-602	ACIDO	2 433
33	EA-606, DA-604, FA-605, EA-605 A-D, EA-625 A-B	PSV-619, PSV-663	ALTA PRESION	81 064
34	FA-613, FA-611, DA-610	PSV-656, PSV-658	ALTA PRESION	46 102
35	DA-603, FA-604, EA-604 A-D, EA-603 A-B	PSV-611, PSV-660, PSV-661, PSV-662	ACIDO	7 662
36	FA-601	PSV-601	ACIDO	3 894
37	HA-612	PSV-618	BAJA PRESION	2 433
38	FA-602	PSV-603	ALTA PRESION	13 466

**Tabla No. 4.6.5 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento,
Unidad Hidrosulfuradora de Naftas No.2.**

VALVULA DE RELEVO	EQUIPO PROTEGIDO	CLASE DE DESFOQUE	MASA A RELEVAR (lb/hr)
PSV-406	CA-404	BAJA PRESION	51 945
PSV-408	DA-401	ALTA PRESION	131 050
PSV-419 A-D	DA-402	BAJA PRESION	473 850

Desfogue de Alta Presión, Máx. = 131,050 lb/hr.

Desfogue de Baja Presión, Máx. = 473,845 lb/hr.

Tabla No. 4.6.4 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento,
 Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados
 Intermedios Nos. 3 y 4.

VALVULA DE RELIEVO	EQUIPO PROTEGIDO	CLASE DE DESFOQUE	MASA A RELEVAR (lb/hr)
PSV-708	DA-702	BAJA PRESSION	28 531
PSV-712	DA-701	BAJA PRESSION	54 790
PSV-745	EA-702 B	ALTA PRESSION	5 213.5
PSV-746	EA-702 A	ALTA PRESSION	5 213.5
PSV-808	DA-802	BAJA PRESSION	28 531
PSV-812	DA-801	BAJA PRESSION	54 790
PSV-845	EA-802 B	ALTA PRESSION	5 213.5
PSV-846	EA-802 A	ALTA PRESSION	5 213.5

Desfoque de Alta Presión, Máx. = 20,654 lb/hr.

Desfoque de Baja Presión, Máx. = 166,642 lb/hr.

Tabla No. 4.6.7 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento, la Unidad Refrescadora de Naftas No. 2.

VALVULA DE RELEVO	EQUIPO PROTEGIDO	CLASE DE DESFOQUE	MASA A RELEVAR (lb/hr)
PSV-501 A-B	FA-501	ALTA PRESION	32 725
PSV-507	DA-501	ALTA PRESION	143 045

Desfogue de Alta Presión, $M_{MAX} = 175,791$ lb/hr.

Nota:

A falla de Energía Eléctrica, las válvulas de relevo PSV-501 A-B, descargarán un flujo máximo de 245,297 lb/hr, el cual se empleará para el dimensionamiento del subcabezal de alta presión de esta Unidad.

**Tabla No. 4.6.8 Análisis por Falla de Agua de Enfriamiento,
Unidad Tratadora y Fraccionadora de
Hidrocarburos No. 2.**

VALVULA DE RELEVO	EQUIPO PROTEGIDO	CLASE DE DESFOQUE	MASA A RELEVAR (lb/hr)
PSV-611	DA-603	ACIDO	31 090
PSV-619	DA-604	ALTA PRESION	62 339
PSV-624	DA-606	BAJA PRESION	105 302
PSV-637 A-B	DA-607	BAJA PRESION	250 916
PSV-644	DA-608	BAJA PRESION	7 757
PSV-650	DA-609	BAJA PRESION	5 982

Desfoque de Alta Presión, $W_{d\&}$ = 62,339 lb/hr.

Desfoque de Baja Presión, $W_{d\&}$ = 369,957 lb/hr.

Desfoque Acido, $W_{d\&}$ = 31,090 lb/hr.

Tabla No. 54 Análisis por Fallo de Agua de Enfriamiento.

CÓDIGO	SERVICIO	PRECION DE OPERACION (kg/cm ²)	PSV	TIPO DE DESFOFOREO	PCSO RELEVANTE	FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO A FALLA DE AGUA DE OPERACION (m ³ /hr)	CAUSA DE RAMADA HASTA A RELEVAR	FLUJO NOMINALE AL APLICAR LOS NUEVOS CRITERIOS DE DISEÑO (m ³ /hr)	ACCIONES
GA-404	Ter. Tanque de separación de gases (GA-404)	89.6	404	Baja Presion	14.8	33 963	-Fallo de agua de enfriamiento	33 963	-----
GA-401	Ignia Distribucion	233.8	408	Alta Presion	52.7	121 858	-Fallo de agua de enfriamiento -Fallo de refugio (GA-401) (m ³ /hr)	0	Corte de combustible a GA-401. Para de GA-404/RT.
GA-402	Ignia Distribucion	20.4	419 A-B	Baja Presion	38.8	422 888	-Fallo de agua de enfriamiento	0	Corte de combustible a GA-402. Para de GA-402/RT.
GA-301 (GA-301)	Torre Fraccionador	20.6	301 (302)	Baja Presion	75.9	34 750 (Por Unidad)	-Fallo de agua de enfriamiento	0	Corte de gas combustible a GA-301 (GA-302) y Para de bomba GA-303/RT (GA-303/RT).
GA-302 (GA-302)	Torre Absorcion	89.6	308 (308)	Baja Presion	27.2	20 530 (Por Unidad)	-Fallo de agua de enfriamiento	0	Corte al suministro de vapor de agotamiento.
GA-303 (GA-303)	Extractor del sulfuro del reactor	163.8	303-146 (345-345)	Alta Presion	42.0	32 487 (Por Unidad a-B)	-Fuego controlado por la bomba a-B.	32 487 (Por Unidad a-B)	-----
GA-304	Ignia Exhaucion	264.0	307	Alta Presion	47.4	143 046	-Fallo de agua de enfriamiento	50 027 (Operando en 50% de carga) (GA-304) (m ³ /hr)	Corte de combustible a GA-304. Para de GA-304/RT.
GA-305	Tanque separador de gases calientes	102.0	305 A-B	Alta Presion	7.6	33 725	-Fallo de energias electricas controladas.	33 725	-----
GA-403	Torre Absorcion de CO ₂	89.6	411	Alta Presion	24.5	32 030	-Fallo de agua de enfriamiento	32 030 (Operando en 50% de carga) (GA-403) (m ³ /hr)	Corte de vapor al GA-403 a-B.

Tabla No. 5.4 Análisis por Fallo de Agua de Enfriamiento (Continuación)

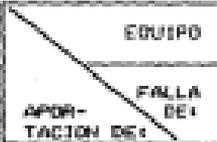
COMP	SERVICIO	PRESION DE OPERACION (psig)	PIV	TIPO DE DESFOGUE	PCSD CELAR	VOLUMEN DE AGUA A FALLA DE SERVICIO (GPM)	CAUSA DE MANEJO PARA ABELEVAR	FLUJO REQUERIDO SI SE APLICAN LOS MEJORES CRITERIOS DE DISEÑO (GPM)	ACCIONES
CA-604	Torre Desaglomeradora	442.8	678	Alta Presion	28.6	62 218	Fallo de agua de enfriamiento	0	Corte de vapor al CA-606
CA-606	Torre Desaglomeradora	638	684	Baja Presion	33.3	123 300	Fallo de agua de enfriamiento	0	Corte de vapor al CA-612
CA-607	Torre Desaglomeradora	24.8	687 A-B	Baja Presion	11.4	830 916 (Total)	Fallo de agua de enfriamiento	0	Corte de vapor al CA-618
CA-608	Procesador Fraccionador	85	644	Baja Presion	99.5	7 787	Fallo de agua de enfriamiento	0	Corte de vapor al CA-607
CA-609	Separador Fraccionador	43	686	Baja Presion	134.7	8 982	Fuego (12 000 gal/hr)	0	Corte de vapor al CA-618

Tabla No. 5.4.5.A Desfogue de Baja Presión.

EUQUIPO	DA-402	DA-701 (DA-801)	DA-702 (DA-802)	DA-806	DA-807	DA-808	DA-809
PSV	419 A-D	712/812	708/808	824	837 A-B	844	850
GASTO (lb/hr)	422 880	109 580	57 042	105 202	250 916	7 757	5 982
PSV-406	50 965	50 965	50 965	50 965	50 965	50 965	50 965
TOTAL (lb/hr)	473 845	160 545	108 027	156 267	301 881	58 722	56 947

† Caso crítico, flujo máximo de relevo que define el diámetro del cabezal.

Tabla No. 5.4.5.B Desfogue de Alta Presión.

 EQUIPO	EA-401	EA-702A-B EA-802A-B	EA-501	EA-501	EA-604
	FALLA DE:	PSV-408	PSV-745, PSV-746 (PSV-845, PSV-846)	PSV-507	PSV-501 A-B
PSV-408	131 950	0	0	0	0
PSV-745, PSV-746 (PSV-845, PSV-846)	20 854	20 854	20 854	20 854	20 854
PSV-507	85 827	85 827	143 046	85 827	85 827
PSV-501 A-B	33 735	33 735	33 735	33 735	33 735
PSV-619	0	0	0	0	62 339
TOTAL (lb/hr)	271 466	140 416	197 635	140 416	202 755

† Caso crítico, flujo máximo de relevo que define el diámetro del cabezal.

Tabla No. 5.4.6 Flujo a Relajar Resonante Total.

EQUIPO	VALVULAS PSV-	TIPO DE DESFOQUE	FLUJO DE DISEÑO A FALLA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO (lb/hr)	FLUJO RESONANTE AL APLICAR LAS NUEVAS CONSIDERACIONES DE DISEÑO. (lb/hr)	DESCRIPCIONES
FA-404	406	BAJA PRESION	50 945	50 945	NOTA 1
EA-700A-B EA-800A-B	745, 746 845, 846	ALTA PRESION	20 854	20 854	NOTA 1
DA-501	507	ALTA PRESION	143 046	85 827	NOTA 2
FA-501	501 A-B	ALTA PRESION	33 735	33 735	NOTA 1
DA-603	611	ACIDO	31 090	12 436	NOTA 3

FLUJO RESONANTE TOTAL = 203 817 lb/hr

Notas:

1. No hay acción de protección.
2. Persiste un 60% de carga térmica en el EA-505 A-B.
3. Persiste un 40% de carga térmica en el EA-401 A-B.

Tabla No. 5.4.9 Evaluación de la Red de Desfogue del "Sector de Gasolina II".

CONCEPTO	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)
Módulo receptor a Falla de agua de enfriamiento, cuando pasan que el sistema de protección opera satisfactoriamente.	12 438	30 965	140 436	140 418	28 854	30 965	0	0	119 842	30 965
Módulo receptor a Falla de agua de enfriamiento, cuando pasan que falla el sistema de protección.	31 090	473 845	271 466	271 466	151 958	473 845	252 906	62 339	176 706 245 227 (Fallo de energía eléctrica)	473 845
Sumatoria (teórica)	16	36	20	16	16	24	16	9	16	24
Comprobación (%)	20.76	24.58	69.69	36.98	78.47	86.12	23.47	39.82	76.56	27.32
Observaciones	* Caso crítico del sub-sistema	* Caso crítico del sub-sistema	* Caso crítico del sub-sistema	* Caso crítico del sub-sistema						

Tabla No. 5-4-9 Evolución de la Red de Desfogue del "Sector de Gasolinas II".(Cont...)

CONCEPTO	(10)	(11)	(12)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)
Masa a retirar a favor de agua de consumo doméstico considerando el sistema de protección contra incendios.	0	0	20 834	12 436	0	0	0	0	0	0
Masa a retirar a favor de agua de consumo doméstico considerando el sistema de protección.	100 000	94 700	20 834	31 947	120 436	105 456	185 700	200 700	180 700	180 700
Diferencia (superavit)	12	16	0	12	10	10	12	12	12	12
Costo (pesos)	2026	1936	5016	2000	2349	2349	2824	2846	2878	2850
Observaciones	* Caso crítico	* Caso crítico del sub-sistema	* Caso crítico	* Caso crítico						

Tabla No. 5.4.9 Evaluación de la Red de Desfogue del "Sector de Gasolinas II". (Cont...)

CONCEPTO	(21)	(22)	(23)	(24)	(25)	(26)	(27)	(28)	(29)	(30)
Masa mínima a falta de agua en el fragmento, considerando que el estado de protección es, adecuadamente, bueno	50 965	50 965	0	0	65 627	33 735	16 867.5	16 867.5	0	104 427
Masa mínima a falta de agua en el fragmento, considerando que el estado de protección es, adecuadamente, malo	50 965	50 965	54 790	62 309	143 646	33 735	16 867.5	16 867.5	128 050	10 427
Déficit (excedente)	0	0	30	0	0	16	16	10	0	0
Contingencia (gas)	28.08	29.93	19.24	42.71	49.35	58.24	85.81	85.03	31.44	50.18
Reservaciones						Falta de energía eléctrica	Falta de energía eléctrica	Falta de energía eléctrica	Costo	

Tabla No. 5.8 Tabla comparativa de resultados finales obtenidos para el Sistema de Desfogue por Falla de Agua de Enfriamiento para el Sector de Gasolinas II de la Refinería de Tula Hgo.

CONCEPTO	DESFOGUE DE ALTA PRESION	DESFOGUE DE BAJA PRESION	DESFOGUE ACIDO
HASA A RELEVOR ANTERIOR (lb/hr)	391 034	1 010 444	31 090
HASA A RELEVA ACTUAL (lb/hr)	271 466	473 845	31 090
DIAMETRO ANTERIOR/ACTUAL (pulgadas)	30/20	42/24	14/14
PESO MOLECULAR ANTERIOR/ACTUAL	15.97/30.26	54.35/73.77	19/19
CONTRAPRESION ANTERIOR/ACTUAL (psia)	52.6/40.2	24.5/21.8	23.9/23.9
TEMP. EN L.B. ANTERIOR/ACTUAL (°C)	74.3/72.3	94.9/107.2	142.7/142.7

Nota: La presión barométrica en Tula Hidalgo es de 11.3 psia.

APENDICE B

FIGURAS

SECTOR DE GASOLINAS II
REFINERIA "MIGUEL HIDALGO", TULA, HIDALGO

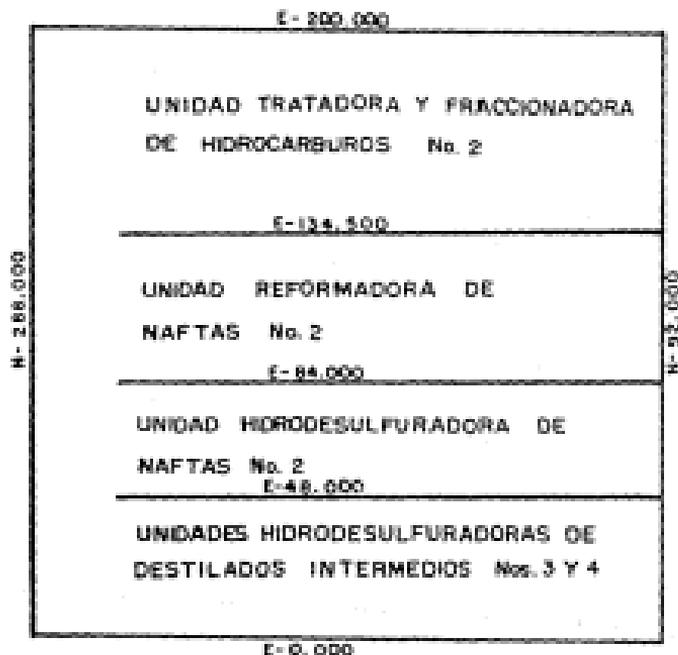
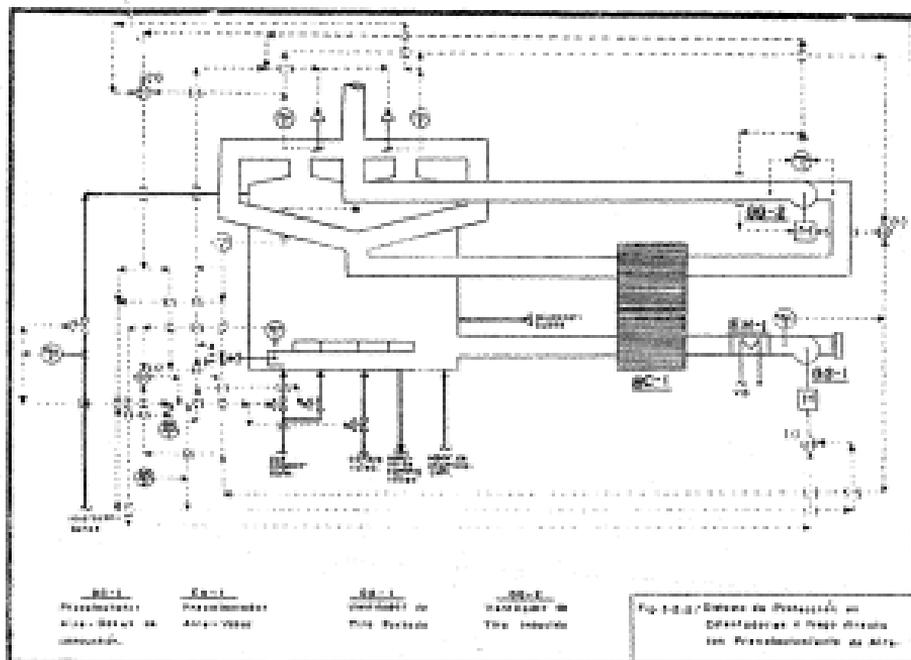


FIGURA No. 2.1
LOCALIZACION GENERAL DEL
SECTOR DE GASOLINAS II, DENTRO
DE LA REFINERIA.

TULA, HGO.



N O M E N C L A T U R A.

BS-1	Botón de disparo de quemadores.
BS-2	Botón de disparo total.
PSLL-1	Interruptor por bajo flujo de hidrocarburos.
PSL-1	Interruptor por baja presión de aire en la descarga del Ventilador de Tiro Forzado.
PDSL-1	Interruptor por baja presión diferencial del Ventilador de Tiro Inducido.
PSH-1	Interruptor por alta presión de gases de combustión en el Hogar.
ISH-1	Interruptor por apertura de Cajas de Viento.
ISL-1	Interruptor por no apertura de las Mamparas del Tiro de la Chimenea.
ISL-2	Interruptor por no apertura de las Mamparas del Tiro de la Chimenea.

N O T A S.

1.- Los operadores lógicos I tendrán las siguientes funciones:

- 1-1) Dispara el Horno a paro de GS-2 y no apertura de las Mamparas del Tiro de la Chimenea.
- 1-2) Impide el corte de combustible por paro de GS-1, si se encuentran abiertas las Cajas de Viento.
- 1-3) Paro de GS-2 hasta tener abiertas las Mamparas del Tiro de la Chimenea.
- 1-4) Impide el paro de GS-1, si se encuentran cerradas las Cajas de Viento.

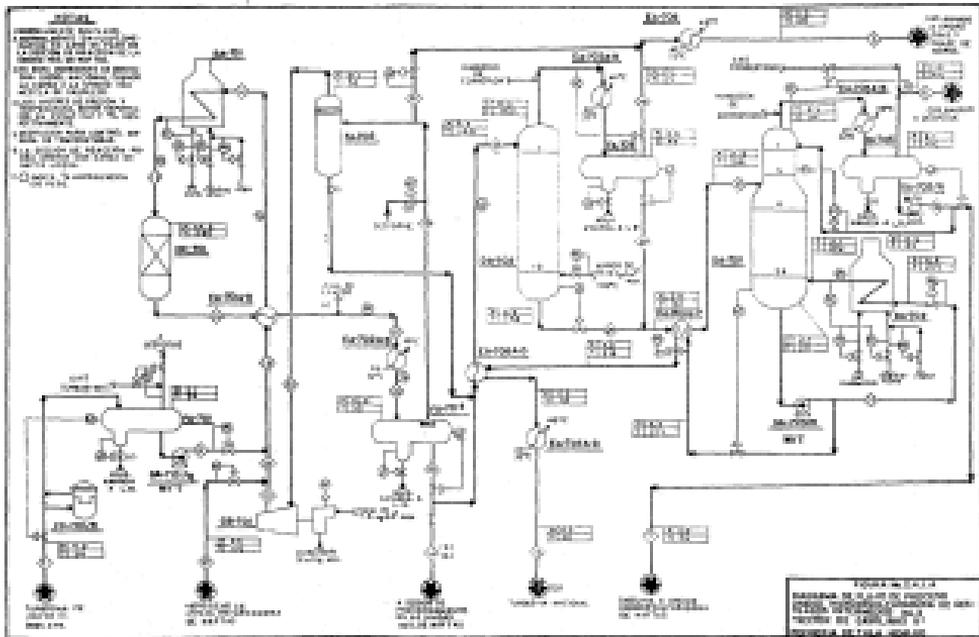


FIG. 1

- 1. CONDENSER
- 2. REFRIGERANT COMPRESSOR
- 3. EXPANSION VALVE
- 4. EVAPORATOR
- 5. CONDENSER
- 6. REFRIGERANT COMPRESSOR
- 7. EXPANSION VALVE
- 8. EVAPORATOR
- 9. CONDENSER
- 10. REFRIGERANT COMPRESSOR
- 11. EXPANSION VALVE
- 12. EVAPORATOR
- 13. CONDENSER
- 14. REFRIGERANT COMPRESSOR
- 15. EXPANSION VALVE
- 16. EVAPORATOR
- 17. CONDENSER
- 18. REFRIGERANT COMPRESSOR
- 19. EXPANSION VALVE
- 20. EVAPORATOR

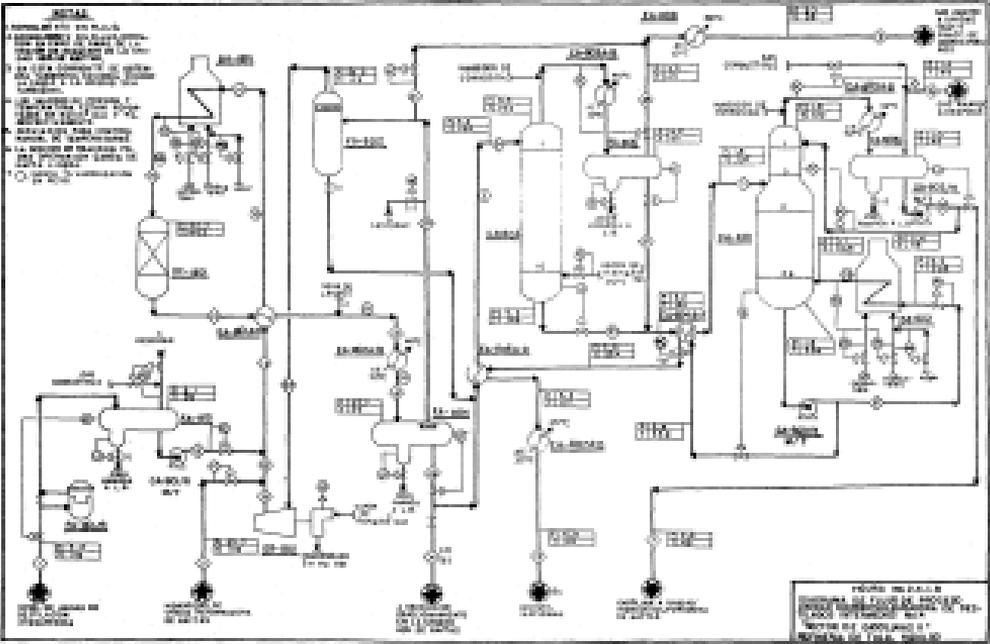
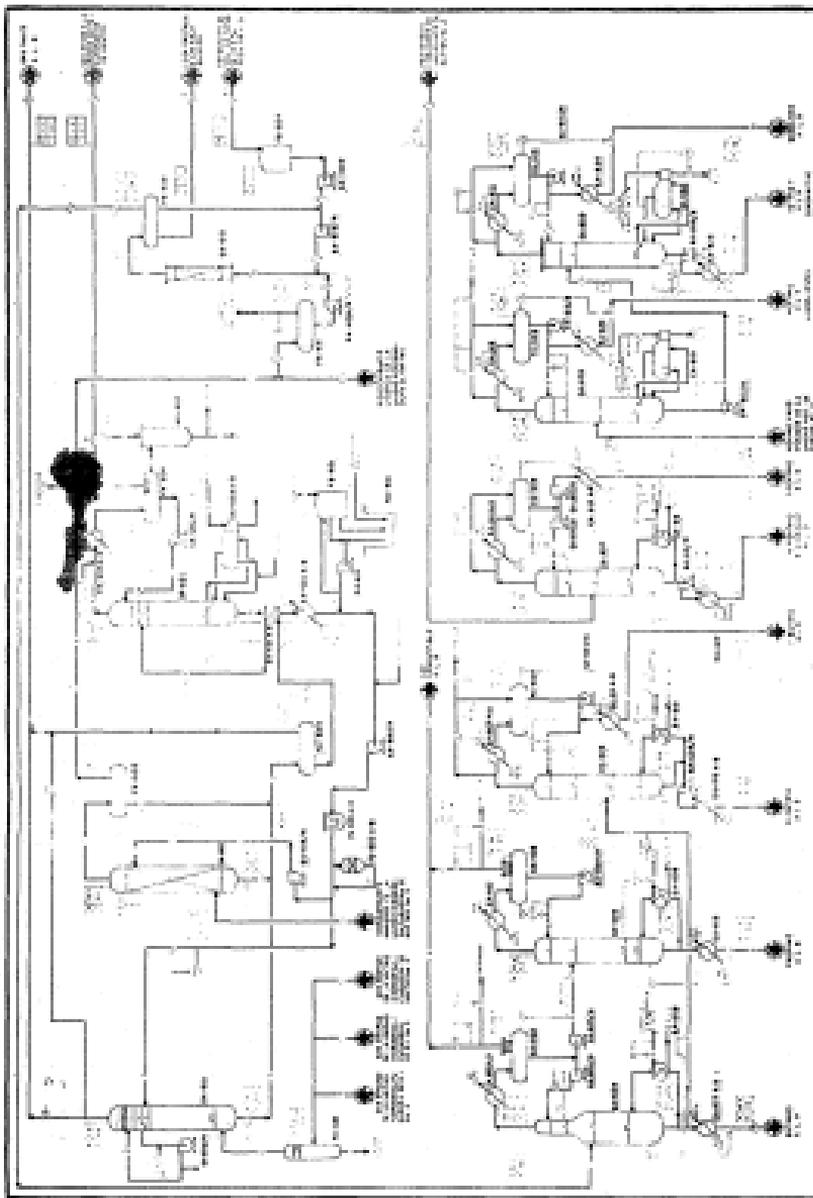


FIG. 1
CONDENSER
REFRIGERANT COMPRESSOR
EXPANSION VALVE
EVAPORATOR



1000
 1001
 1002
 1003
 1004
 1005
 1006
 1007
 1008
 1009
 1010
 1011
 1012
 1013
 1014
 1015
 1016
 1017
 1018
 1019
 1020
 1021
 1022
 1023
 1024
 1025
 1026
 1027
 1028
 1029
 1030
 1031
 1032
 1033
 1034
 1035
 1036
 1037
 1038
 1039
 1040
 1041
 1042
 1043
 1044
 1045
 1046
 1047
 1048
 1049
 1050
 1051
 1052
 1053
 1054
 1055
 1056
 1057
 1058
 1059
 1060
 1061
 1062
 1063
 1064
 1065
 1066
 1067
 1068
 1069
 1070
 1071
 1072
 1073
 1074
 1075
 1076
 1077
 1078
 1079
 1080
 1081
 1082
 1083
 1084
 1085
 1086
 1087
 1088
 1089
 1090
 1091
 1092
 1093
 1094
 1095
 1096
 1097
 1098
 1099
 1100

1101
 1102
 1103
 1104
 1105
 1106
 1107
 1108
 1109
 1110
 1111
 1112
 1113
 1114
 1115
 1116
 1117
 1118
 1119
 1120
 1121
 1122
 1123
 1124
 1125
 1126
 1127
 1128
 1129
 1130
 1131
 1132
 1133
 1134
 1135
 1136
 1137
 1138
 1139
 1140
 1141
 1142
 1143
 1144
 1145
 1146
 1147
 1148
 1149
 1150
 1151
 1152
 1153
 1154
 1155
 1156
 1157
 1158
 1159
 1160
 1161
 1162
 1163
 1164
 1165
 1166
 1167
 1168
 1169
 1170
 1171
 1172
 1173
 1174
 1175
 1176
 1177
 1178
 1179
 1180
 1181
 1182
 1183
 1184
 1185
 1186
 1187
 1188
 1189
 1190
 1191
 1192
 1193
 1194
 1195
 1196
 1197
 1198
 1199
 1200

1201
 1202
 1203
 1204
 1205
 1206
 1207
 1208
 1209
 1210
 1211
 1212
 1213
 1214
 1215
 1216
 1217
 1218
 1219
 1220
 1221
 1222
 1223
 1224
 1225
 1226
 1227
 1228
 1229
 1230
 1231
 1232
 1233
 1234
 1235
 1236
 1237
 1238
 1239
 1240
 1241
 1242
 1243
 1244
 1245
 1246
 1247
 1248
 1249
 1250
 1251
 1252
 1253
 1254
 1255
 1256
 1257
 1258
 1259
 1260
 1261
 1262
 1263
 1264
 1265
 1266
 1267
 1268
 1269
 1270
 1271
 1272
 1273
 1274
 1275
 1276
 1277
 1278
 1279
 1280
 1281
 1282
 1283
 1284
 1285
 1286
 1287
 1288
 1289
 1290
 1291
 1292
 1293
 1294
 1295
 1296
 1297
 1298
 1299
 1300

1301
 1302
 1303
 1304
 1305
 1306
 1307
 1308
 1309
 1310
 1311
 1312
 1313
 1314
 1315
 1316
 1317
 1318
 1319
 1320
 1321
 1322
 1323
 1324
 1325
 1326
 1327
 1328
 1329
 1330
 1331
 1332
 1333
 1334
 1335
 1336
 1337
 1338
 1339
 1340
 1341
 1342
 1343
 1344
 1345
 1346
 1347
 1348
 1349
 1350
 1351
 1352
 1353
 1354
 1355
 1356
 1357
 1358
 1359
 1360
 1361
 1362
 1363
 1364
 1365
 1366
 1367
 1368
 1369
 1370
 1371
 1372
 1373
 1374
 1375
 1376
 1377
 1378
 1379
 1380
 1381
 1382
 1383
 1384
 1385
 1386
 1387
 1388
 1389
 1390
 1391
 1392
 1393
 1394
 1395
 1396
 1397
 1398
 1399
 1400

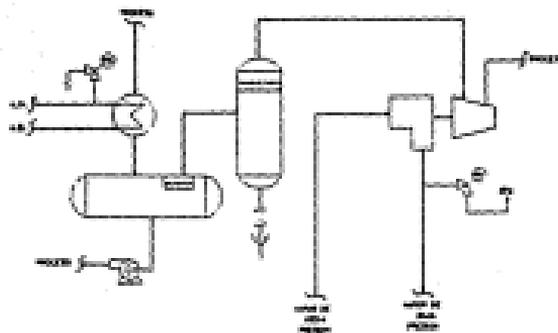


FIG. 4.21 A SISTEMA DE RELIEVO ABIERTO

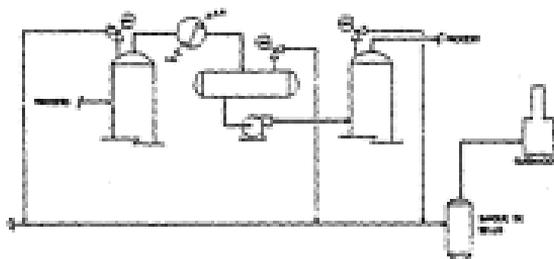


FIG. 4.21 B SISTEMA DE RELIEVO CERRADO

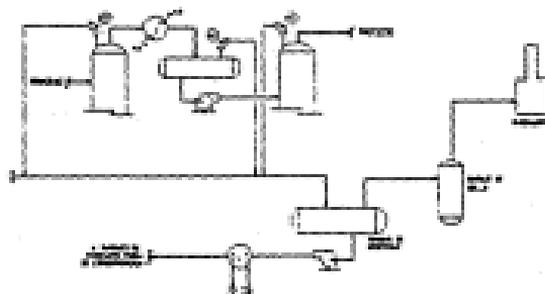
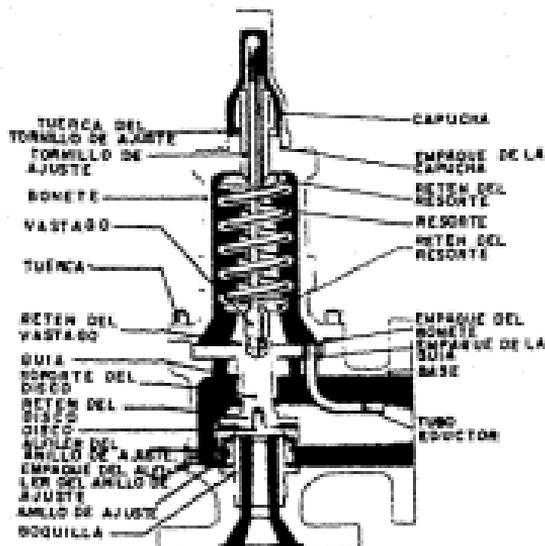
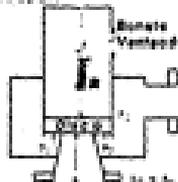


FIG. 4.21 C SISTEMA DE RELIEVO DE RECUPERACION

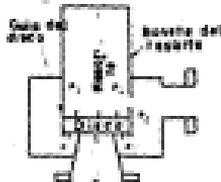


BOMETE VENTEAADO A LA ATMOSFERA



$P_1 > P_2 > P_3 > P_4$
LA CONTRAPRESION HACE DISMINUIR LA PRESION DE AJUSTE

BOMETE NO VENTEAADO



$P_1 > P_2 > P_3 > P_4$
LA CONTRAPRESION INCREMENTA LA PRESION DE AJUSTE

FIGURA No. 4.3.8: CARACTERÍSTICAS DE LAS VALVULAS DE RÉLEVO CONVENCIONALES

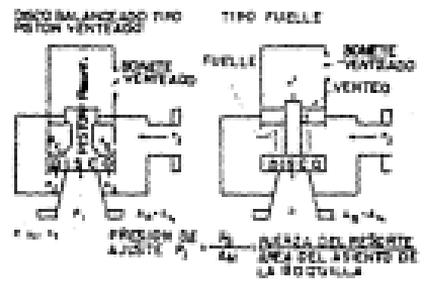
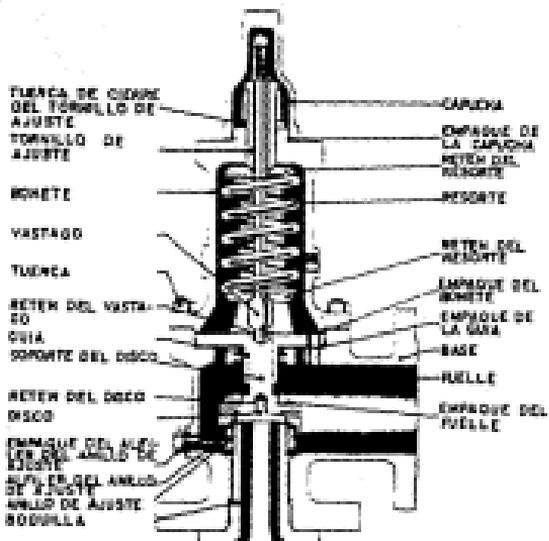


FIGURA No. 4.3b- CARACTERISTICAS DE LAS VALVULAS DE RELIEVO BALANZADAS

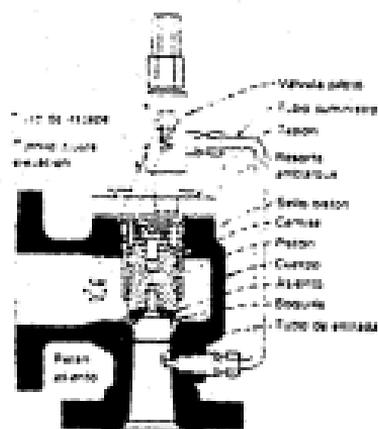


FIGURA 4.3.21 VALVULA DE RELEVO OPERADA POR PILOTO

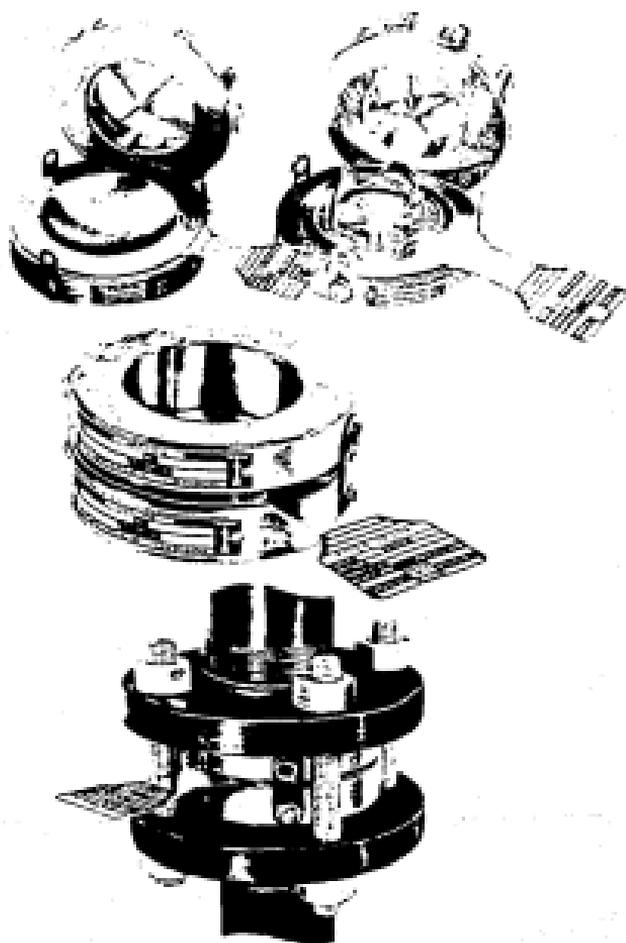


Figura No. 4.3.3. Ojerna de Sutura.

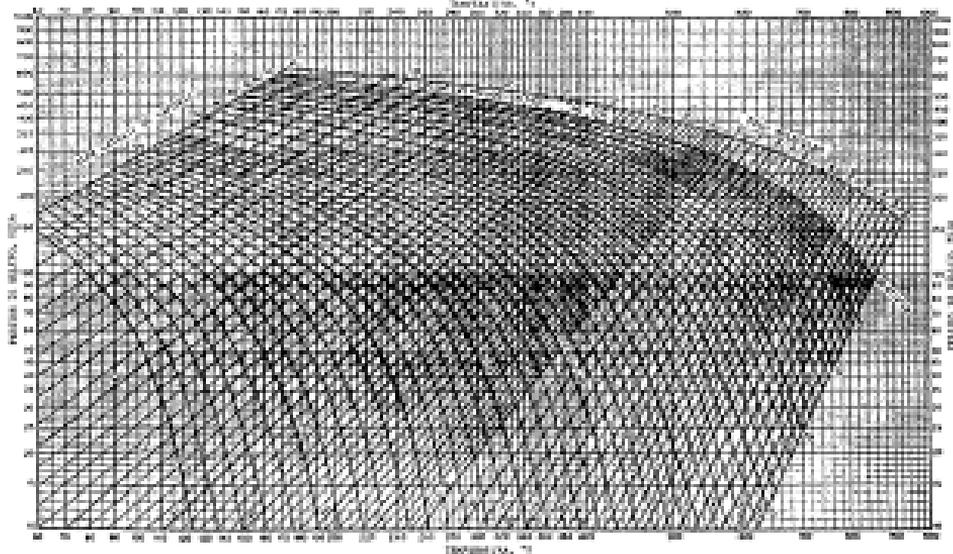


Figure No. 1, 1, 1, A. Surface plot of the complex field of a hydroacoustic beam-forming device.

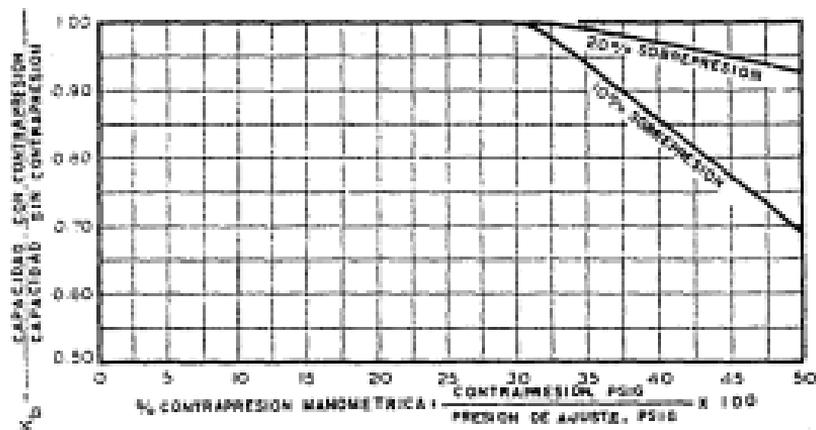


FIGURA No. 4.3.4.B- FACTOR DE CORRECCION POR CAPACIDAD, K_D , PARA VALVULAS DE RELEVO BALANCEADAS

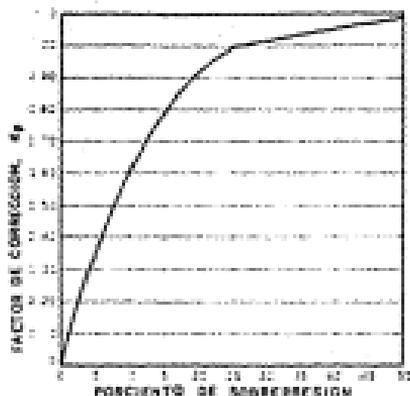


FIGURA No. 4.3.6.C- FACTOR DE CORRECCION POR CAPACIDAD K_p , PARA VALVULAS DE RELEVO EN SERVICIO DE LIQUIDOS

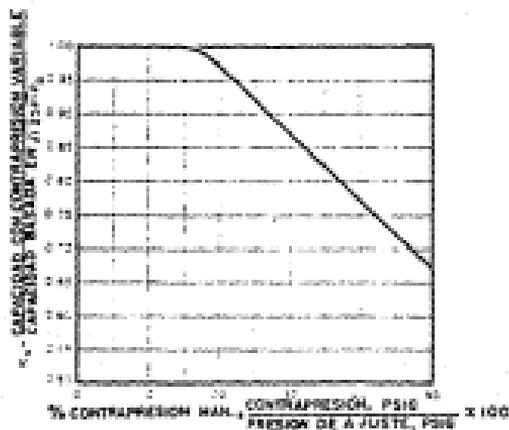


FIGURA No. 4.3.6.D- FACTOR DE CORRECCION DE LA CAPACIDAD DEBIDO A LA CONTRAPRESION, K_c , PARA SERVICIO DE LIQUIDOS EN VALVULAS DE RELEVO BALANCEADAS

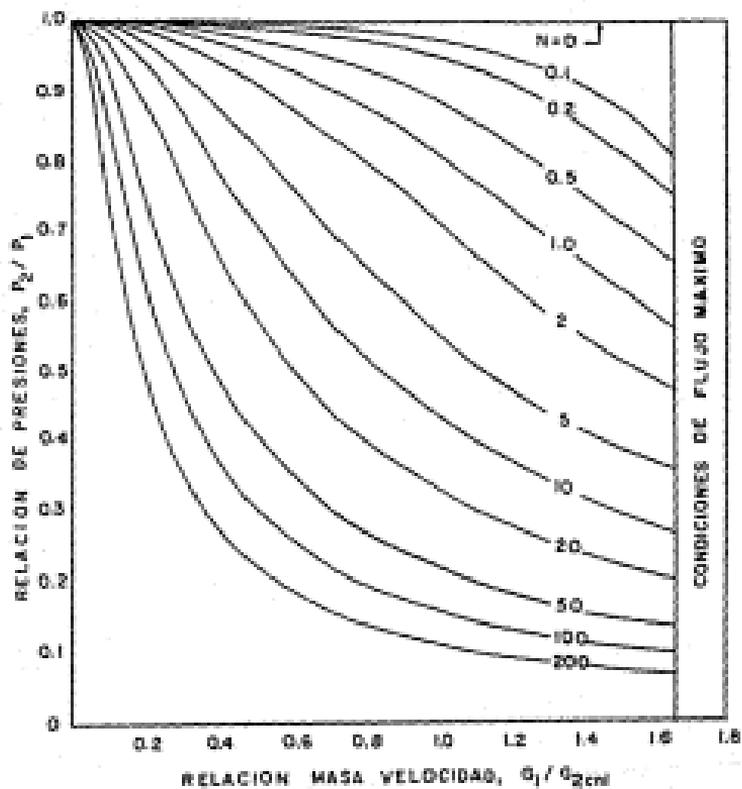


FIGURA No. 4.4.2.1

Figura No. 4.4.5 Diagrama de Bloques del Procedimiento de Cálculo del Diámetro Óptimo de tuberías de Desfogue.

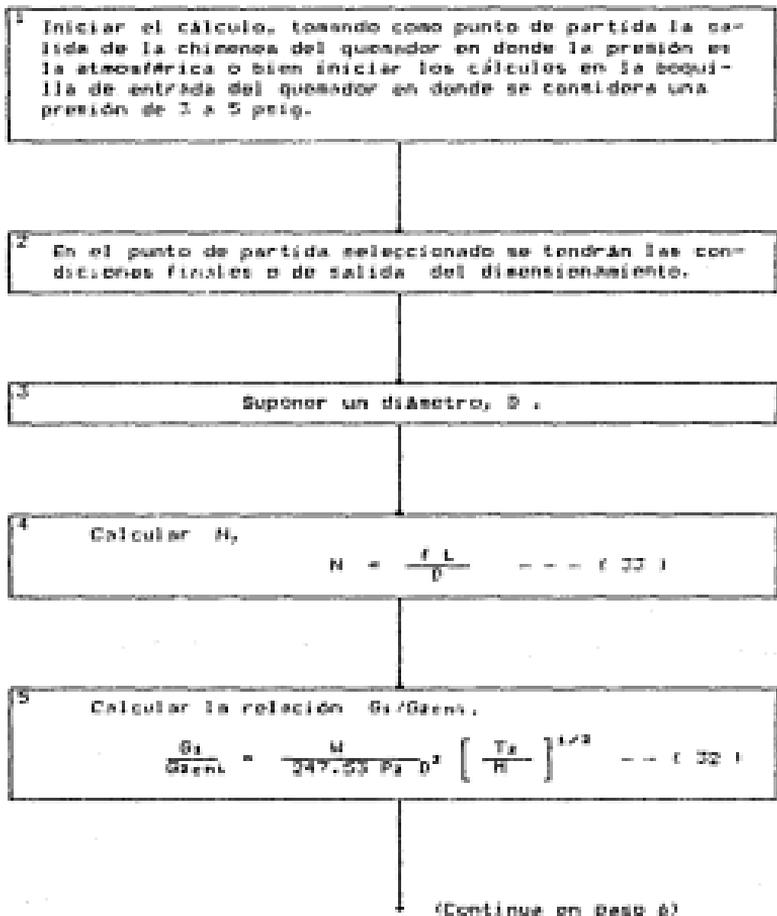


Figura No. 4.4.5 Diagrama de Bloques del Procedimiento de Cálculo del Diseño Óptico de tuberías de Desfogue. (Continuación)

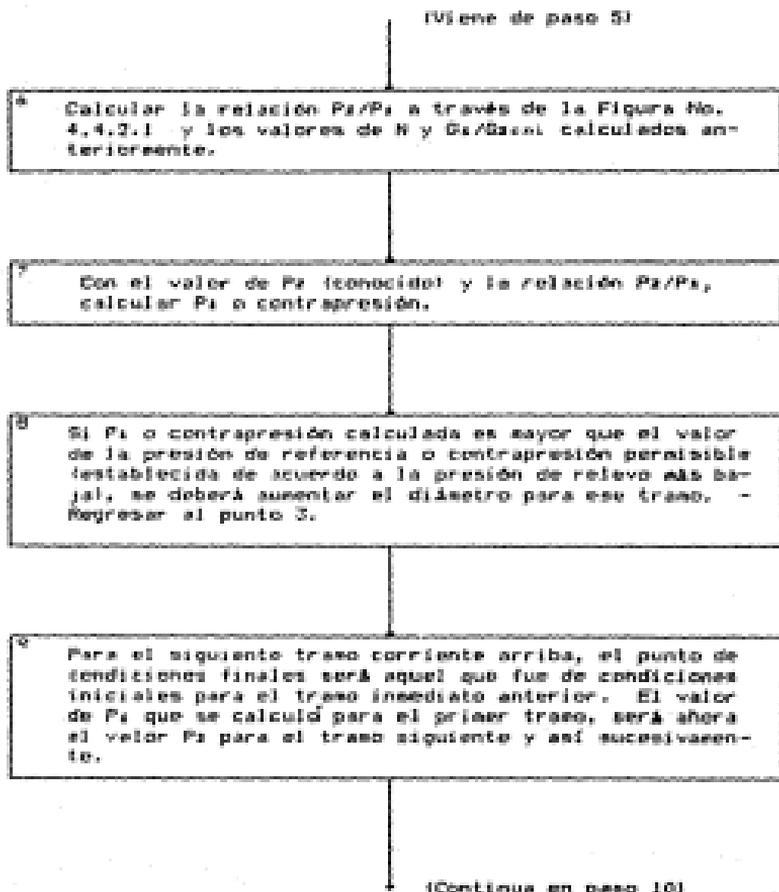
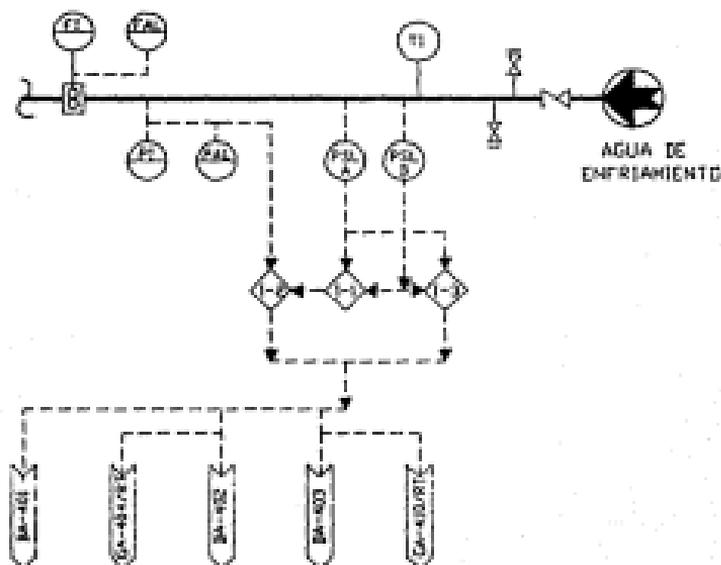


Figura No. 4.4.5 Diagrama de Bloques del Procedimiento de Cálculo del Diámetro Óptimo de tuberías de Desfogue. (Continuación)

(Viene de paso 9)

10 Repetir el procedimiento para cada trazo de tubería de la red de desfogue, hasta llegar a la descarga - de cada una de las válvulas de relevo, procurando - no sobrepasar la contrapresión permisible, y al mismo tiempo, tratando de obtener el menor diámetro de cada trazo que cumpla con esta condición.

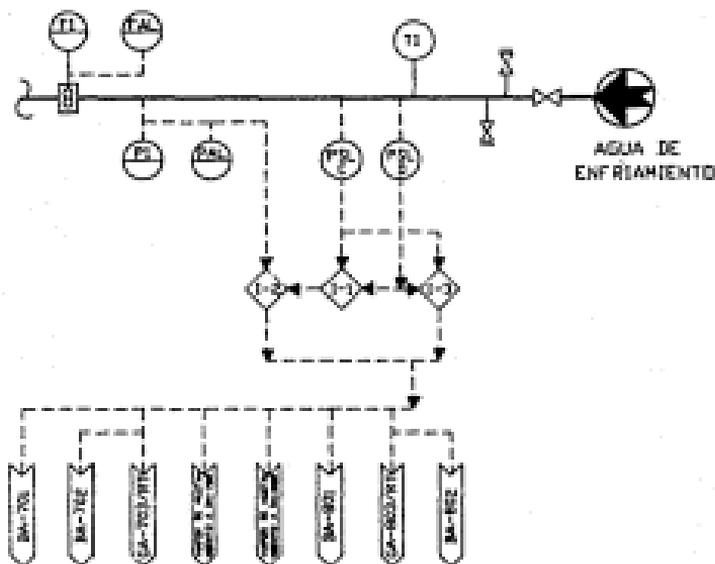
Figura No. 5.3.2 Sistema de protección para la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2.



Los operadores lógicos \diamond tendrán las siguientes funciones:

- \diamond I-1 Incluye retardo de señal de cualquier PSL (PSL-A o PSL-B).
- \diamond I-2 Envía señal de paro a la Unidad, solo cuando actúe la alarma por baja presión y reciba señal de cualquier PSL (PSL-A o PSL-B).
- \diamond I-3 Incluye retardo de señal de paro a la Unidad al recibir la señal del PSL-A y del PSL-B.

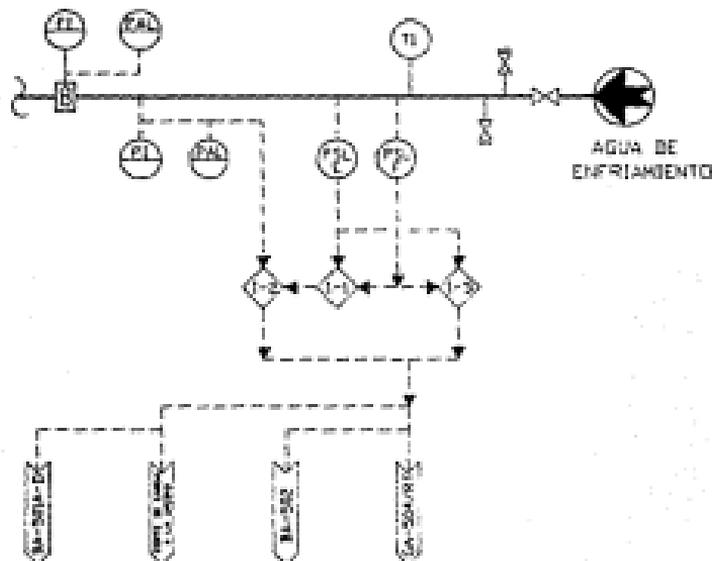
Figura No. 5.3.3 Sistema de Protección para las Unidades Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios Nos. 3 y 4.



Los operadores lógicos \diamond tendrán las siguientes funciones:

- \diamond I-1 Incluye retardo de señal de cualquier PSL (PSL-C o PSL-D)
- \diamond I-2 Envía señal de paro a las Unidades, solo cuando actúe la alarma por baja presión y recibe señal de cualquier PSL (PSL-C o PSL-D)
- \diamond I-3 Incluye retardo de señal de paro a las Unidades, al recibir la señal de los interruptores PSL-C Y PSL-D.

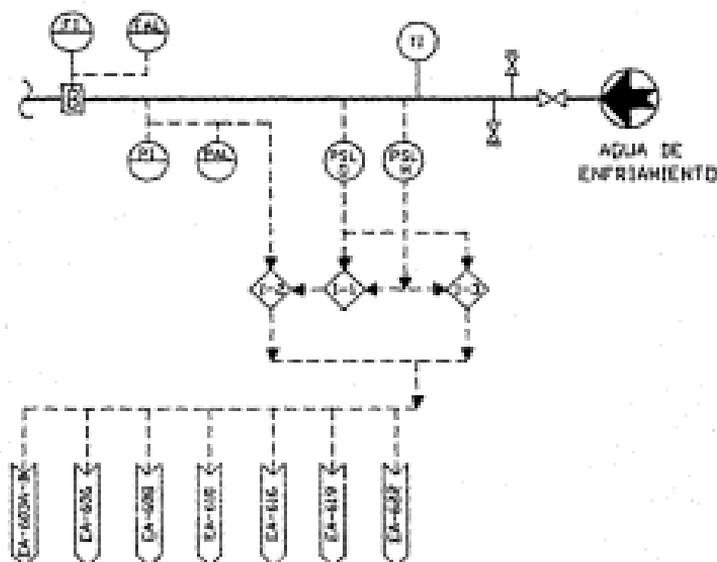
Figura No. 5.3.4 Sistema de protección para la Unidad Reformadora de Naftos No. 2.



Los operadores lógicos \diamond tendrán las siguientes funciones:

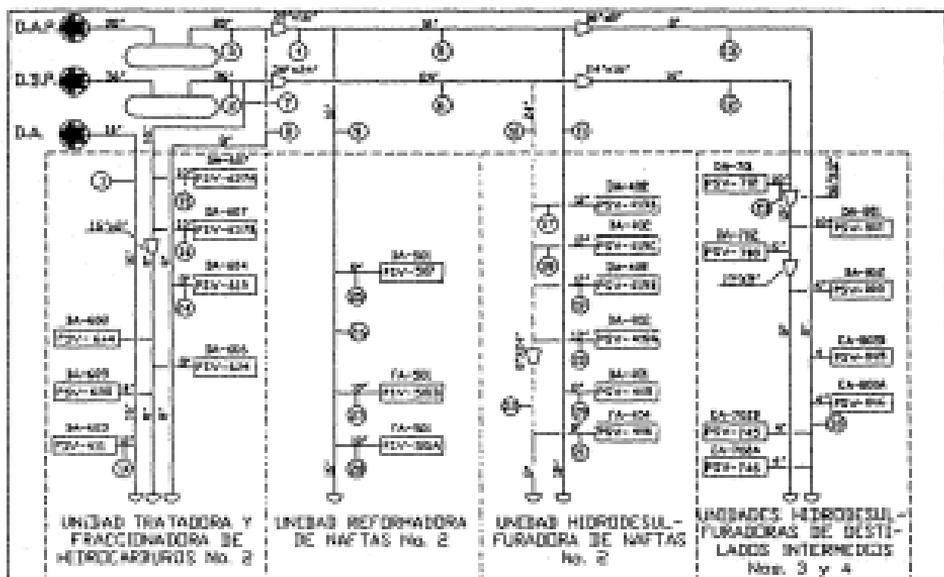
- \diamond I-1 Incluye retardo de señal de cualquier PSL (PSL-E o PSL-F)
- \diamond I-2 Envía señal de paro a la Unidad, solo cuando actúe la alarma por baja presión y reciba señal de cualquier PSL (PSL-E o PSL-F)
- \diamond I-3 Incluye retardo de señal de paro de la Unidad, al recibir la señal de los interruptores PSL-E / PSL-F .

Figura No. 5.3.5 Sistema de protección para la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No. 2.



Los operadores lógicos \diamond tendrán las siguientes funciones:

- \diamond Incluye retardo de señal de cualquier PSL (PSL-G o PSL-H)
- \diamond Envía señal de paro a la Unidad, solo cuando actúe la alarma por baja presión y reciba señal de cualquier PSL (PSL-G o PSL-H)
- \diamond Incluye retardo de señal de paro de la Unidad, al recibir la señal de los interruptores PSL-G y PSL-H.



NOTAS:
 D.A.P. = MEXICHEC 100 N. 24 P. 1000.
 D.S.P. = MEXICHEC 100 N. 24 P. 1000.
 D.A. = MEXICHEC 1000

FIGURA No. S-4.9 RED DE DESFIOQUE DEL "SECTOR DE GASOLINAS II", DE LA REFINERIA DE TULA, MEX.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- ASME Boiler and Pressure Vessel Code
Secciones I y VIII, División 1 y 2, 1983 Ed.
- 2.- "Recommended Practice for the Design and Installation of
Pressure-Relieving Systems in Refineries"
API-PP-520, partes I y II, 4a. Ed. 1976.
- 3.- "Guide for Pressure Relief and Depressuring Systems"
API-PP-521, 1a. Ed. 1969.
- 4.- "Flanged Steel Safety Relief Valves"
API-St-526, 2a. Ed. 1977.
- 5.- "Safety Relief Valves for Process and General Industry
Service"
Consolidated.
- 6.- "Procedimiento de Cálculo para Sistemas de Desfogue"
Subdirección de Proyectos y construcción de Obras (SPCO),
Petróleos Mexicanos.

7. - "Distillation Safety Valves"

Mike Bradford

Chemical Engineering, July 9, 1984.

8. - "Estimate Safe Flare-Headers Quickly"

J. A. Bonilla

Chemical Engineering, April 10, 1978.

9. - "Sistemas de Pre calentamiento de Aire en Calentadores a Fuego Directo"

R. Rivera Rodriguez

Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, Vol. XVIII, No. 4, 1986.

10. - "Ahorro de Energía en Calentadores a Fuego Directo por Medio de Sistemas de Control"

J. León Gutierrez, A. Mari Olivera

Boletín Técnico ARPDL, 15(11), marzo 1986.

11. - "Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping"

ANSI, 831.3, 1974.

12. - "Manual of Disposal of Refinery Wastes"

Vol. II, API, 5a. Ed., 1957.

- 13.- "Manual of Disposal of Refinery Wastes Atmospheric Emission"
API, 4a. Ed., 1974.
- 14.- "Chemical Engineer's Handbook"
Ferry, John H.
Mc. Graw-Hill, 5a. Ed., 1973.
- 15.- "How to Size Liquid-Vapor Separators"
Serunda, Arthur
Chemical Engineering, may 1981.
- 16.- "Pressure Vessel Design for Process Engineers"
Heine, A. J.
Hydrocarbon Processing, may 1979.
- 17.- "Low Pressure Flare Processing for Energy Conservation"
Keith Herbert J.
Energy Progress, Vol. 5, No. 2, June 1985.
- 18.- "Flow of Fluids"
Crane Co., 1982.
- 19.- "How to Design Pressure Relief Systems"
Reynold, S. J.
Hydrocarbon Processing, sep. 1980.

- 20.- "Relief Line Sizing for Gases", Part 2 (Appendix)
Dexbury, A. H.
The Chemical Engineer, dec. 1979.
- 21.- "Design for Better Safety Relief"
Jenkins, H. J.
Hydrocarbon Processing, aug. 1977.
- 22.- "Pressure-Relief Systems"
Isaacs, M.
Chemical Engineering, feb. 22, 1971.
- 23.- "New Relief Valve Gas Equations"
Missailer, L. I.
Hydrocarbon Processing, may 1970.
- 24.- "How to Design an Pressure Relief Systems"
Conison, J.
Chemical Engineering, July 25, 1960.
- 25.- "Components of Pressure Relieving Systems"
Jenett, E.
Chemical Engineering, aug. 19, 1963.
- 26.- "Sizing Relief Valves for Fire Emergencies"
Chemical Engineering, oct. 26, 1965.

27.- Operaciones Básicas de la Ingeniería Química.

G. G. Brown

Ed. Marín.

28.- Introducción a la Termodinámica Química.

Smith and Van Ness

1975, Mc Graw-Hill.

29.- Petroleum Refinery Engineering.

Helson, H. L.

4a. Ed., Mc Graw-Hill, Kagakusha, LTD.

30.- "Are Your Flare Systems Adequate?"

Chung-you Hu

Chemical Engineering, oct. 31, 1983.

31.- "Pressure Relief Valves for Plants and Process"

Kern, R.

Chemical Engineering, feb 28, 1977.

32.- "New Graphs for Solving Compressible Flow Problems"

H. B. Loeb

Chemical Engineering, may 19, 1969.

33.- "Program Sizes Pipe and Flare Manifolds for Compressible
Flow"

P. Kandell

Chemical Engineering, june 29, 1981.

34.- "Pressure Relief Dispositives"

Anderson, F. E.

Chemical Engineering, may 24, 1976.

35.- "Cost of Flares"

M. H. Vatarek & R. B. Newell

Chemical Engineering, feb. 21, 1983.

36.- "Cost Estimating for Major Process Equipment"

A. Pibulic & H. E. Diaz

Chemical Engineering, oct. 1977.