

22



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"ZARAGOZA"**

**REVISION DEL SISTEMA DE DESFOGUES  
EXISTENTE E INTEGRACION DEL  
DESFOGUE DE LA NUEVA PLANTA  
CRIOGENICA II EN EL C.P.G. C.D.  
PEMEX, TAB.**

**T E S I S**

**Que para obtener el Título de :  
INGENIERO QUIMICO**

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

**IRMA MORA PERDOMO  
OSCAR F<sup>min</sup>MENDOZA LOPEZ**

**ASESORES:**

**ING. JUAN JOSE SANCHEZ NIETO**

27/3/2000

**MEXICO, D.F.**

**MARZO, 2000**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES  
\*ZARAGOZA\***

**JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA**

**OFICIO: FESZ/JCIQ/242/99.**  
*Asunto: Asignación de Jurado.*

**ALUMNO: MORA PERDOMO IRMA**  
***Presente.***

*En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:*

<b><i>Presidente:</i></b>	<b><i>I.Q. René de la Mora Medina</i></b>
<b><i>Vocal:</i></b>	<b><i>I.Q. Juan José Sánchez Nieto</i></b>
<b><i>Secretario:</i></b>	<b><i>I.Q. Andrés Aquino Canchola</i></b>
<b><i>Suplente:</i></b>	<b><i>I.Q. Dominga Ortíz Bautista</i></b>
<b><i>Suplente:</i></b>	<b><i>I.Q. Patricia Balbina García Aguilar</i></b>

*Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.*

**AT E N T A M E N T E**  
**"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"**  
*México, D. F., 14 de Diciembre de 1999*



**ING. ARTURO E. MENDEZ GUTIERREZ**  
**JEFE DE LA CARRERA**



**FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES  
\*ZARAGOZA\***

**JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA**

**OFICIO: FESZ/JCIQ/243/99.**  
*Asunto: Asignación de Jurado.*

**ALUMNO: MENDOZA LOPEZ OSCAR FERMIN**  
**P r e s e n t e.**

*En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:*

<b>Presidente:</b>	<b>I.Q. René de la Mora Medina</b>
<b>Vocal:</b>	<b>I.Q. Juan José Sánchez Nieto</b>
<b>Secretario:</b>	<b>I.Q. Andrés Aquino Canchola</b>
<b>Suplente:</b>	<b>I.Q. Dominga Ortíz Bautista</b>
<b>Suplente:</b>	<b>I.Q. Patricia Balbina García Aguilar</b>

*Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.*

**A T E N T A M E N T E**  
**"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"**  
México, D. F., 14 de Diciembre de 1999

**ING. ARTURO E. MENDEZ GUTIERREZ**  
**JEFE DE LA CARRERA**

## AGRADECIMIENTOS.

*Hacemos presente un meritorio reconocimiento a la experiencia y colaboración que de alguna u otra forma aportaron en la realización de esta obra, y que con su valioso apoyo concluimos una etapa más en nuestra vida profesional, y principalmente ha cubrir nuestro objetivo en nuestra estancia en Petróleos Mexicanos a los ingenieros de la Gerencia de Proyecto y Construcción:*

*Emilia Virginia Bravo López  
Francisco Cuadros Martínez  
Carlos Huemaxh Mercado Prado  
Yali Reyes Vela.*

*Al Ing. Juan José Sánchez Nieto:*

*Agradecemos de una manera muy especial por brindarnos su confianza, su apoyo, por su ejemplo, por guiarnos con inteligencia, profesionalismo y ética., por su dedicación y colaboración para la realización de esta tesis.*

*Al Ing. Juan José Osorio Puente:*

*Agradecemos muy especialmente por todo su apoyo brindado, por su ayuda y paciencia para la realización de esta tesis.*

**A todos ellos muchas gracias....**

*A dios:*

*Por darme la oportunidad de existir*

*A mis padres y hermanos:*

*Por su sacrificio en algún tiempo, por su ejemplo de superación incansable, por su comprensión y confianza, por su amor y amistad incondicional porque sin su apoyo no hubiera sido posible*

*Por lo que ha sido y será.....*

*A mi abuela, tíos y primos:*

*Por creer en mí*

*A Q.F.B. Margarito Rodríguez Bautista:*

*Por darme los primeros conocimientos, por enseñarme que en la amistad no hay nada prendido, nada fingido; lo que hay en ella es tan genuino como espontaneo.*

*A mi gran amiga Irma Mora Perdomo:*

*Por ignorar mis debilidades, por permanecer firmemente a lado de las posibilidades de lo bueno hay en mi, por cerrar tus oídos a mis discordias cuando tu amablemente escuchas....*

***A todos ellos muchas gracias....  
O.F.M.L***

## IRMA MORA PERDOMO

A DIOS:

*Por darme la vida.*

A MIS PADRES:

Maria Santos Perdomo García  
Aristeo Mora Avila

*Por su cariño, apoyo, consejos y por confiar en mi.  
Fue mucho el tiempo esperado, pero por fin  
he logrado alcanzar una meta más en mi  
vida, gracias a Dios, a ustedes y a toda mi  
familia.*

A MI ABUELO:

José María Mora Palacios (finado).

*En su memoria, por su cariño y  
consejos.*

A MIS HERMANOS:

*A quienes quiero mucho, y agradezco su  
ayuda tanto moral como económica,  
especialmente a Belem y a su esposo  
Ing. Segio Alejandro González Villarreal.*

A MI FACULTAD:

*Por darme la oportunidad de realizar  
mis estudios y culminar mi carrera.  
Profesional.*



INDICE.

Cap.

I. INTRODUCCIÓN

II. GENERALIDADES

III. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS

III.1 Planta Endulzadora de Gas I y II

III.2 Planta Endulzadora de condensados I y II

III.3 Planta Recuperadora de Etano y Licuables I

III.4 Planta Recuperadora de Etano y Licuables II

IV. ANÁLISIS DEL SISTEMA

IV.1 Causas de Relevó

IV.2 Análisis de Cargas del Sistema

IV.3 Balance de Desfogues

IV.4 Válvulas de Relevó

IV.5 Selección del Sistema Adecuado

IV.6 Análisis de Cargas para el C.P.G. CD. Pemex, Tab.

V. LÍNEAS DE DESFOGUE

V.1 Selección del Tipo de Cabezal

V.2 Diseño

V.2.1 Diseño Mecánico

V.2.2 Diseño mediante un Programa de Computación

V.3 Materiales

V.4 Consideraciones Especiales

---



- V.5 Aplicación al C.P.G. CD. Pemex, Tab. Para el Diseño de un Sistema de Tuberías
  - V.5.1 Análisis Hidráulico de un Sistema de Desfogue Sección Endulzadora, Para Las Plantas Endulzadoras de Gas I/II y Criogénica II
  - V.5.2 Análisis Hidráulico de un Sistema de Desfogue Sección Criogénica, Para Las Plantas Endulzadoras de Condensados I/II y Criogénica I
  - V.5.3 Análisis Hidráulico de un Sistema de Desfogue Seco, Para Las Plantas Criogénica I/II
  - V.5.4 Análisis Hidráulico de un Sistema de Desfogue Acido, Para Las Plantas Endulzadoras de Gas I/II, Endulzadora de Líquidos I/II

## VI. RECIPIENTES

- VI.1 Tanques Acumuladores
  - VI.1.1 Factores de diseño
- VI.2 Tanques de Sello
  - VI.2.1 Sellos de Agua Adicionales
  - VI.2.2 Agua Para Sello
  - VI.2.3 Diseño Mecánico
- VI.3 Diseño de Recipientes para las Corrientes de Desfogue del C.P.G. CD. Pemex
  - VI.3.1 Diseño de Tanques Acumuladores
  - VI.3.2 Diseño de Tanques de Sello de Agua
    - VI.3.2.1 Diseño del Tanque de Sello de Agua Horizontal (TH-3107) Para el Quemador Elevado QE-01
    - VI.3.2.2 Diseño de Tanques de Sello de Agua Para el Quemador de Fosa
      - VI.3.2.2.1 Diseño de Tanques de Sello Sección Endulzadora
      - VI.3.2.2.2 Diseño de Tanques de Sello Sección Criogénica

## VII. QUEMADOR ELEVADO

- VII.1 Tipos de Quemadores Elevados
- VII.2 Costos de los Quemadores Elevados



- VII.3 Diseño del Quemador
  - VII.3.1 Tiempo de Escape
  - VII.3.2 Concentración Máxima
    - VII.3.2.1 Aspectos Meteorológicos
    - VII.3.2.2 Cálculos Por Concentración Máxima
- VII.4 Nivel de Ruido
- VII.5 Temperatura de la Flama
- VII.6 Radiación del Quemador Sobre Objetos Cercanos
  - VII.6.1 Absorción Atmosférica
  - VII.6.2 Efecto del Viento
- VII.7 Factores Para Instalación
- VII.8 Materiales
- VII.9 Quemado Sin Humo
- VII.10 Aplicación al C.P.G. CD. Pemex Para el Diseño del Quemador Elevado
  - VII.10.1 Análisis del Comportamiento para un Sistema de Flujo Medio

## VIII. QUEMADOR DE FOSA

- VIII.1 Quemadores de Fosa para quemado sin humo
  - VIII.1.1 Método General de Diseño
  - VIII.1.2 Equipo de Quemado
- VIII.2 Quemadores de Fosa para Quemado con humo
  - VIII.2.1 Diseño
  - VIII.2.2 Equipo de Quemado
  - VIII.2.3 Localización de Equipo
  - VIII.2.4 Materiales
- VIII.3 Construcción de la Fosa de Quemado
  - VIII.3.1 Características Individuales de Construcción

- VIII.4 Aplicación al C.P.G. CD. Pemex para el Diseño de un Quemador de Fosa
  - VIII.4.1 Diseño para Sección de Desfogues Endulzadoras
  - VIII.4.2 Diseño para Sección de desfogues Criogénica
  - VIII.4.3 Análisis del Comportamiento para un Sistema de Flujo Medio
- VIII.5 Aplicación al C.P.G. CD. Pemex Para el Diseño de un Quemador de Fosa Sin Humo

## IX. DISPOSITIVOS PARA PREVENIR EL RETROCESO DE FLAMA

- IX.1 Retroceso de la Flama
  - IX.1.1 Inyección de Gas de Purga
  - IX.1.2 Creación de Atmósferas Inertes
  - IX.1.3 Arrestadores de Flama
- IX.2 Sello para Flama con Gas de Purga
  - IX.2.1 Válvulas y Bloqueos
  - IX.2.2 Sellos Para Flama con Gas de Purga
    - IX.2.2.1 Sello Fluidico
    - IX.2.2.2 Sello Molecular

## X. UNIDAD DE ENCENDIDO

- X.1 Consideraciones de Diseño
- X.2 Materiales
- X.3 Servicio Para Unidad de Encendido

## XI. INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO

- XI.1 Precauciones y Trabajo preparatorio a la inspección
- XI.2 Métodos para Inspección
  - XI.2.1 Métodos Usuales
  - XI.2.2 Inspección Aplicada



XII. CONCLUSIONES

XIII. BIBLIOGRAFÍA



## I INTRODUCCIÓN

El Complejo Procesador de Gas Ciudad Pemex se encuentra ubicado en la zona sureste de la República Mexicana, en Ciudad Pemex, en el municipio de Macuspana, Estado de Tabasco. El área en que se encuentra instalado es de 50 hectáreas y actualmente cuenta con las siguientes plantas de proceso en operación: dos Plantas Endulzadoras de Gas y Recuperadoras de Azufre I y II de 400 MMPCSD de capacidad cada una, dos Plantas Endulzadoras de Condensados de 24 MBPD y una Planta Recuperadora de Etano y Licuables I de 315 MMPCSD.

En este complejo las materias primas básicas procesadas son: gas húmedo amargo, gas húmedo dulce y condensados amargos, obtenidos en los campos de distrito y plataformas marinas de la Sonda de Campeche.

El gas húmedo amargo es procesado en las plantas endulzadoras de gas, para obtener gas húmedo dulce y gases ácidos. El gas húmedo dulce se procesa en las plantas criogénicas, a fin de obtener hidrocarburos licuables para el consumo nacional.

Los gases ácidos son procesados en las plantas de azufre, teniendo como objetivo recuperar el producto mencionado para el consumo nacional y exportación. Los condensados amargos se procesan en la planta endulzadora de condensados, obteniéndose los condensados dulces, que son reunidos con el producto líquido logrado en las plantas criogénicas.

Con la construcción y puesta en operación de una nueva Planta Criogénica de 600 MMPCSD, Pemex Gas y Petroquímica Básica a través del C.P.G. CD. Pemex fortalece su infraestructura productiva, respondiendo así a los retos planteados por la apertura del mercado de gas. Asimismo, satisface las expectativas de crecimiento de la oferta y la demanda de gas natural a nivel nacional.

La capacidad y ubicación de la planta, están determinadas tanto por la oferta de gas húmedo amargo producido en los yacimientos de petróleo, principalmente en la Sonda de Campeche, así como por la demanda de gas natural, que se requiere por una parte para la recuperación secundaria de petróleo crudo y por otra parte las necesidades de combustible incluyendo el de plantas de generación eléctrica localizadas en la Península de Yucatán.

En la integración de la nueva planta Criogénica II, en el C.P.G. CD. Pemex es necesario poner especial atención, entre otros, al sistema de desfuegos y quemadores. El sistema de desfuegos y quemadores permite disponer en una forma inmediata y segura del exceso de hidrocarburos resultantes en una falla de equipo o alguna situación de emergencia, tal como almacenamiento de gas, falla de instrumentación, falla de corriente eléctrica, falla en el agua de enfriamiento a condensadores.

Con la instalación de la nueva planta Recuperadora de Etano y Licuables (Criogénica II) se tendrá la necesidad de manejar adecuadamente las corrientes de desfogue emitidas por la planta durante el proceso normal o en condiciones de emergencia. Este incremento de flujo en el sistema de desfogue del C.P.G. CD. Pemex, representa el requerimiento de analizar cuidadosamente las características del sistema actual de desfuegos y quemadores del complejo y determinar la factibilidad de integrarse a él; o bien canalizar las nuevas corrientes de desfogue en forma independiente.

El diseño del sistema de desfuegos se hace de acuerdo al análisis de cargas del sistema a fin de determinar las situaciones posibles de desfogue que pudieran presentarse en cada una de las plantas durante las condiciones de emergencia.



Por lo que en la integración de nuevas instalaciones es necesario hacer la revisión a todo el sistema de desfogue a fin de determinar las nuevas características particulares del sistema, la selección de un nuevo sistema está sujeto a muchos factores, que son específicos para cada caso; algunos factores son, propiedades físicas, químicas y propiedades fisiológicas.

Para desarrollar el diseño adecuado del sistema de desfogue es preciso mostrar gráficamente el análisis de cargas, es decir elaborar un diagrama de balance de desfogue que muestra las diferentes fallas que se presentan en cada una de las plantas del complejo. Con ello se tiene una perspectiva global y clasificación de cada línea de desfogue, es decir, desfogues ácidos, húmedos y amargos.

Con estas características es necesario tener un sistema que cumpla con las condiciones del tipo y cantidad de flujo a desfogar. En cuanto a las líneas, el diseño se realiza para la válvula o grupo de válvulas que implique el mayor flujo a relevar y se debe cuidar no pasar los límites permisibles de la relación de velocidades o número de MACH que provocaría problemas vibratorios o de ruido excesivo.

Al hablar de corrientes de hidrocarburos que fluyen a través del sistema, mismas que están compuestas de mezclas de gas, hidrocarburos líquidos y algunas veces agua libre, debido a que es de gran riesgo manejar líquidos, es deseable separar estas fases por lo que es necesario contar con tanques acumuladores de condensados así como de tanques de sello de agua localizados antes de la fosa para prevenir el retroceso de flama del quemador.

La determinación del tipo de quemador a utilizar depende del tipo de desfogue: la utilidad de un quemador elevado, se justifica al tener desfogues tóxicos o cuando no se tenga espacio disponible. Básicamente esta conformado por una tubería elevada, pilotos de encendido y en algunos casos vapor o agua espreada para evitar formación de humo.

Los quemadores tipo fosa son ampliamente utilizados para tratar grandes cantidades de gas, tanto el tipo de quemador de fosa que se instale así como su configuración dependerá de la situación que prevalezca en la operación de la planta.

Con la realización de este trabajo aportaremos la alternativa de solucionar adecuadamente la integración del sistema de desfogues de la nueva Planta Recuperadora de Etano y Licuables II (Criogénica II), al sistema actual de desfogues del Complejo Procesador de Gas CD. Pemex, para una operación integral, confiable y segura dentro de las normas aplicables al diseño y al impacto ambiental.



## II GENERALIDADES.

El C.P.G. Ciudad Pemex, cuenta con un sistema de seguridad para eliminar los gases de desecho resultantes de una falla de equipo de las situaciones de emergencia en las plantas que integran el complejo; tal sistema de seguridad es conocido como sistema de desfogues.

Un sistema de desfogue es el medio adecuado para eliminar con seguridad las corrientes gaseosas de desecho; lo forman como una sola unidad.

- a) Fuente de emisión de los gases
  - b) Cabezal de desfogue y líneas secundarias.
  - c) Recipientes colectores de líquido y tanques de sello.
  - d) Unidad de encendido remoto.
  - e) Quemador.
  - f) Equipo auxiliar.
- a) La fuente de emisión de los gases: puede ser una planta de proceso en operación, un recipiente sometido a fuego, una esfera de almacenamiento, una línea de proceso o cualquier instalación que produzca un exceso de gases que tengan que ser controlados durante una situación de emergencia.
- b) El cabezal de desfogue: es la tubería principal a la que llegan todas las líneas secundarias de desfogue y que sirve para llevar el volumen total de gas relevado hasta el quemador. En el caso particular del C.P.G Cd. Pemex existen varios cabezales de desfogue, esto es dependiendo de la naturaleza de los fluidos desfogados, son clasificados en cuanto a su composición, temperatura, presión, peso molecular y cantidad relevada, debido a todos estos elementos forman un sistema de desfogues ácido, seco, húmedo y amargo.

Las líneas secundarias de desfogue son las tuberías que unen las válvulas de seguridad o relevo de los equipos protegidos con el cabezal de desfogue.

- c) Los recipientes con agua para sello o tanques de sello, se utilizan principalmente con dos objetivos: detener completamente el retroceso de flama y distribuir los gases, en función de la cantidad desfogada, hacia los quemadores sin humo de baja capacidad y hacia los quemadores con humo para masas grandes de gas descargados en situaciones de emergencia.

Los recipientes colectores de líquidos se instalan justamente antes de los tanques de sello a fin de recolectar líquidos condensados con valor económico y mandarlos a proceso nuevamente. Además, estos equipos constituyen una medida de seguridad durante un desfogue de líquido de una planta de proceso, pues el quemador arrojaría estos líquidos como gotas encendidas.

- d) La unidad de encendido, para el quemador debe asegurar en forma repetida (manual o automática), el encendido de la llama del quemador, a control remoto.

Los pilotos e ignitores para el quemador proporcionan en forma continua la flama necesaria para encender la masa de gas de desfogue. Deben llevar un termocople para transmitir la temperatura de flama hasta un sistema de alarmas colocadas en el tablero de control, que permite saber en forma automática si un piloto se apaga.

- e) Un quemador debidamente diseñado, es un dispositivo que elimina gases de desecho por combustión. La radiación producida, la flama desarrollada, la emisión de humo y la luminosidad de la flama son factores que deberán estar bajo control a fin de tener confiabilidad y seguridad durante su operación. Para operar de forma segura es necesario elegir un sistema que cumpla con las necesidades del desfogue, por lo que existen quemadores elevados, quemadores de emergencia y quemadores de fosa sin humo.
- f) El equipo auxiliar en un área de quemado consiste fundamentalmente en: sellos fluidicos con inyección de gas de purga o minimizadores de gas de purga, cuya función es la de crear un flujo positivo de gas hacia la salida del quemador, obteniendo de esta forma una flama estable aún bajo condiciones severas de viento.

Sellos tipo molecular o de laberinto, que se instalan justamente detrás de la boquilla de quemado para ayudar a detener la flama que pueda retroceder desde el quemador, a base de cambios direccionales y de presión en sus pasajes interiores.

Arrestadores para flama, que consisten en un banco de celdillas colocadas paralelamente al flujo de gas y en cuyo interior es ahogada la flama que retrocede en un sistema de muy baja presión.

El diseño, planeación y elaboración del sistema de desfogue debe realizarse a través de una secuencia bien definida con la que el diseñador puede lograr la perfecta coordinación de todos y cada uno de los componentes del sistema, la secuencia que se muestra a continuación proporciona una idea general para el diseño de un sistema de desfogues.

1. Análisis del Sistema.

Fuente de emisión  
Análisis de cargas  
Causa de relevo  
Balance de desfogues  
Diagrama de cargas de desfogue

2. Diseño de Líneas de Desfogue.

Cabezal de desfogue  
Líneas secundarias de relevo  
Accesorios y equipo auxiliar

3. Recipientes.

Tanques separadores de líquidos  
Tanques recolectores de condensados  
Tanques de sello

4. Quemador.

Quemador elevado  
Quemador de fosa sin humo  
Quemador de fosa con humo





5. Unidad de Encendido.

Tipo de encendido  
Gabinete de control

6. Sellos de Gas.

Sello fuidico  
Sello molecular  
Arrestador de flama

Aplicando la secuencia de pasos antes descrita, a la integración del nuevo desfogue proveniente de la nueva planta Criogénica II y a fin de evitar situaciones que lleven a la disminución de la capacidad de producción o al paro de las plantas de proceso en operación en caso de una contingencia por emisiones de gases desfogados no considerados en el diseño inicial, se diseñará un nuevo sistema de desfogues y quemadores que permita el mejor manejo de todas las emisiones de gases desfogados en el Complejo Procesador de Gas Ciudad Pemex, Tabasco, a fin de contar con instalaciones que garanticen la seguridad de equipo y personal así como de impacto ambiental.

### III DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS.

#### III.1 PLANTA ENDULZADORA DE GAS I Y II.

El gas natural amargo se recibe a la planta en límite de batería a una presión 1000 psig y 115°F. Se envía en paralelo a los Enfriadores de gas amargo 105-EX -1 y 2, en donde es enfriado hasta 100°F condensando principalmente hidrocarburos pesados, algunos ligeros, (H<sub>2</sub>S), (CO<sub>2</sub>) y agua.

Además de disminuir la temperatura del gas para mejorar la absorción, ya que es exotérmica (genera calor).

Inmediatamente después el gas pasa al Separador de condensados III-V, el cual le elimina al gas los hidrocarburos condensados amargos y el agua amarga que éste trae consigo. El agua amarga es enviada a límite de batería a una presión aproximada de 114 psig y 100 °F, mientras que el condensado amargo se extrae del Separador y también es enviado a límite de batería a una presión de 960 psig y 100 °F.

El gas que sale del III-V, prácticamente libre de líquidos se envía al Filtro Separador 103-F, con el fin de eliminar las partículas sólidas, así como las partículas finas de líquidos que no hayan sido eliminadas en el III-V. El líquido colectado en el fondo, contiene los sólidos eliminados del gas, se extrae y es enviado a límite de batería a una presión de 960 psig y 100°F.

El gas amargo a la salida del Filtro 103-F, se alimenta en paralelo al fondo de las Torres Absorbedoras 101-CO1/CO2 respectivamente pudiendo ajustar la carga a cada Torre, asegurando de esta manera que cada Torre Absorbedora tome exactamente la mitad de flujo de gas amargo.

El gas amargo fluye a contracorriente con una solución acuosa de Dietanolamina al 30% en peso, (DEA) la cual se alimenta al domo de los absorbedores a 105°F. El contacto de la DEA con el gas amargo se provee mediante platos de válvulas que aseguran una absorción efectiva en la solución, del (CO<sub>2</sub>) y (H<sub>2</sub>S) contenido en el gas.

El gas dulce que sale por el domo de las Torres Absorbedoras, es enviado a límite de batería a través de una sección de separación, provista de Eliminadores de niebla localizado en el fondo de cada Torre, es decir, las absorbedoras tienen doble fondo. El objetivo del Separador es garantizar un gas dulce libre de DEA, aún bajo condiciones anormales de operación. Esto es muy importante ya que debido a las temperaturas a las que operan las plantas Crigénicas (muy bajas), cualquier cantidad de agua y/o amina puede obstruir equipos, válvulas, tuberías, etc. al congelarse éstos, en éstas plantas les llaman hidratos.

La DEA eliminada del gas dulce en el Separador, se envía al circuito de DEA rica. La DEA rica que contiene él (H<sub>2</sub>S) y (CO<sub>2</sub>), absorbidos en las columnas 101- CO1/CO2, se extrae del fondo a 148 °F y se alimenta a las Turbinas Hidráulicas 101-PAT/PDT, con objeto de reducir la presión de la solución de 1000 psig a 90 psig, recuperando al mismo tiempo su energía.

El exceso de flujo no requerido por las Turbinas es desviado hacia el Tanque Separador de Hidrocarburos 101-V, por medio de una válvula de aguja junto a las Turbinas.

La DEA rica proveniente de la descarga de las Turbinas Hidráulicas se envía al Tanque 101-V, para separar los vapores de hidrocarburos ligeros liberados debido a la disminución en presión y para que los hidrocarburos pesados se separen por diferencia de densidades.



El Tanque Separador tiene en su parte superior una Torre Lavadora de Ligeros 103-CO, la cual esta empacada con anillos Pall de polipropileno. Está Torre tiene como objetivo eliminar los gases ácidos por absorción de los hidrocarburos ligeros, para lograrlo se utiliza DEA pobre fría, que se alimenta a contracorriente con los vapores de hidrocarburos ligeros.

Los hidrocarburos ligeros una vez endulzados se envían al cabezal de gas combustible o como alternativa al sistema de desfogue del complejo.

La DEA rica que se extrae del Tanque Separador de Hidrocarburos 101-V, se precalienta en el Cambiador 101-EX contra los fondos de la Torre Regeneradora 102-CO y se alimenta en el plato 18.

En la columna 102-CO, es llevada a cabo la regeneración de la DEA rica mediante la desorción del ( $H_2S$ ) y ( $CO_2$ ), esto es, la corriente de DEA rica desciende a través de los platos de la torre poniéndose en contacto en los platos con los vapores de agua provenientes del fondo de la torre, lo cual provoca que se desprendan de la solución de Amina los gases ácidos que suben hacia el domo; llegando la solución de Amina al fondo de la Torre ya libre de gases ácidos (Amina pobre o regenerada). La Torre Regeneradora está provista de dos Rehervidores 104-EX 1 y 2.

El calor requerido en los rehervidores es suministrado mediante vapor saturado de 50 psig.

Los vapores que salen del domo de la Regeneradora, sustancialmente compuestos de  $H_2S$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$  y trazas de hidrocarburos se separan a través del Condensador de Reflujo 103-EX, donde los gases son enfriados hasta 105 °F y la mayor parte del agua es condensada. El efluente del 103-EX se alimenta al Acumulador de Reflujo 102-V, de donde el líquido, esencialmente agua, es regresado a la columna con las bombas 103-P/PA como reflujo al plato 20.

Los gases separados en el Acumulador 102-V, conteniendo principalmente  $H_2S$ ,  $CO_2$  y saturados con agua son enviados a la Planta de Azufre y a paro de ésta, automáticamente hacia el desfogue de gases ácidos del Complejo.

La presión de la columna regeneradora 102-CO, se mantiene a 8.5 psig aproximadamente.

La DEA pobre que sale del fondo de la Torre Regeneradora a una temperatura aproximada de 248 °F y fluye hacia el cambiador 101-EX donde se enfría hasta 178 °F intercambiando calor contra la DEA rica de alimentación a la Torre 102-CO y se envía al Tanque de Balance 107-V.

El Tanque de Balance de DEA pobre 107-V provee tiempo de residencia para un mejor control de condiciones variables de operación y recibe los repuestos de DEA concentrada, condensado, DEA pobre filtrada y recirculación de DEA pobre de los Absorbedores, así mismo, sirve de almacenamiento para el inventario de DEA a paro de la Planta.

La DEA pobre se succiona del Tanque 107-V mediante las Bombas 102-P, que descargan la solución a través del Cambiador 102-EX, donde la amina se enfría hasta 105 °F contra agua. El enfriamiento se lleva a cabo con la finalidad de mejorar la absorción en las Torres Absorbedoras ya que como es exotérmica, al tener menos temperatura las reacciones son favorecidas.

Una pequeña parte de la DEA pobre proveniente del 102-EX se envía al domo de la Torre Lavadora 103-CO del Tanque Separador de Hidrocarburos y el resto a la succión de las Bombas 101-P, en las cuales la presión de la solución se eleva para alimentar al domo de las Torres Absorbedoras 101-CO1/CO2.

La circulación de la solución de DEA en el proceso es un circuito cerrado entre las Torres Absorbedoras y la Torre Regeneradora; teóricamente la misma cantidad de DEA permanece dentro del proceso, pero siempre existen pérdidas principalmente por arrastre con el gas dulce y/o los gases ácidos, lo cual se refleja en una disminución de la concentración de DEA.

Con objeto de mantener la solución de DEA libre de impurezas que causan problemas de corrosión y formación de espuma, se toma de la descarga de las Bombas 102-P, antes de los Cambiadores 102-EX, alrededor del 15% de la DEA circulante, se envía a los Filtros de hojas 101-F y a los Filtros de Carbón Activado 102-F.

El filtrado se efectúa en dos Filtros de Hojas 101-F permitiendo el filtrar continuamente la DEA, aún cuando se requiera formar la precapa de fibra de asbesto y tierra diatomea en uno de ellos, y en dos Filtros de Carbón Activado 102-F, operando en serie con los Filtros de Hojas, permitiendo filtrar continuamente el 10% de los Filtros 101-F, aún cuando se requiera regenerar uno de ellos. La DEA una vez filtrada se retorna al Tanque 107-V.

La DEA perdida en el sistema se repone a través de la Bomba de Amina de Repuesto 105-P, la cual transfiere DEA pura del Tanque de Amina 103-V al Tanque de Balance 107-V, en el cual se ajusta la concentración de la solución de DEA por medio de la adición de condensado.

Los derrames de DEA son regresados al Tanque 107-V, por medio de la Bomba de Amina 106-P colocada en la Fosa de Amina 101-L la cual recolecta los drenes y derrames de DEA producidos en la Planta.

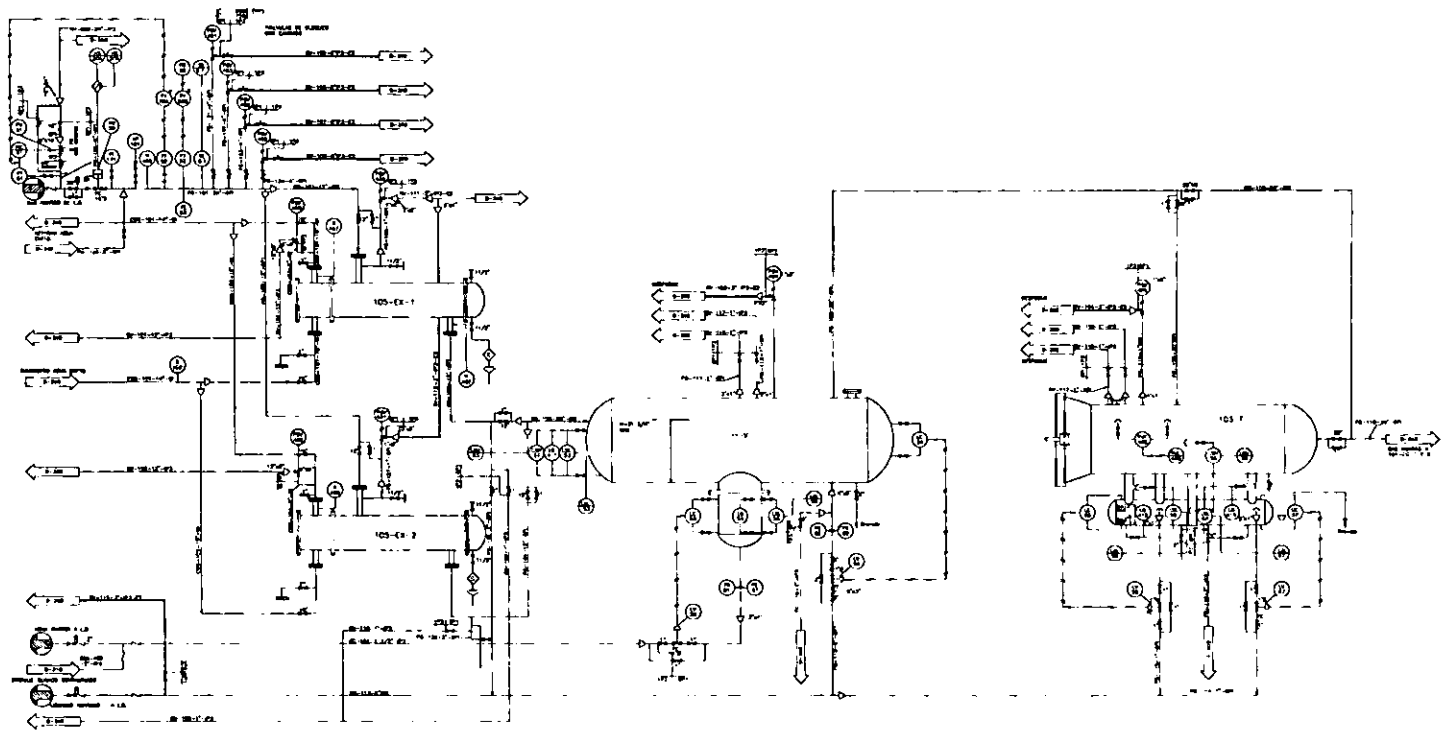
Para evitar la descomposición de la DEA, por la acción del oxígeno del aire, los Tanques 107-V y 103-V están provistos de gas de sello (gas combustible).

En adición a las previsiones tomadas para mantener la solución de DEA libre de impurezas contaminantes, la Planta cuenta con sistemas para dosificar anticorrosivos y antiespumantes a las corrientes de DEA pobre.





1. 2. 3. 4. 5. 6. 7. 8. 9. 10. 11. 12. 13. 14. 15. 16. 17. 18. 19. 20. 21. 22. 23. 24. 25. 26. 27. 28. 29. 30. 31. 32. 33. 34. 35. 36. 37. 38. 39. 40. 41. 42. 43. 44. 45. 46. 47. 48. 49. 50. 51. 52. 53. 54. 55. 56. 57. 58. 59. 60. 61. 62. 63. 64. 65. 66. 67. 68. 69. 70. 71. 72. 73. 74. 75. 76. 77. 78. 79. 80. 81. 82. 83. 84. 85. 86. 87. 88. 89. 90. 91. 92. 93. 94. 95. 96. 97. 98. 99. 100.



|   |   |   |   |   |   |   |   |   |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |     |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|-----|
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 | 37 | 38 | 39 | 40 | 41 | 42 | 43 | 44 | 45 | 46 | 47 | 48 | 49 | 50 | 51 | 52 | 53 | 54 | 55 | 56 | 57 | 58 | 59 | 60 | 61 | 62 | 63 | 64 | 65 | 66 | 67 | 68 | 69 | 70 | 71 | 72 | 73 | 74 | 75 | 76 | 77 | 78 | 79 | 80 | 81 | 82 | 83 | 84 | 85 | 86 | 87 | 88 | 89 | 90 | 91 | 92 | 93 | 94 | 95 | 96 | 97 | 98 | 99 | 100 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|-----|



INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLOS  
 CARRERA 14 N.º 100-100, BOGOTÁ, COLOMBIA  
 INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLOS  
 CARRERA 14 N.º 100-100, BOGOTÁ, COLOMBIA





101-V  
TANQUE REFRIGERADO  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

103-00  
TANQUE LAMINADO  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

104-00  
TANQUE DE  
PURGACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

105-V  
TANQUE ANTIOXIDANTE  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

106-P.P.P.  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

107-P.P.P.  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

108-P.P.P.  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

109-P.P.P.  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

110-P.P.P.  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

201-V  
TANQUE DE REFRIGERACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

203-P  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

204-P  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

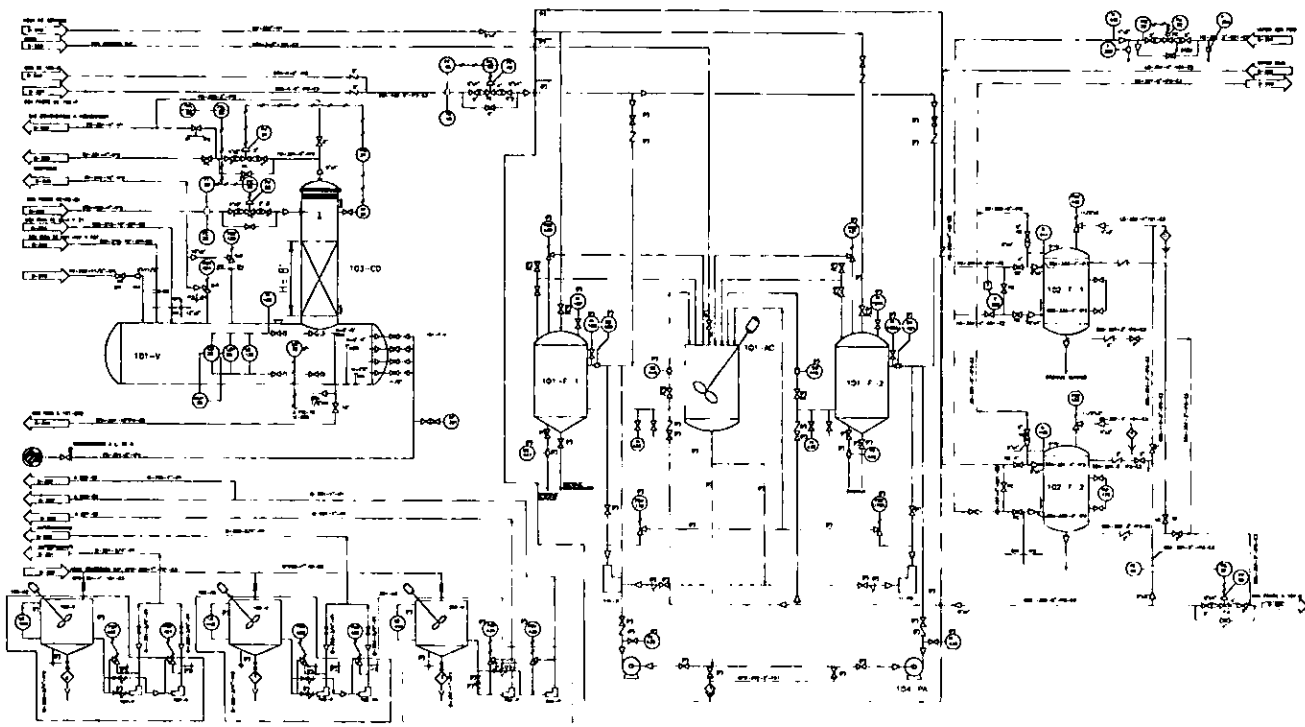
108-V  
TANQUE ANTIOXIDANTE  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

107-P.P.P.  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

106-P.P.P.  
BOMBA DE ALIMENTACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

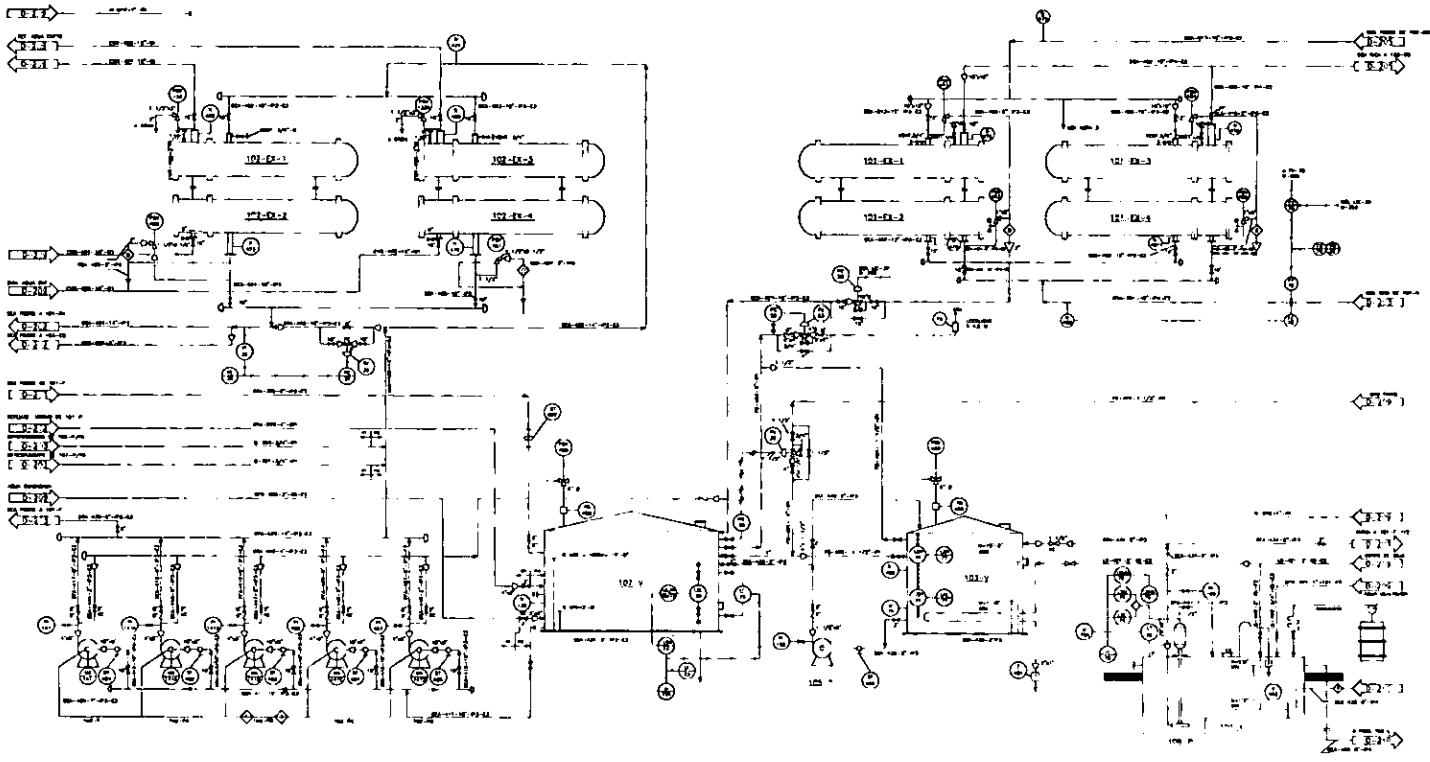
105-V  
TANQUE ANTIOXIDANTE  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP

104-00  
TANQUE DE PURGACION  
DE 1400 GALONES  
CAPACIDAD  
MATERIAL: ALUMINIO  
MOTOR: 1/2 HP



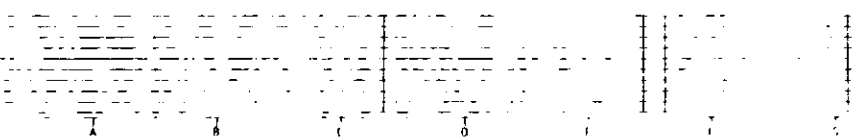
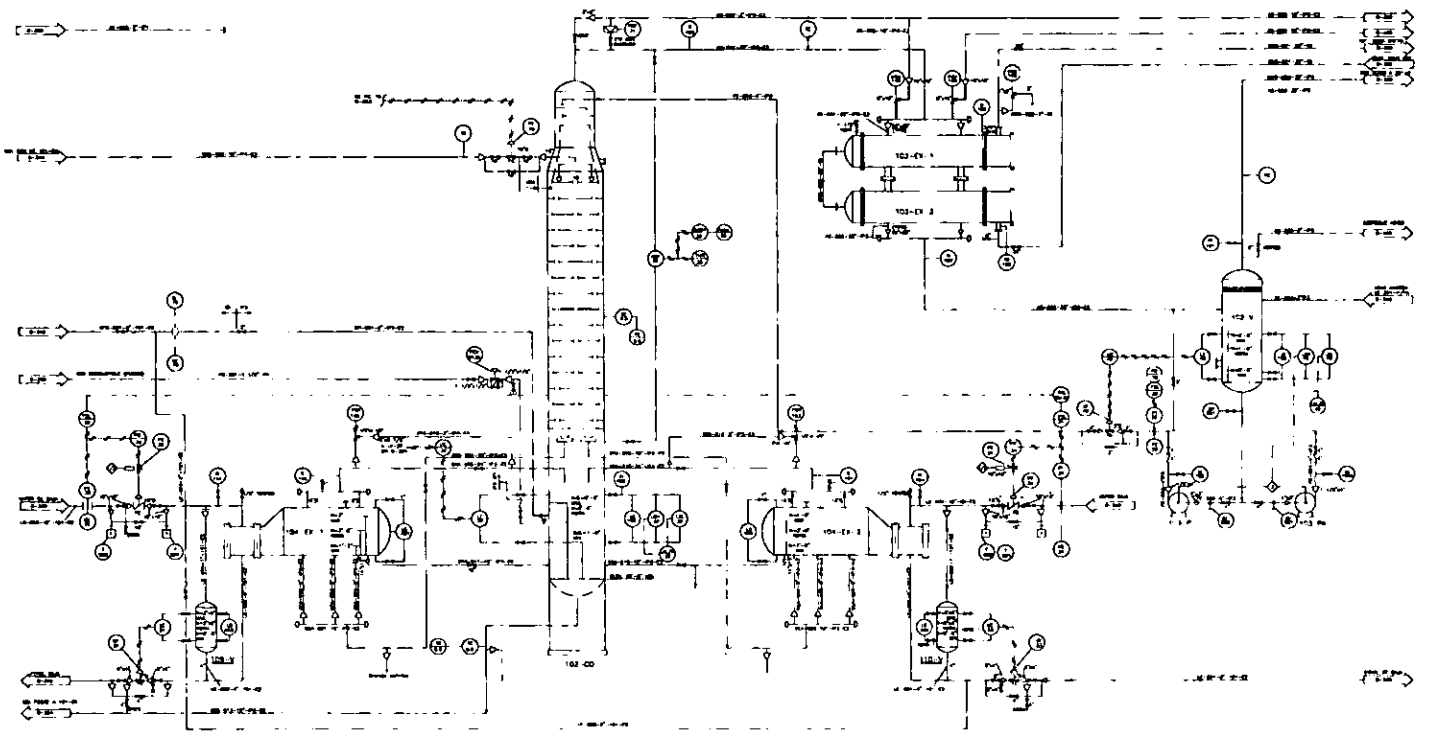
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA  
PLANTA INDUSTRIAL DE GAS LIQUEFACCIÓN  
CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

1.- DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA  
 2.- PLAN DE LA PLANTA  
 3.- PLAN DE LA PLANTA  
 4.- PLAN DE LA PLANTA  
 5.- PLAN DE LA PLANTA  
 6.- PLAN DE LA PLANTA  
 7.- PLAN DE LA PLANTA  
 8.- PLAN DE LA PLANTA  
 9.- PLAN DE LA PLANTA  
 10.- PLAN DE LA PLANTA



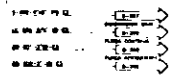
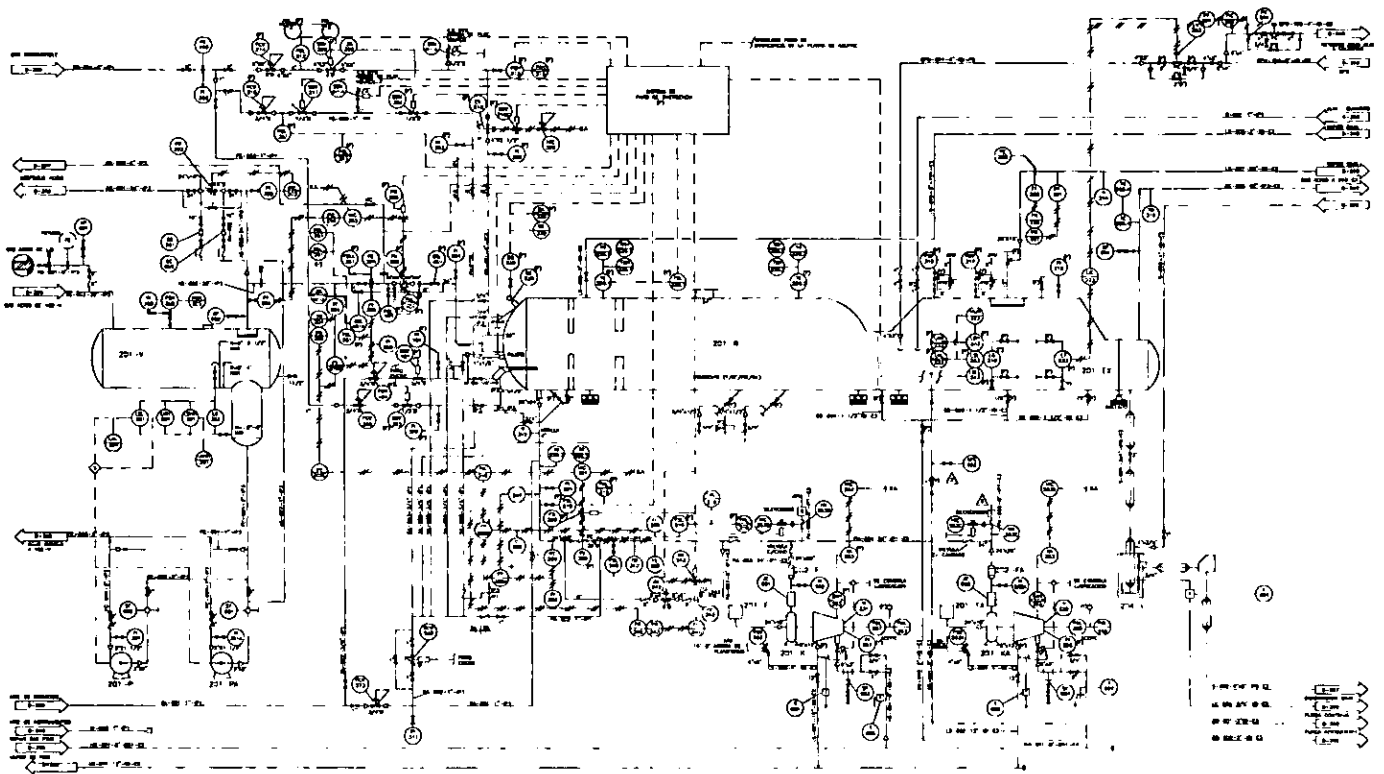
INSPECCIÓN NACIONAL AL COMERCIO DE ENERGÍA  
 PLAN DE LA PLANTA  
 PLANTA EN LA ZONERA DE GAS LÍQUIDO  
 C.P. 11-0000  
 ALZADO T. 11-0000-0000-0000  
 FOLIO 11-0000-0000-0000

1. Línea de Agua  
 2. Línea de Gas  
 3. Línea de Vapor  
 4. Línea de Aire  
 5. Línea de Aceite  
 6. Línea de Electricidad



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE COSTA RICA  
 INSTITUTO TECNOLÓGICO DE COSTA RICA  
 PLANTA INDUSTRIAL DE LAS CORDILLERAS  
 C.A. S.A. DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO  
 INSTITUTO TECNOLÓGICO DE COSTA RICA

1. Línea de agua potable  
 2. Línea de agua fría  
 3. Línea de agua caliente  
 4. Línea de gas  
 5. Línea de drenaje  
 6. Línea de ventilación



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 INSTITUTO DE INVESTIGACIONES Y ENGENIERÍA  
 PLANTILLA DE CALIDAD IMPRESA  
 C.P.C. ES. P. 1000  
 CALIDAD DE CALIDAD DE CALIDAD DE CALIDAD  
 CALIDAD DE CALIDAD DE CALIDAD DE CALIDAD





### III.2 PLANTA ENDULZADORA DE CONDENSADOS I Y II.

#### Sección De Carga.

Los condensados amargos se reciben en el Tanque de carga FA-4405. Este tanque opera a una presión de 50 Kg/cm<sup>2</sup> y 38 °C.

En el paquete de compresión de los gases amargos se comprimen a 72.4 Kg/cm<sup>2</sup> man, se enfrían en el EA-4405X y se envían al Separador de líquidos FA-4406X, y retornándose los líquidos al Tanque FA-4405, mientras que los gases ácidos se mandan a la planta de azufre para su tratamiento. Se ha instalado la línea 1 ½" P97-1D2A que servirá para presionar el Tanque FA-4402 en el inicio del arranque.

El Tanque FA-4405 está instrumentado con alarmas por alto y bajo nivel y protegido por sobrepresión por la válvula PSV-4423.

La carga es alimentada a los contactores por medio de la bomba GA-4405/R, a control de nivel del Tanque FA-4405.

#### Sección De Endulzamiento.

La descarga de la Bomba GA-4405/R se divide en tres ramales que constituyen la alimentación a cada Absorbedor DA-4401 A, B y C respectivamente. Se debe asegurar que los absorbedores tengan flujos iguales.

La alimentación de los hidrocarburos se efectúa por la parte inferior, mientras que la DEA por la parte superior. Se cuenta con un cabezal de distribución de líquido dentro de las tres Torres con el fin de lograr una mejor dispersión de un líquido en otro.

Los absorbedores son Torres con cinco camas empacadas con anillos rasching de cerámica de 1 ½", la altura de cada cama es 2.13 m. Los líquidos endulzados se extraen por el domo de cada Torre y pasan al Tanque acumulador de condensados dulces FA-4401. La DEA rica se extrae por el fondo de las Torres DA-4401 A, B y C respectivamente. El nivel normal de operación de la interface será de 1.2m arriba de la cama superior de empaque. La máxima concentración de H<sub>2</sub>S en la DEA rica debe ser de 0.45 mol de gas ácido/mol de DEA para evitar aumento en la corrosividad de dicha solución. Las condiciones de operación de estos Absorbedores son 85.1 Kg/cm<sup>2</sup>man y 41°C. El acumulador FA-4401 tiene una pierna de separación de donde se extrae a control de nivel de interface la DEA que se haya arrastrado en los hidrocarburos.

La DEA se envía al acumulador de DEA rica FA-4402. Los hidrocarburos dulces son enviados a control de presión a la sección de estabilización. La presión es controlada a 85.8 Kg/cm<sup>2</sup> man.

La DEA pobre es bombeada al sistema por la GA-4402/R, se deben asegurar flujos iguales o el correspondiente a cada contactor, de acuerdo a la alimentación de hidrocarburos. Se cuenta con alarmas por bajo flujo en cada línea con la finalidad de prever anomalías en el proceso.

Las extracciones de DEA rica de los Absorbedores DA-4401 A, B y C, se envía a los filtros de DEA rica FD-4401 A, B y C para separar cualquier impureza arrastrada por esta corriente. Una vez filtrada la corriente pasa al acumulador DEA rica FA-4402.



Este equipo opera a una presión de 17.6 Kg/cm<sup>2</sup> man. El Tanque FA-4402 está instrumentado con alarmas por alto y bajo nivel y protegido por sobrepresión por la válvula PSV-4405.

#### Sección De Regeneración De DEA.

La DEA rica se extrae del tanque FA-4402 a control de nivel, con el fin de evitar el "flasheo" del gas ácido por disminución de presión, se ha instalado la válvula controladora lo más cercana a la columna regeneradora DA-4402, disminuyendo así los problemas de corrosión en línea.

La DEA rica se hace pasar por los tubos de los cambiadores EA-4401 A y B en serie, donde intercambia calor con la DEA pobre de la Torre DA-4402. Aquí aumenta su temperatura de 52°C a 97°C. A esta temperatura se alimenta al plato número 3 de la Torre Regeneradora DA-4402.

La Regeneradora es una Torre de platos tipo válvula. Veinte de los platos son para efectuar la regeneración de la DEA y en los restantes fluye agua a contracorriente del gas ácido con el fin de llevar a cabo el lavado de éste y evitar pérdidas de DEA por arrastre. Las condiciones de operación son 1.2 Kg/cm<sup>2</sup> man y 115°C en el domo y de 1.4 Kg/cm<sup>2</sup> man y 126°C en el fondo.

Los gases ácidos saturados con agua que salen del domo de la columna, pasan a través del condensador EA-4403 que es del tipo carcaza y tubos en donde disminuyen su temperatura a 49°C y condensa el agua que sirve como reflujo (agua con pequeñas concentraciones de DEA), pasando la mezcla agua-gas ácido al tanque acumulador de reflujo FA-4403.

Los gases ácidos se envían a control de presión a límite de batería. Se cuenta con el FR-4412 con el fin de conocer el envío de gas ácido hacia la planta de azufre.

Los condensados del Tanque FA-4403 se reflujan a la Torre por medio de la Bomba GA-4403/R. El Tanque FA-4403 está instrumentado con alarmas por alto y bajo nivel para prever arrastre de líquidos por los gases o que caviten las Bombas de reflujo.

El calor de regeneración se obtiene en dos Rehervidores con vapor tipo "Kettle", los EA-4404 A y B. El vapor circula por los tubos y se ha instalado un indicador local de flujo en cada uno para efectos de balance.

La solución de DEA se hace llegar a los Rehervidores desde el plato 22 de la DA-4402. De la parte superior de los Rehervidores salen vapores en equilibrio que regresan a la Torre, mientras que por el fondo de los rehervidores, el líquido saturado regresa a la Torre. Se cuenta con indicadores de temperatura en cada corriente con el fin de controlar las condiciones del fondo. Los Rehervidores se protegen por el lado de la coraza por medio de las válvulas de seguridad PSV-4407 y PSV-4408.

La Torre DA-4402 está instrumentada con alarmas por alto y bajo nivel. Además se cuenta con una línea de 2" para inyectar agua y reponer el nivel cuando se requiera.

#### Recirculación De DEA Pobre.

La solución de DEA pobre se extrae por el fondo de la Torre DA-4402 y se hace fluir hacia el lado de la coraza de los Cambiadores EA-4401 A y B donde intercambia calor con la DEA rica, disminuyendo su temperatura de 126°C a 80°C.

La solución de DEA pobre de estos Cambiadores, es succionada por las Bombas GA-4401/R, mismas que tienen instalado en la línea de descarga un interruptor por baja presión que alarmará y arrancará el accionador de la Bomba que esté fuera de operación para evitar dejar sin carga a las bombas GA-4402 T/R. La DEA pobre se envía a los Enfriadores EA-4402 A y B en paralelo, donde se enfría con agua. Se cuenta con un director de 10" con el fin de tener la facilidad de poder sacar cualquiera de estos equipos a limpieza, sin necesidad de parar la planta.

Las corrientes que provienen de los Enfriadores EA-4402 A y B se unen en una sola para intercambiar calor por el lado de la coraza con agua de enfriamiento en el enfriador EA-4402C y disminuir su temperatura hasta 49°C.

Se cuenta con directos por ambos lados para tener la misma facilidad del equipo anterior.

La DEA enfriada se manda a la sección de endulzamiento de la línea de entrada a los filtros FA-4404 A/B, se deriva el injerto 6" P-217-3B12A que sirve para hacer nivel en el acumulador de DEA rica FA-4402 durante el arranque.

El 20% de la DEA enfriada se hace pasar a través de los filtros FA-4404 A y B en paralelo. Se cuenta con indicadores de flujo que permiten distribuir la DEA a cada elemento. El material filtrante es carbón activado.

Los filtros FA-4404 A y B están instrumentados con indicadores de presión diferencial que señalarán el grado de ensuciamiento. Cuando esto ha sucedido, se bloquea el filtro y después de vaciarse se regenera con vapor de media presión. La DEA pobre es succionada por las Bombas GA-4402 T/R y es enviada a los absorbedores DA-4401 A, B y C.

La reposición de DEA o el llenado del sistema se hará por medio de la Bomba GA-4404 que succiona de la Fosa FE-4401.

En la Fosa se prepara la DEA con condensado a la concentración requerida y se almacenará en el Tanque FB-4401.

El vaciado del sistema podrá hacerse por la tubería subterránea, la cual llega a la Fosa FE-4401 y de ahí se retornará al tanque FB-4401.

### Sección de Estabilización.

Por la parte superior del Tanque FA-4401, salen los hidrocarburos endulzados y son enviados al Separador de gas dulce FA-4501. La presión de éstos disminuye a 42 Kg/cm<sup>2</sup> produciéndose un 8% de vaporización.

El FA-4501 tiene un Separador de niebla en la boquilla de salida de los vapores, además en la línea de vapores al compresor GB-4501, se ha instalado el Separador de Condensados HA-4501, con el fin de evitar cualquier arrastre de líquido hacia el Compresor. Se ha instrumentado el tanque FA-4501 con alarmas por alto y bajo nivel, también se protege por sobrepresión con la válvula de seguridad PSV-4416.

Los líquidos se extraen del primer Separador y son enviados junto con los hidrocarburos de la planta, al Segundo Separador de gas dulce FA-4502 con 4.3% de vaporización.



En este Separador la presión se controla a 28.1 Kg/cm<sup>2</sup>, y sus vapores se envían al Tanque de succión FA-4503 del Compresor GB-4501, parte de estos vapores servirán para controlar la presión en el acumulador de DEA rica FA-4402.

El líquido que sale del Tanque FA-4502 se divide en dos corrientes: la corriente secundaria se alimenta al plato No. 1 de la Torre estabilizadora DA-4501 fluyendo por el lado de la coraza, donde intercambia calor con los líquidos estabilizados del fondo de la Torre DA-4501. Estos se enfrían de 103°C a 79°C, mientras que la corriente principal se calienta de 21°C hasta 43°C.

La ganancia de calor propicia una vaporización de 8.1 % en peso y a estas condiciones se alimenta al plato No. 6 de la Columna estabilizadora. El EA-4501 cuenta con directos tanto por el lado de la coraza como por el lado de los tubos, con el objeto de poderle dar mantenimiento y continuar operando la planta a carga parcial.

La Torre estabilizadora DA-4501 consta de 18 platos, comprendidos en dos secciones de diferente diámetro, la primera sección del plato 1 al 5 es de 0.95 m de diámetro, mientras que la segunda integrada por el resto, es de 1.37 m de diámetro. Los platos son de tipo válvula y de un solo paso.

Las condiciones de operación de la Torre son; 21.1 Kg/cm<sup>2</sup> y 29°C en el domo, y 21.4 Kg/cm<sup>2</sup> y 103°C en el fondo.

El calor necesario para la operación de la Torre estabilizadora se suministra en el Rehervidor de fondos EA-4502, al cual se le suministra vapor de 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> que fluye por la coraza. El calor suministrado está en función de la temperatura del plato No. 16.

Los líquidos estabilizados, propano y más pesados, se extraen del fondo de la columna y pasan al cambiador de calor EA-4501, donde, como ya se mencionó antes, intercambian calor con la alimentación al plato No. 6 de la Torre DA-4501, y posteriormente se enfrían con agua hasta 37°C en el Cambiador EA-4503.

Del enfriador EA-4503, los hidrocarburos son tomados por la Bomba GA-4501/R para enviarlos a la criogénica. Este envío es a control de nivel de la Torre DA-4501.

#### Sección De Compresión.

Los gases separados en la Torre DA-4501 están constituidos esencialmente por C1, C2 y C3. Estos gases se unen a los gases dulces del tanque FA-4502 y se envían al tanque de succión FA-4503 del Compresor GB-4501.

Este Tanque está provisto con un serpentín cuya finalidad es vaporizar cualquier cantidad de líquido que llegase a estar presente en el mismo, pero además cuenta con una alarma por alto nivel así como un dispositivo de seguridad que para el Compresor GB-4501 cuando el nivel de líquidos alcanza un nivel anormal.

El Tanque FA-4503 opera a 21.1 Kg/cm<sup>2</sup> y 26°C. A la descarga del primer paso del compresor se le une la corriente proveniente del Tanque FA-4501, ambas corrientes son manejadas por el segundo paso para salir finalmente del compresor a 71.0 Kg/cm<sup>2</sup> y 86°C.

Los gases comprimidos son enviados al enfriador con agua EA-4504, donde se enfrían de 86°C a 43°C.



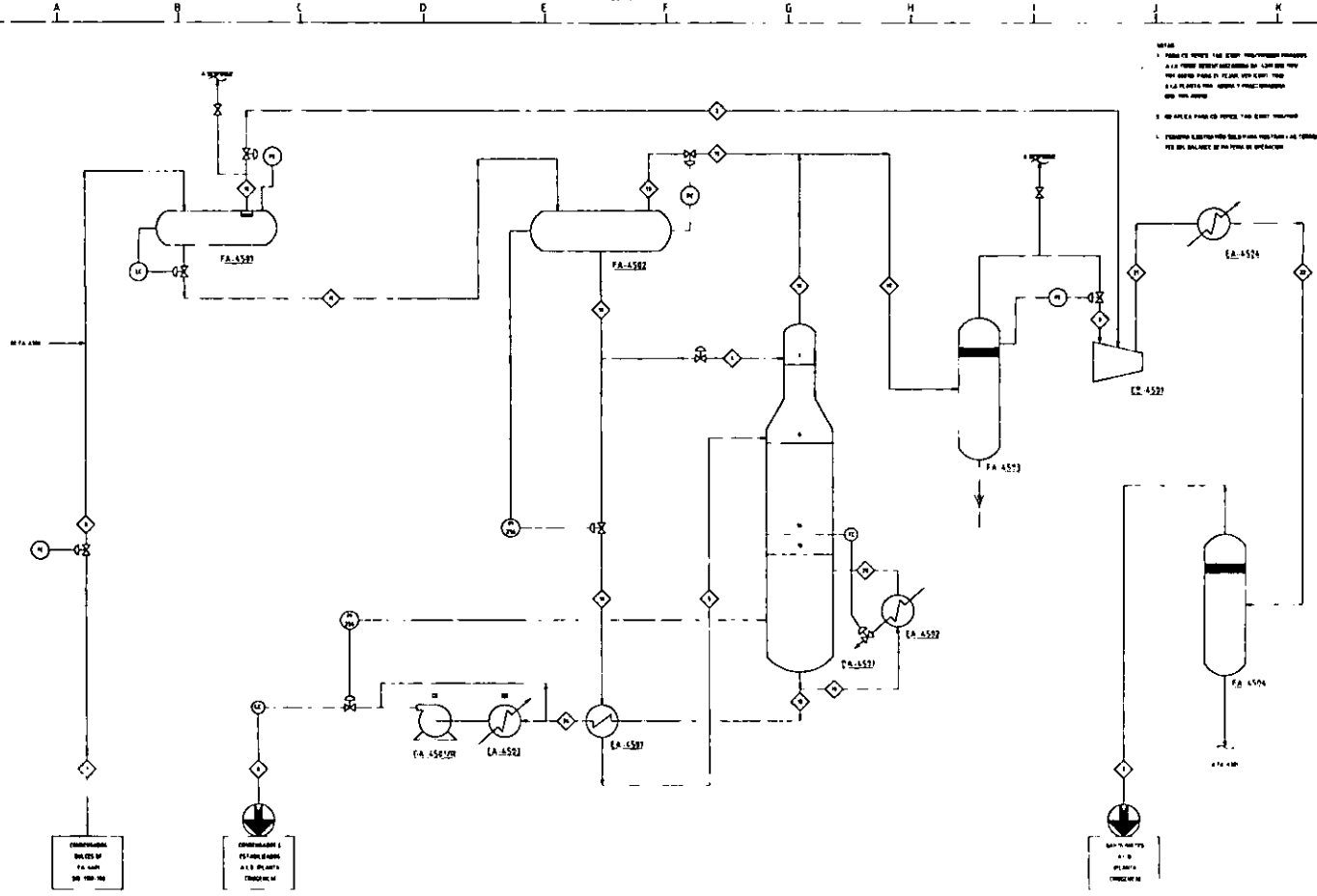
## COMPLEJO CIUDAD PEMEX DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

---

Los gases dulces, ya fríos, son enviados al Tanque Separador de líquidos FA-4505. De este Tanque, los líquidos separados, se envían al primer Separador de gas dulce FA-4501 a través de una trampa. En FA-4504 se ha instalado una alarma por alto nivel que indicará que deben purgarse manualmente los líquidos acumulados, hacia el Separador FA-4501 en caso de falla de la trampa.

El Compresor GB-4501 cuenta con válvulas de control, las cuales permiten controlar la presión de succión de la primera y segunda etapas, recirculando gas de la descarga hacia las succiones.

Los gases comprimidos se envían a la Planta Criogénica.



- NOTAS
1. TUBERÍAS DE VENTILACIÓN DE LOS EQUIPOS INTERCONECTADOS
  2. A LA VEZ QUE SE REALICE EL MANTENIMIENTO DE UN EQUIPO DEBE DEBERSE DE REALIZAR EL MANTENIMIENTO DE LOS EQUIPOS INTERCONECTADOS
  3. EN APARTE DE LOS EQUIPOS DE VENTILACIÓN DE LOS EQUIPOS INTERCONECTADOS
  4. FOMENTO ALBERTO VILLALBA Y SU EQUIPO / 145 TORREÓN PER. DEL. BALANCE DE MANTENIMIENTO DE UN EQUIPO

CONDENSADOR  
DE VENTILACIÓN  
FA-4571  
300 100 100

CONDENSADOR 1  
DE VENTILACIÓN  
A LA VEZ QUE SE  
REALICE EL  
MANTENIMIENTO

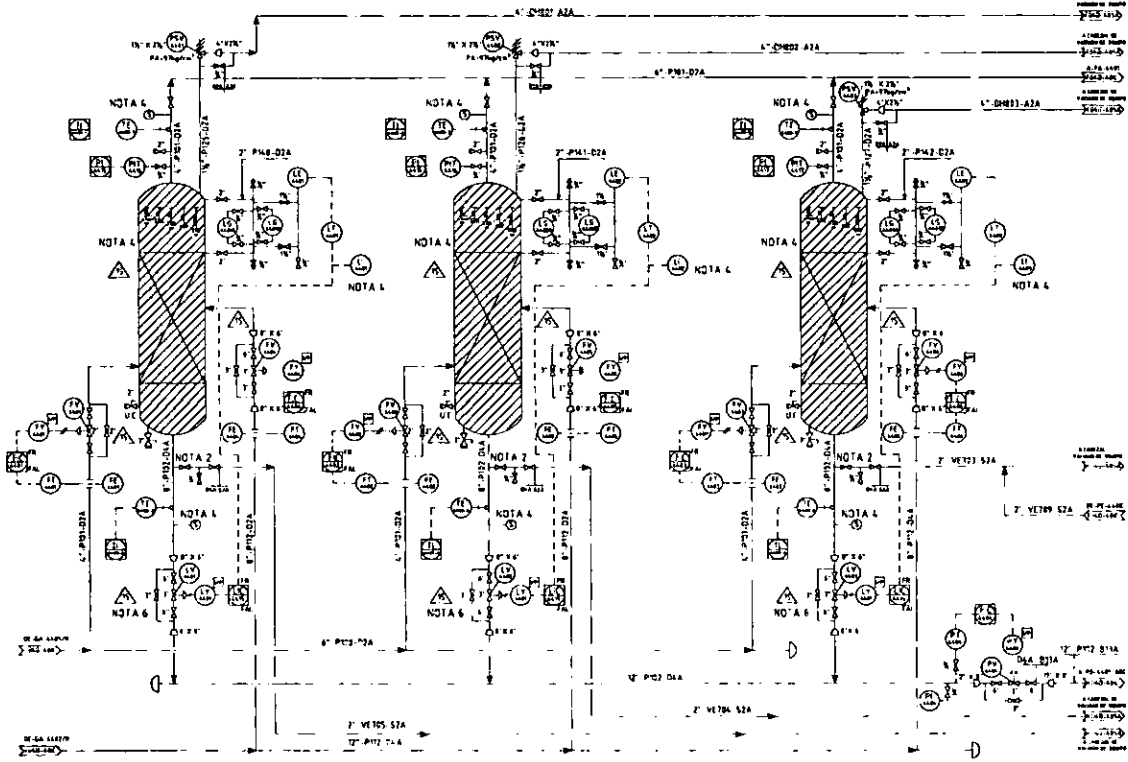
REBOILER  
FA-4572  
300 100 100



COMISIÓN NACIONAL HIDROCARBUROS DE MÉXICO  
NOMENCLATURA DE EQUIPOS Y TUBERÍAS  
EN LOS SISTEMAS DE VENTILACIÓN DE CONDENSADORES  
Y REBOILERS DE LAS PLANTAS  
DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO  
SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN  
MAYO DE 1980





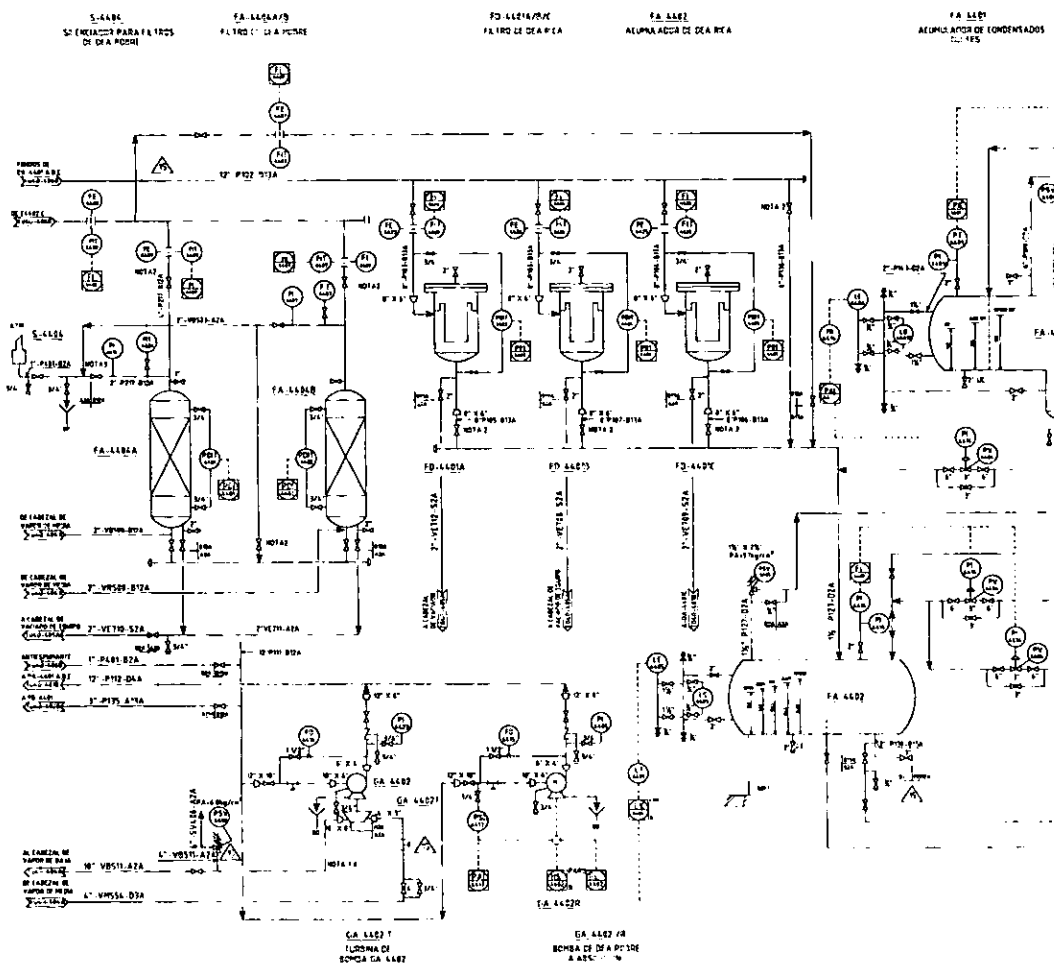


NOTAS

- 1 PARA NOTAS GENERALES DIRIGIRSE DE REFERENCIA DISEÑO DE TUBERIAS Y SIMBOLOS DE INSTRUMENTOS VER DISEÑO DE VOL. 1042-1074
- 2 LAS LINEAS DE VARIACION EQUIPO SE DEBE ALCANZAR EN LOS PUNTOS MAS BAJOS DE LA TUBERIA
- 3 LAS ALTURAS DE NIVELES Y EQUIPOS ESTIMADAS EN mm
- 4 LA VALVULA DE LA TORNILLO DEBERIA ESTAR ESTERNA CON LA MANIVELA
- 5 ESTE PLANO ES UNA REPRODUCCION DEL CORRESPONDIENTE AL REV. CON N.º 1007 Y REV. 18 CORRESPONDIENTE LA RESPONSABILIDAD DE EL COMPLETITO AL DISEÑO A PARTIR DE LA REV. N.º DE FIRMADO AGOSTO PARA EL CONTRATO PRECISO EN N.º 1007 DE SAN CARLOS
- 6 LOS MONITORES DE UNIV. ES RECOMENDADO ESTAR VISIBLES Y ACCESIBLES DESDE LA PLATAFORMA DE CONTROL EN EL SV. PASO DE LA VALVULA CONTRA ADICION DE NIVEL



INSTITUTO NACIONAL DE RECURSOS HÍDRICOS  
 INSTITUTO NACIONAL DE RECURSOS HÍDRICOS  
 EN LA CIUDAD Y ESTABLECIMIENTO TECNOLÓGICO  
 DE SAN CARLOS DE MIRAFLORES  
 BOULEVARD DE LA UNIÓN N.º 1007  
 SAN CARLOS DE MIRAFLORES  
 DEPARTAMENTO DE SAN CARLOS DE MIRAFLORES  
 PERÚ



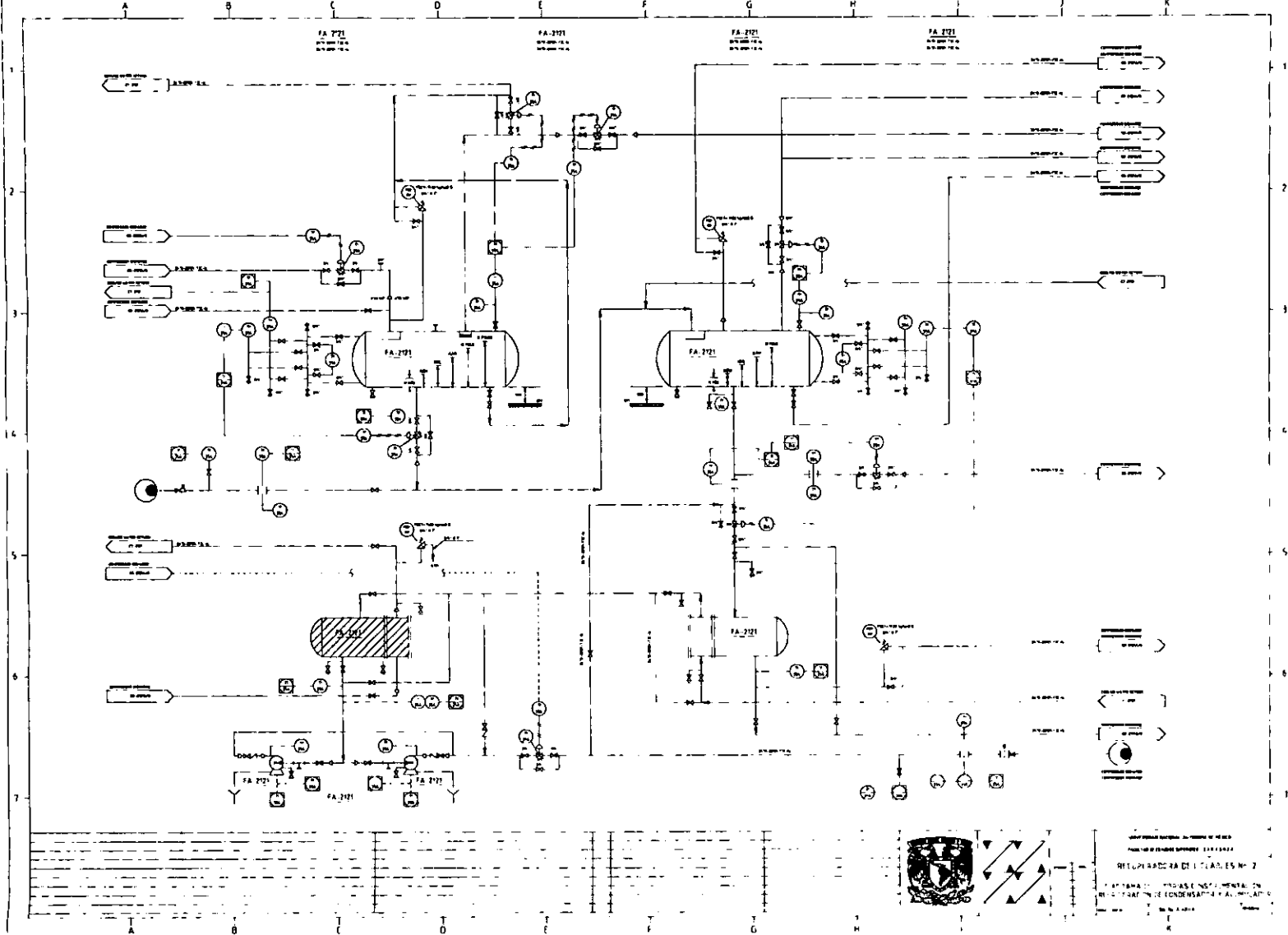
NOTAS

- 1 PARA NOTAS GENERALES DE REFERENCIA CALAMBA DE TUBERIAS Y SIMBOLOS DE INSTRUMENTOS VER DIBUJO NO. 1021-1000-0000
- 2 LAS VALVULAS DE ALBORO DEBEN SER ACCESIBLES Y DEBEN VOLVERSE DESDE ELIAS SIN RESPECTAR EN
- 3 FALCACION EN LOCAL ACCESIBLE
- 4 LAS ALFANUMERICAS Y EQUIPOS ESTAN MARCADOS EN UN
- 5 ESTE PLANO ES UNA REPRESENTACION DEL CORRESPONDIENTE AL DEL DIBUJO CON NOMBRES Y SIMBOLOS COMPRENDIDOS LA RESPONSABILIDAD DE EL DISEÑO PERTENECE AL DISEÑO A PARTIR DE LA REV. 01 DE FICHA ACCESORIA PARA EL ENTRENAMIENTO EN PONER EN SERVICIO 0000-00
- 6 LAS LINEAS DE VADADO DE EQUIPO SE LOCALIZARAN EN LOS PLANOS DE SERVICIO DE LA TUBERIA
- 7 PARA EL SISTEMA DE LUBRICACION DE LA TUBERIA VER DIAGRAMA DEL PROYECTO 1021
- 8 SE DEBE INSTALAR UNA TRAMPA DE VAPOR A LA ENTRADA Y SALIDA DE LA TUBERIA A LA SALIDA DE ESTE LOCAL PARA EL MANTENIMIENTO DE LA TUBERIA

- 1 TUBERIA DE VADADO
- 2 TUBERIA DE VADADO
- 3 TUBERIA DE VADADO
- 4 TUBERIA DE VADADO
- 5 TUBERIA DE VADADO
- 6 TUBERIA DE VADADO
- 7 TUBERIA DE VADADO
- 8 TUBERIA DE VADADO
- 9 TUBERIA DE VADADO
- 10 TUBERIA DE VADADO
- 11 TUBERIA DE VADADO
- 12 TUBERIA DE VADADO
- 13 TUBERIA DE VADADO
- 14 TUBERIA DE VADADO
- 15 TUBERIA DE VADADO
- 16 TUBERIA DE VADADO
- 17 TUBERIA DE VADADO
- 18 TUBERIA DE VADADO
- 19 TUBERIA DE VADADO
- 20 TUBERIA DE VADADO
- 21 TUBERIA DE VADADO
- 22 TUBERIA DE VADADO
- 23 TUBERIA DE VADADO
- 24 TUBERIA DE VADADO
- 25 TUBERIA DE VADADO
- 26 TUBERIA DE VADADO
- 27 TUBERIA DE VADADO
- 28 TUBERIA DE VADADO
- 29 TUBERIA DE VADADO
- 30 TUBERIA DE VADADO
- 31 TUBERIA DE VADADO
- 32 TUBERIA DE VADADO
- 33 TUBERIA DE VADADO
- 34 TUBERIA DE VADADO
- 35 TUBERIA DE VADADO
- 36 TUBERIA DE VADADO
- 37 TUBERIA DE VADADO
- 38 TUBERIA DE VADADO
- 39 TUBERIA DE VADADO
- 40 TUBERIA DE VADADO
- 41 TUBERIA DE VADADO
- 42 TUBERIA DE VADADO
- 43 TUBERIA DE VADADO
- 44 TUBERIA DE VADADO
- 45 TUBERIA DE VADADO
- 46 TUBERIA DE VADADO
- 47 TUBERIA DE VADADO
- 48 TUBERIA DE VADADO
- 49 TUBERIA DE VADADO
- 50 TUBERIA DE VADADO
- 51 TUBERIA DE VADADO
- 52 TUBERIA DE VADADO
- 53 TUBERIA DE VADADO
- 54 TUBERIA DE VADADO
- 55 TUBERIA DE VADADO
- 56 TUBERIA DE VADADO
- 57 TUBERIA DE VADADO
- 58 TUBERIA DE VADADO
- 59 TUBERIA DE VADADO
- 60 TUBERIA DE VADADO
- 61 TUBERIA DE VADADO
- 62 TUBERIA DE VADADO
- 63 TUBERIA DE VADADO
- 64 TUBERIA DE VADADO
- 65 TUBERIA DE VADADO
- 66 TUBERIA DE VADADO
- 67 TUBERIA DE VADADO
- 68 TUBERIA DE VADADO
- 69 TUBERIA DE VADADO
- 70 TUBERIA DE VADADO
- 71 TUBERIA DE VADADO
- 72 TUBERIA DE VADADO
- 73 TUBERIA DE VADADO
- 74 TUBERIA DE VADADO
- 75 TUBERIA DE VADADO
- 76 TUBERIA DE VADADO
- 77 TUBERIA DE VADADO
- 78 TUBERIA DE VADADO
- 79 TUBERIA DE VADADO
- 80 TUBERIA DE VADADO
- 81 TUBERIA DE VADADO
- 82 TUBERIA DE VADADO
- 83 TUBERIA DE VADADO
- 84 TUBERIA DE VADADO
- 85 TUBERIA DE VADADO
- 86 TUBERIA DE VADADO
- 87 TUBERIA DE VADADO
- 88 TUBERIA DE VADADO
- 89 TUBERIA DE VADADO
- 90 TUBERIA DE VADADO
- 91 TUBERIA DE VADADO
- 92 TUBERIA DE VADADO
- 93 TUBERIA DE VADADO
- 94 TUBERIA DE VADADO
- 95 TUBERIA DE VADADO
- 96 TUBERIA DE VADADO
- 97 TUBERIA DE VADADO
- 98 TUBERIA DE VADADO
- 99 TUBERIA DE VADADO
- 100 TUBERIA DE VADADO



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS  
 DIVISIÓN DE INVESTIGACIONES EN CIENCIAS BÁSICAS  
 LABORATORIO DE INVESTIGACIONES EN CIENCIAS BÁSICAS  
 INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS  
 DIVISIÓN DE INVESTIGACIONES EN CIENCIAS BÁSICAS  
 LABORATORIO DE INVESTIGACIONES EN CIENCIAS BÁSICAS



REPLAZADOR DE CLASES N° 2  
 PATRONAL INDUSTRIAL  
 REFRIGERACION DE CONDENSACION Y ALMACENAMIENTO





COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

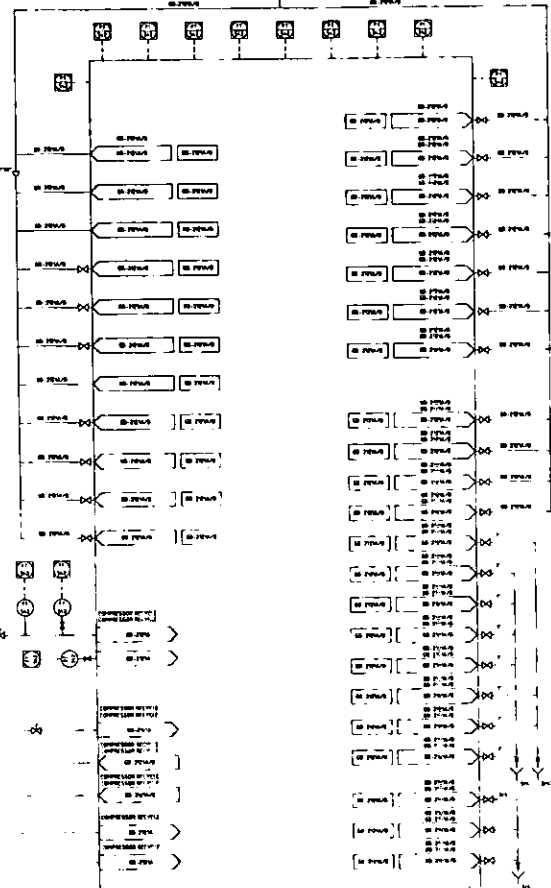
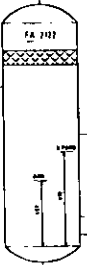
COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0

COMPRESSOR NETWORK  
W 2 2000 10 0



SECRET  
NO 210 2000 10 0  
SECRET

### III.3 PLANTA RECUPERADORA DE LICUABLES 1.

#### Separación Y Deshidratación Del Gas De Entrada.

El flujo de gas de entrada y los controladores de presión de entrada están localizados corriente arriba del Sistema de Deshidratación. PIC-9701 controlará la presión de entrada a la planta controlando PV-9701. FIC-9704 controla la posición de FV-9704, el cual controla el flujo de gas de entrada al cambiar la presión de succión a los Compresores de Gas Residual. Si la presión de gas de entrada bajara demasiado, un sobre pase de baja presión causará que FV-9704 sea controlado por PIC-9704, lo cual incrementará la presión de entrada a la planta reduciendo el flujo de gas de entrada.

Para utilizar las camas existentes de mallas moleculares de deshidratación, es necesario enfriar el gas de 116°F a 95°F, corriente arriba de las camas del deshidratador. Se utiliza agua de enfriamiento en el nuevo Enfriador de Gas de Entrada, EA21-320, para proporcionar este enfriamiento. El agua condensada será eliminada del gas de entrada en el Separador de Gas de Entrada, FA-202. Un filtro integrado, FD26-321, está localizado corriente arriba de los Deshidratadores, para prevenir que entre agua de la entrada de las camas de malla molecular.

Cuatro recipientes de malla molecular de adsorción de 72" I.D. x 29'-0" de alto deshidratarán hasta 315 MMPCSD (14.223 psia y 68°F), de gas de entrada cuando el gas esté saturado con agua a 850 psia y 95°F. Las condiciones de diseño para la salida de gas deshidratado son de 840 psia y 95°F.

Como con cualquier proceso Criogénico, el gas ultra seco es una necesidad. Se espera que la condición de la malla molecular existente y los procedimientos de regeneración pueden producir gas con un punto de condensación de -125°F. Analizadores de humedad continuos con una alarma de alta humedad deberán de ser utilizados para prevenir la posibilidad de la formación de hidratos en las partes más frías de la planta.

#### Recuperación NGL.

La Planta Retrofit puede procesar 315 MMPCSD (14.223 psia y 68°F) de gas de entrada a la vez que recupera 95.5% de propano. Referirse al Diagrama de Flujo de Proceso (PFD) D-956-7019-02 el cual muestra el flujo del proceso de la Planta Retrofit.

#### Enfriamiento y Separación de Gas de Entrada.

El gas de entrada deshidratado a 95°F y 840 psia es dividido, aproximadamente un 91% va al Primer Intercambiador de Gas de Entrada/Gas Residual, EA-203, donde es enfriado hasta 58°F por el gas residual de retorno. El 9% restante bypasea EA-203 y es entregado a la entrada de EA21-321.

La corriente de gas de entrada proveniente de EA-203 se divide en dos partes 71.5% procede del Primer Enfriador de Gas de Entrada, EA-204, y de los intercambiadores de calor corriente debajo de él.

La parte restante del gas de entrada es combinada con el gas que bypasea EA-203 y luego enfriada separadamente por los intercambiadores de calor en paralelo como se describe en la Sección de subenfriamiento y absorción.



Después de que ha sido enfriado a 14°F con propano refrigerante en EA-204, esta parte de gas de entrada, se alimenta al Segundo Intercambiador de Gas de Entrada/Gas Residual, EA-205, donde es enfriado hasta 2°F por el gas residual frío. El Segundo Enfriador de Gas de Entrada, EA-206, utiliza propano refrigerante de bajo nivel para enfriar esta parte del gas de entrada hasta -23°F aproximadamente.

Por intercambio cruzado con la corriente de gas residual en el Tercer Intercambiador de Gas de Entrada/Gas Residual, EA-207, el gas de entrada es enfriado hasta -25°F procedente del lado de la cañería de EA-207 es entregada al Separador de Entrada del Expansor, FA-205.

La corriente de gas proveniente de FA-205 es entregada al Expansor de Gas Alimentador del Desmetanizador, GC-202, donde es expandido hasta aproximadamente 432 psia a una temperatura de -71°F. La posición de las paletas del Expansor y PCV-205 será controlada por PIC-9705, el controlador de presión localizado en la tubería de salida del Expansor, lo cual controla el Desmetanizador y presión del Absorbedor. La corriente proveniente del expansor es entregada a la sección-media del Absorbedor, DA31-321.

El líquido proveniente de FA-205 es flasheado a través de la válvula de control de nivel y entregado al Separador alimentador del Desmetanizador, FA-206, a aproximadamente 471 psia y -50°F. El líquido proveniente de FA-206, es entregado al lado de la coraza de EA-208, donde el líquido es calentado y parcialmente vaporizado.

La corriente bifásica a 17°F, es entregada al Desmetanizador, DA-201, en su punto de alimentación más bajo. Los vapores provenientes de FA-206 son combinados con los vapores del domo del Desmetanizador y entregados al fondo del Absorbedor.

#### Subenfriamiento Y Absorción.

El gas de entrada que bypasea EA-203 es mezclado con parte del gas de entrada saliendo de EA-203 de tal forma que aproximadamente el 28.5% del gas de entrada es entregado a EA21-321 a 68°F.

Este gas es enfriado de 68°F hasta 35°F por el propano refrigerante en el Enfriador de Gas de Entrada de Alto Nivel, EA21-321. El gas de entrada es entonces enfriado hasta -22°F en el Precalentador Alimentador del Desmetanizador, EA-208. El enfriamiento en EA-208 es proporcionado por la corriente líquida proveniente de FA-206.

Esta parte de la corriente del gas de entrada es entonces condensada totalmente y subenfriada hasta -72°F en el Subenfriador EA21-322, por intercambio cruzado con el residual frío proveniente del domo del nuevo Absorbedor.

La corriente subenfriada proveniente de EA21-322 es entonces flasheada a aproximadamente 439 psia a través de FV-9701, la cual resulta en una temperatura de -108°F.

Esta corriente bifásica fría es luego alimentada al domo del Absorbedor donde proporciona reflujo a la columna.

El absorbedor, DA31-321, es una columna que contiene dos secciones empacadas que proporcionan la transferencia de masa entre las corrientes de vapor y líquido. La columna tiene tres puntos de alimentación. La corriente subenfriada flasheada proveniente de EA21-322 es alimentada al domo.



La alimentación media es la corriente de salida del Expansor, y la alimentación del fondo son los vapores del domo del Desmetanizador y FA-206.

#### **Desmetanización.**

El Desmetanizador, DA-201, contiene tres secciones empacadas. Un plato colector de líquido encima de la sección del fondo entregará líquido a 42°F al Rehervidor Lateral del Desmetanizador, EA21-323, donde es calentado hasta 64°F y retornado al Desmetanizador debajo del plato colector.

El Rehervidor Lateral reducirá el servicio del Rehervidor del Fondo del Desmetanizador, lo cual reduce la cantidad de vapor y carga de flujo líquido en la parte inferior de la columna.

La fuente de calor al Rehervidor Lateral del Desmetanizador es propano refrigerante proveniente del Acumulador de Propano Refrigerante, FA-211. Este intercambiador subenfria el refrigerante de 117°F hasta 50°F a la vez que proporciona calor al rehervidor lateral del Desmetanizador.

Agregando este intercambiador no solamente mejora la operación del Desmetanizador, sino que también mejora mucho la eficiencia del sistema de refrigeración existente.

El Desmetanizador producirá una corriente de producto del fondo con una proporción máxima de metano/etano de 2% (molar). El producto desmetanizado es bombeado a un lugar aparte para fraccionarlo. El gas del domo del Desmetanizador es entregado a la boquilla de alimentación del fondo del Absorbedor.

#### **Intercambio De Calor Del Gas Residual.**

El gas residual proveniente del domo del Absorbedor es entregado al Subenfriador, EA21-322, donde será calentado de -89°F hasta -29°F mientras condensa y subenfria una parte del gas de entrada. Después de EA21-322, el residuo proporciona enfriamiento a la parte principal del gas de entrada mientras pasa a través de los tres intercambiadores de Gas de Entrada/Gas Residual EA-207, EA-205, y EA-203. La temperatura del gas a la salida de estos intercambiadores es de -25°F, 1°F, y 82°F, respectivamente.

#### **Compresión Del Gas Residual.**

Después de que el gas residual es calentado hasta 82°F por EA-203, el gas combustible es eliminado y el gas restante es comprimido por el Expansor/Compresor de aproximadamente 381 psig hasta 423 psig. Una parte del gas proveniente de la descarga del Expansor/Compresor es entregado al sistema de regeneración de gas y recirculado a la succión del Expansor/Compresor. Si el Expansor está fuera de servicio, la señal proveniente de PDIC-9702 sobrepasará a la señal proveniente de FIC-9704 y cerrará parcialmente FV-9704, lo cual permitirá que el gas sea entregado al sistema de regeneración de gas.

Esto causará que la presión de succión de los Compresores de Gas residual, GB-203 A-C, sea de unos 30 psi menos, lo cual reducirá el flujo de gas de entrada a la planta.

El gas proveniente del Expansor/Compresor a 101°F es entonces comprimido hasta 1123 psia (o a la presión de la tubería, si es menor) por el Compresor de Gas Residual, GB-203 A-C.



La velocidad de los Compresores de Gas Residual no puede ser cambiada, porque los Compresores son manejados por una velocidad fija de motores eléctricos.

El flujo de gas a través de la planta es controlado por el flujo de gas a través de estos compresores, el único modo de cambiar el flujo de gas es cambiando la presión de succión a los compresores. FV-9704 cambia la presión de succión a los compresores y FV-9704 puede ser controlado por uno de tres controladores, dependiendo de las condiciones de la planta. A continuación hay unos ejemplos de lo que podría causar que uno de estos controladores controle FV-9704:

- a) Si la presión de entrada fuera cercana a la de diseño y el expansor estuviera operando, FV-9704 sería controlado por el controlador de flujo de gas de entrada, FIC-9704.
- b) Si la presión de entrada fuera menor que la de diseño y el expansor estuviera operando, un sobrepaso de baja presión causará que FV-9704 sea controlado por el controlador de presión de gas de entrada PIC-9704.
- c) Si la presión y la carga de flujo de entrada fueran cercanas a la de diseño y el expansor no estuviera operando, un sobrepaso causará que FV-9704 sea controlado por PDIC-9702.

Una combinación diferente de condiciones fuera de diseño podría causar que cualquiera de estos tres controladores controlen FV-9704.

### Sistema De Refrigeración.

El sistema de refrigeración es reutilizado sin ninguna modificación significativa. Las instrucciones de operación existentes para el Sistema de Refrigeración deberán de ser utilizadas. Las siguientes modificaciones fueron hechas al Sistema de Refrigeración, pero ellas no deberán tener impacto en el método de operación.

Un subenfriador de refrigeración (Recalentador Lateral del Desmetanizador, EA21-323) fue instalado para mejorar el funcionamiento del Sistema de Refrigeración. Este subenfriador de refrigerante incrementará la capacidad del Sistema de Refrigeración, pero de acuerdo a las curvas del compresor existente, no cambiará significativamente las presiones entre etapas.

Fueron agregadas nuevas boquillas de salida de vapor al lado de la coraza de EA-204 y EA-206 para minimizar el arrastre de líquidos con un incremento en el rendimiento.

El servicio de refrigeración de alto nivel fue convertido a enfriamiento de gas de entrada aproximadamente al mismo nivel de presión. La coraza de EA-210 fue reutilizada con un nuevo tubo empaquetado, EA21-321. La tubería de refrigeración existente fue reutilizada sin modificación, por lo cual, no se esperan cambios en la operación.

La carga de refrigeración para la etapa alta puede ser controlada cambiando la temperatura del gas de alimentación a la entrada del lado del tubo de EA-210. La temperatura de entrada al lado del tubo puede ser aumentada o disminuida cambiando la posición de la válvula de bypass manual alrededor de EA-203.

Debido a que la carga de circulación para el sistema de refrigeración ha incrementado, el Separador en Línea Refrigerante, FA32-321 fue instalado en la primera etapa del Compresor de Refrigeración de la tubería de succión. Este es un eliminador de rocío de tipo aleta, el cual eliminará cualquier arrastre de refrigeración del Separador de succión, FA-208.



### **Entrega De Producto.**

Las Bombas de Fondos del Desmetanizador entregarán el producto a la tubería de producto de la Bomba del tanque (surge).

Una válvula de recirculación de flujo mínimo y su tubería asociada son proporcionadas para proteger las Bombas de Fondos del Desmetanizador de algún daño debido a condiciones de bajo flujo. El producto desmetanizado será transportado por tubería a un lugar aparte para su fraccionamiento.

### **Suministro De Gas De Regeneración De Deshidratación.**

Gas de regeneración para el sistema de Deshidratación es normalmente abastecido de la descarga del Expansor/Compresor.

El retorno del gas de regeneración será recirculado hacia el lado de entrada del Expansor/Compresor. Esto significa que el Expansor/Compresor provee la presión requerida para fluir gas a través del sistema de regeneración.

Un suministro alterno de gas de regeneración proviene de un punto corriente arriba de FV-9704. Si el Expansor es parado, PDT-9702 censará la baja presión diferencial en el sistema de regeneración y la señal proveniente de PDIC-9702 sobrepasará la señal del FIC-9704 y PDIC-9702 comenzará a controlar FV-9704 para mantener una presión diferencial que sea lo suficientemente alta como para causar el flujo de gas a través del sistema de regeneración. Esto causará que la presión de succión a los Compresores de Gas Residual sea menor, lo cual reducirá el flujo de gas de entrada.

EA-200  
FIRST MEET GAS/  
RESERVE GAS EXCHANGER  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-201  
FIRST MEET  
GAS EXCHANGER  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-205  
SECOND MEET GAS/  
RESERVE GAS EXCHANGER  
1000 HP  
1000 PSIA

EA21-171 (RESERVE)  
HIGH LEVEL MEET  
GAS EXCHANGER  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-206  
SECOND MEET  
GAS EXCHANGER  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-207  
THIRD MEET GAS/  
RESERVE GAS EXCHANGER  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-208  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-209  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-210  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-211  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-212  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-213  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-214  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-215  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

GA-1-221A/B  
DEMEANER  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-216  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-217  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-218  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-219  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-220  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-221  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-222  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-223  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

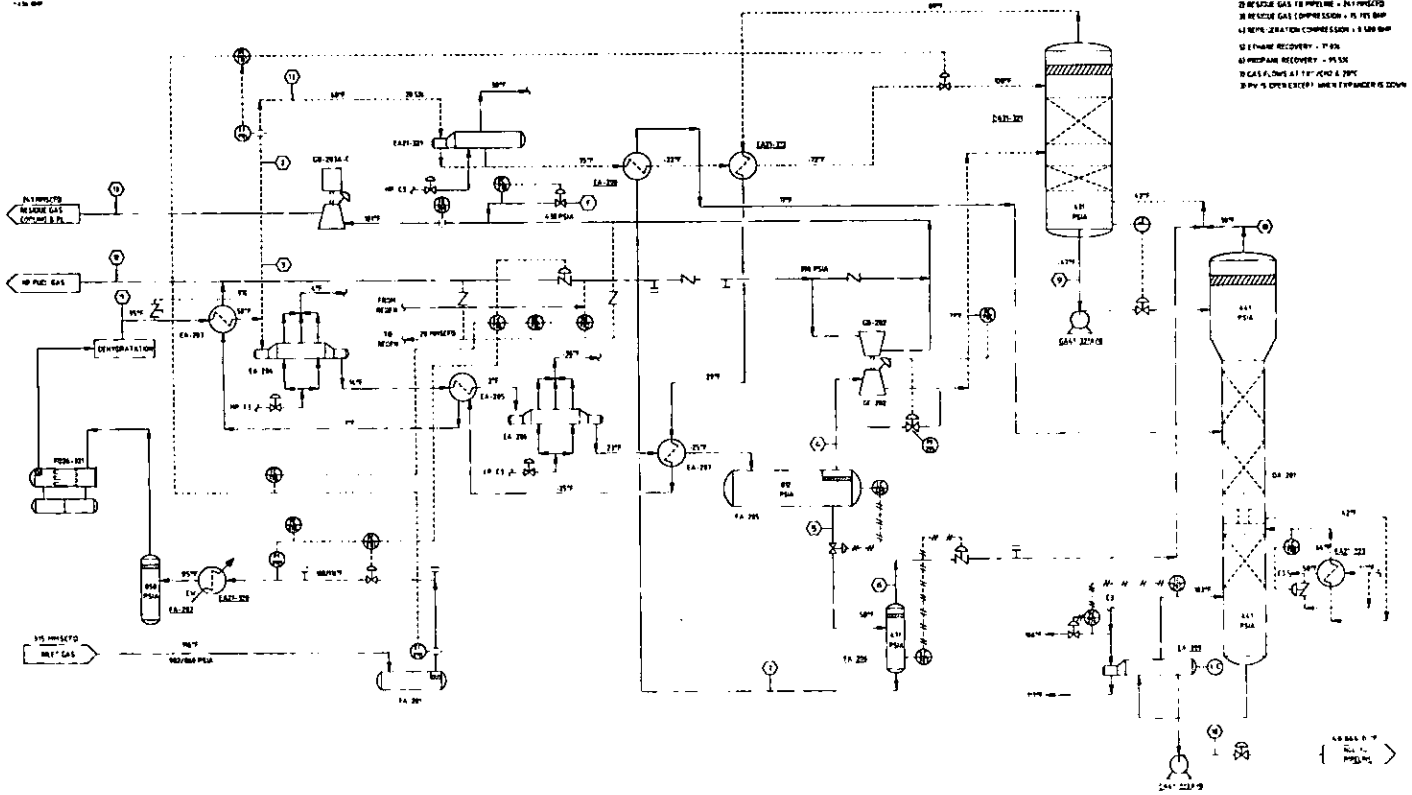
EA-224  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-225  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-226  
EXPANDER  
MEET SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

EA-227  
EXPANDER  
RESERVE SEPARATOR  
1000 HP  
1000 PSIA

NOTES  
1 MEET GAS RATE 1000000  
2 RESERVE GAS PIPELINE - 24" PIPES  
3 RESERVE GAS COMPRESSOR - 1000 HP  
4 MEET SEPARATOR COMPRESSOR - 1000 HP  
5 ETHANE RECOVERY - 1000  
6 ETHANE RECOVERY - 1000  
7 GAS FLOW AT 10000 & 2000  
8 P.V. OPERATES WHEN EXPANDER IS DOWN



UNIVERSITY MICROFILMS  
SERIALS ACQUISITION  
300 N ZEEB RD  
ANN ARBOR MI 48106  
SERIALS ACQUISITION  
300 N ZEEB RD  
ANN ARBOR MI 48106



FA-200 A-F  
DESODRATADORES  
800 MM Ø x 3000 MM ALT.  
PRESION DE OPER. 15.10 KG/CM<sup>2</sup> ABSOL.  
TEMPERATURA DE OPER. 100°C

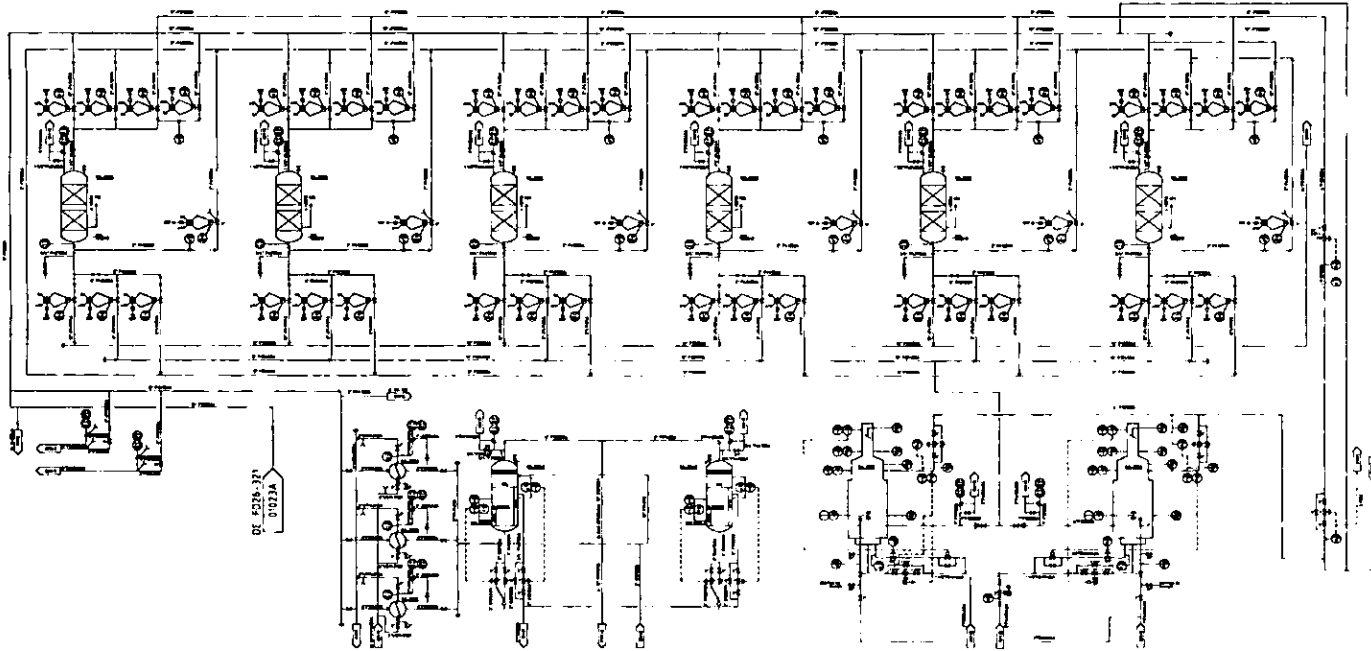
EA-202 A-C  
ENFRIADOR DE GAS  
DE RECUPERACION  
1000 MM Ø x 3000 MM ALT.  
CARGA TEMPER. 15°C IN. 10-1000 PPM

FA-201 A-B  
SEPARADOR DEL GAS  
DE RECUPERACION  
1000 MM Ø x 3000 MM ALT.  
PRESION DE OPER. 16.37 KG/CM<sup>2</sup> ABSOL.  
TEMPERATURA DE OPER. 100°C

FA-202  
SEPARADOR DEL GAS  
DE CARGA A DESODRATADORES  
1000 MM Ø x 3000 MM ALT.  
PRESION DE OPER. 16.37 KG/CM<sup>2</sup> ABSOL.  
TEMPERATURA DE OPER. 100°C

BA-200A  
CALENTADOR DE GAS  
DE RECUPERACION  
CARGA TEMPER. 15.10 KG/CM<sup>2</sup>

BA-200B  
CALENTADOR DE GAS  
DE RECUPERACION  
CARGA TEMPER. 15.10 KG/CM<sup>2</sup>



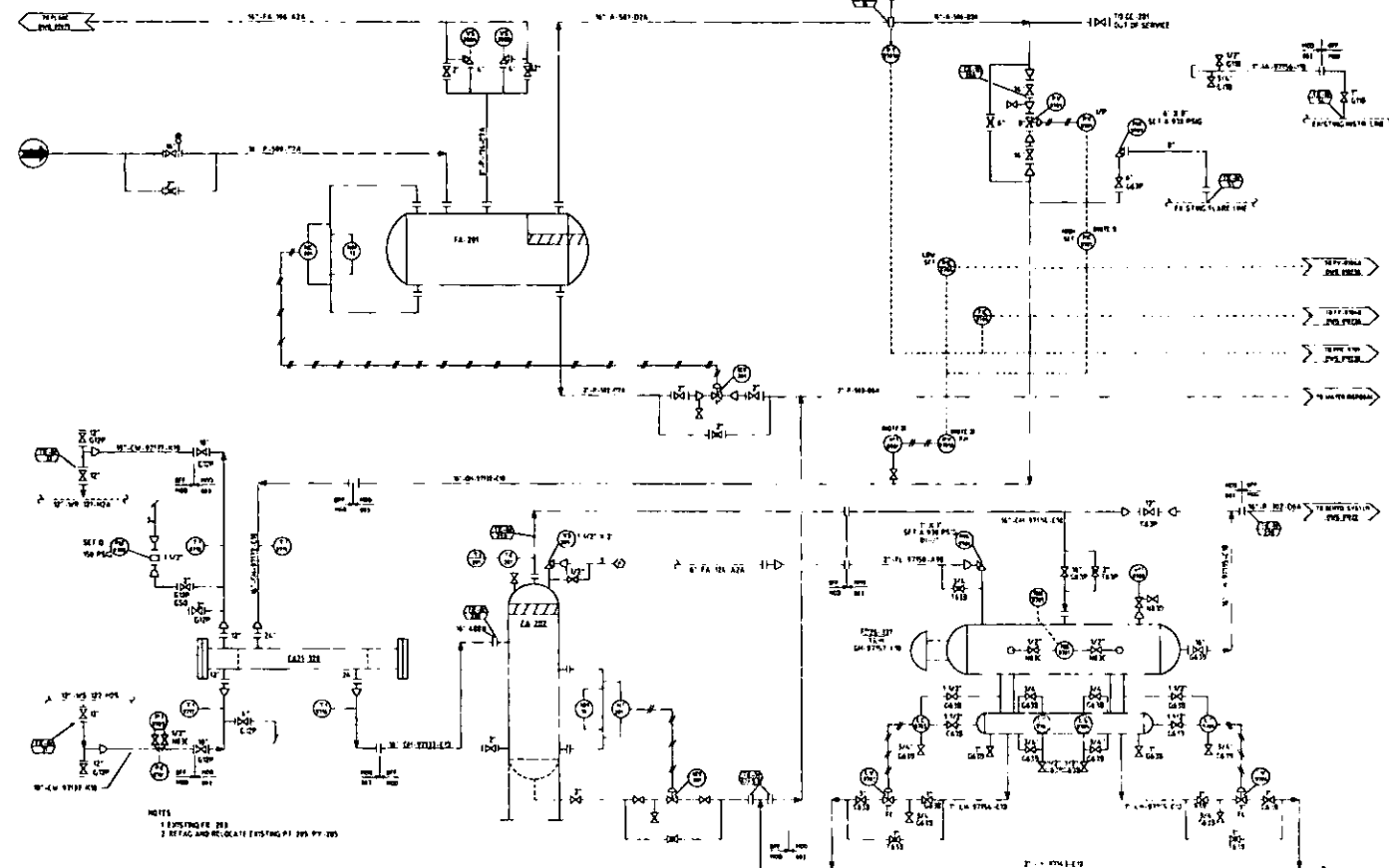
Plantilla de datos: 10/10/1978  
 PLANTA DE TRATAMIENTO DE GASES  
 DE RECUPERACION DE GAS  
 DE CARGA A DESODRATADORES

FIG. 201  
 SPLIT FLOW  
 MULTIFLOW SEPARATOR  
 PUMP FOR PSC AT 1579  
 MULTIFLOW SEPARATOR  
 PUMP FOR PSC AT 1579

FIG. 202  
 SPLIT FLOW  
 MULTIFLOW SEPARATOR  
 PUMP FOR PSC AT 1579  
 MULTIFLOW SEPARATOR  
 PUMP FOR PSC AT 1579

FIG. 203  
 MULTIFLOW SEPARATOR  
 PUMP FOR PSC AT 1579  
 MULTIFLOW SEPARATOR  
 PUMP FOR PSC AT 1579

FIG. 204  
 MULTIFLOW SEPARATOR  
 PUMP FOR PSC AT 1579  
 MULTIFLOW SEPARATOR  
 PUMP FOR PSC AT 1579



NOTES  
 1 INSTRUMENTS 201  
 2 RETAIL AND RELOCATE INSTRUMENTS 201 202 203 204



DIAGRAMA DE SERIE INSTRUMENTACION  
 SISTEMA DE REACTOR 1579

FA-201  
SEPARADOR DE GAS  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR  
Y UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE LÍQUIDO EN LA PARTE INFERIOR.

FA-202  
CALENTADOR DE GAS DE  
ALIMENTACIÓN A PRESIÓN  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR.

FA-203  
PRIMERA COMPRESOR DE GAS  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR.

FA-204  
SEGUNDA COMPRESOR DE GAS  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR.

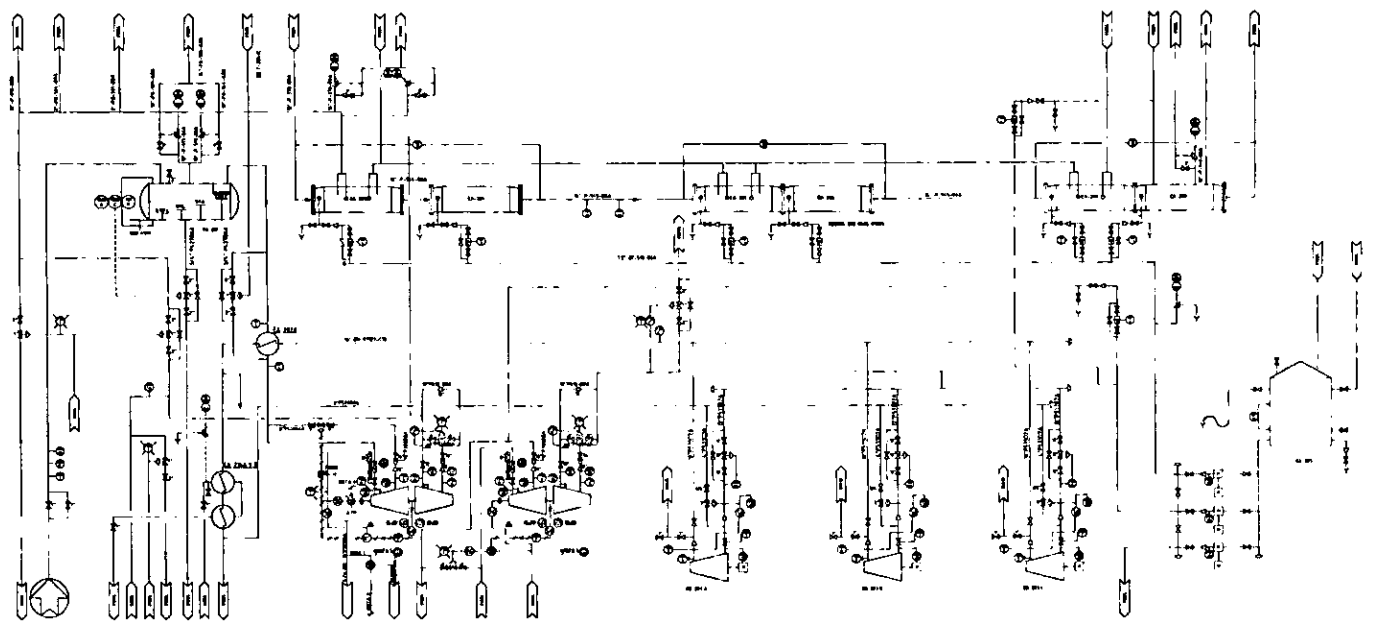
FA-205  
TÉRMINO DE GAS DE ALMACENAMIENTO  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR.

FA-206  
SEGUNDO COMPRESOR DE GAS  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR.

FA-207  
SEPARADOR DE GAS  
DE LÍQUIDO DE ALIMENTACIÓN  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE LÍQUIDO EN LA PARTE SUPERIOR  
Y UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE INFERIOR.

FA-208  
PRIMERA COMPRESOR DE ALIMENTACIÓN  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR.

FA-209  
ACTUADOR DE RETARDO  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR.



FA-2010-11  
TERCERA COMPRESOR DE  
GAS EN LA PARTE SUPERIOR  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE SUPERIOR.

FA-2010-12  
BOMBA DE INYECCIÓN  
CON UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE LÍQUIDO EN LA PARTE SUPERIOR  
Y UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
DE GAS EN LA PARTE INFERIOR.



INFORMACIÓN DE CONTACTO  
CON EL COMANDO EN JEFE  
DE LA FUERZA ARMADA  
MEXICANA  
CARRANZA, LUIS A. ROSALES  
EMPRESA DE GAS DE CALIFORNIA

EA 253  
FIRST HEAT  
HEATING GAS TO RADIATOR  
IN CASE  
SHALL BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM  
TUBE BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM

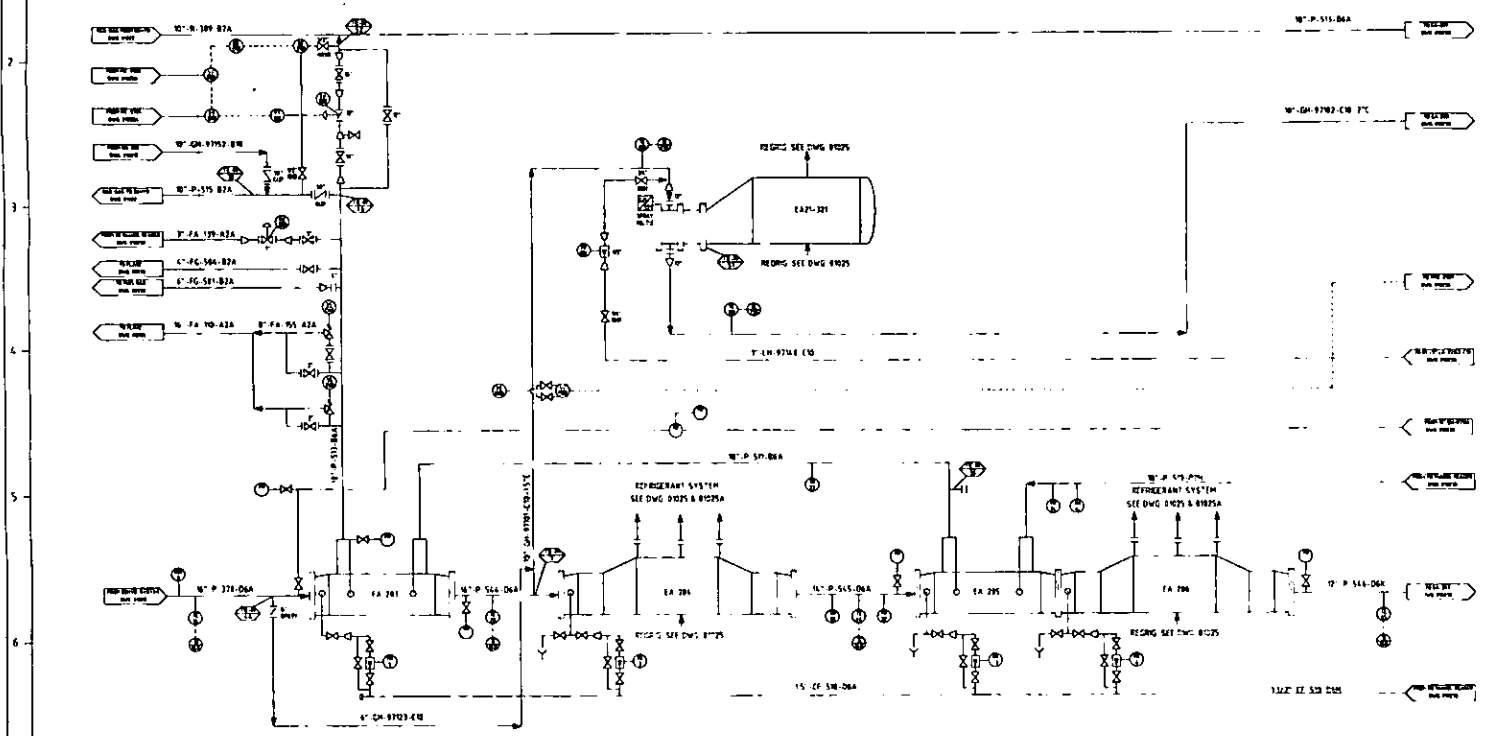
EA 254  
FIRST HEAT  
HEATING GAS TO THE  
TUBES  
SHALL BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM  
TUBE BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM

EA 255  
FIRST HEAT  
HEATING GAS TO THE  
TUBES  
SHALL BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM  
TUBE BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM

EA 256  
SECOND HEAT  
HEATING GAS TO THE  
TUBES  
SHALL BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM  
TUBE BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM

EA 258  
SECOND HEAT  
HEATING GAS TO THE  
TUBES  
SHALL BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM  
TUBE BE OPEN TO THE PUMP AT 140MM

NOTES  
9 TO 1000 IS EXISTING 1000 2000  
10 000 IS EXISTING  
8 EXISTING EA-258 SW



OPERACIONAL TECNICO DE SISTEMAS  
ELECTRICOS Y ELECTRONICOS  
PROGRAMA DE ESPECIALIZACION EN  
SISTEMAS DE RECUPERACION DE ENERGIA

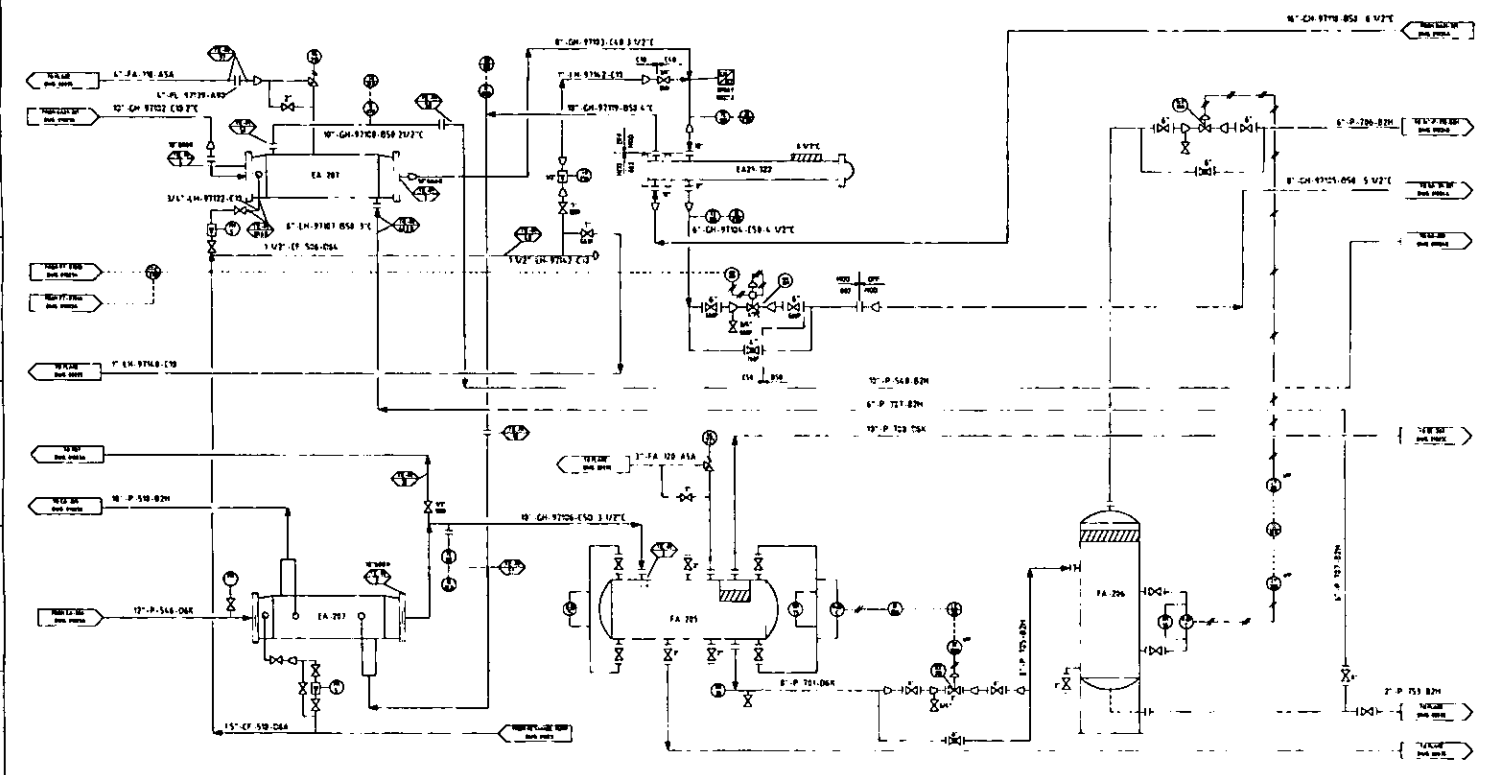
EA-251  
 14000 HEAT EXCH.  
 48500 L.S. 140000000  
 140000 L.S. 140000000  
 SHELL DESIGN 140000000 AT 140000000  
 TUBE DESIGN 140000000 AT 140000000

EA-252  
 COND. HEAT EXCH.  
 48500 L.S. 140000000  
 140000 L.S. 140000000  
 SHELL DESIGN 140000000 AT 140000000  
 TUBE DESIGN 140000000 AT 140000000

EA-255  
 EX. HEAT EXCH.  
 48500 L.S. 140000000  
 140000 L.S. 140000000  
 SHELL DESIGN 140000000 AT 140000000  
 TUBE DESIGN 140000000 AT 140000000

EA251-222  
 SPLIT COIL EX.  
 48500 L.S. 140000000  
 140000 L.S. 140000000  
 SHELL DESIGN 140000000 AT 140000000  
 TUBE DESIGN 140000000 AT 140000000

FA-256  
 22000 HEAT EXCH.  
 48500 L.S. 140000000  
 140000 L.S. 140000000  
 SHELL DESIGN 140000000 AT 140000000  
 TUBE DESIGN 140000000 AT 140000000



UNIVERSITY MICROFILMS  
 300 N. ZEEB RD.  
 ANN ARBOR, MI 48106  
 SERIALIZED BY: [ ]  
 INDEXED BY: [ ]  
 ACQUISITION: [ ]  
 SYSTEMS: [ ]  
 DATE: [ ]





FA-101-2  
SEPARATION OF GASES  
DE COMPTON GAZ LA-101

FC-101-2  
INFILTRATION DE GAZ  
DE COMPTON GAZ LA-101

FA-101-3  
ATTENUATION DE  
L'ACTIVITE

FA-101-3  
SEPARATION OF GASES  
DE COMPTON GAZ LA-101

EPG-101-2  
AMPLIFICATEUR DE  
RECHARGE DE NEB

EPG-101-2  
PRE-AMPLIFICATEUR A  
PERIODES  
TRONQUEE A-101-2

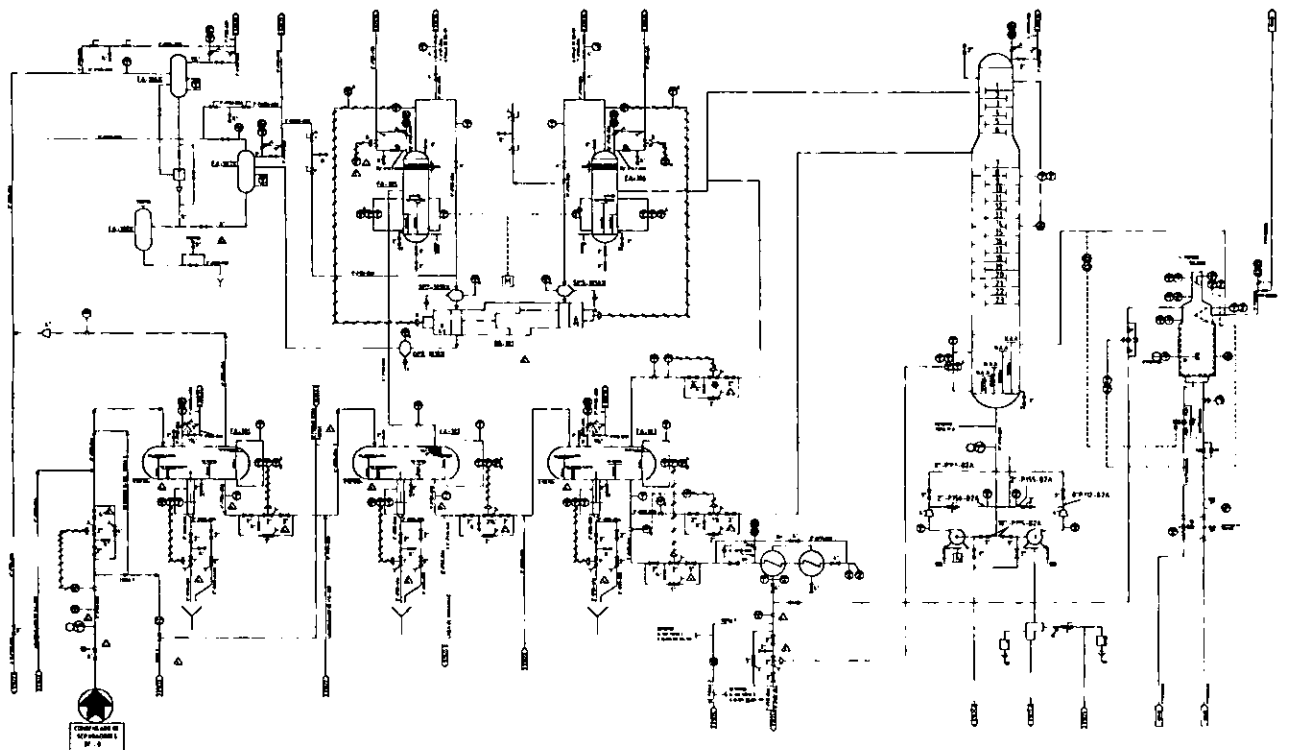
EPG-101-2  
AMPLIFICATEUR DE  
RECHARGE DE NEB

EPG-101-2  
AMPLIFICATEUR DE  
RECHARGE DE NEB

EP-101-2  
PRE-AMPLIFICATEUR A  
PERIODES  
TRONQUEE A-101-2

EP-101-2  
SEPARATION GAZ  
DE COMPTON GAZ LA-101

EP-101-2  
SEPARATION GAZ  
DE COMPTON GAZ LA-101  
DE COMPTON GAZ LA-101  
DE COMPTON GAZ LA-101



PLAN DE RECHARGE DE GAZ  
 DE COMPTON GAZ LA-101  
 DE COMPTON GAZ LA-101  
 DE COMPTON GAZ LA-101



### III.4 PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES 2

#### Sección De Alimentación Y Acondicionamiento.

El gas proveniente de las plantas endulzadoras existentes del complejo es recibido por el límite de batería sur. En la tubería de llegada se tiene una estancia de medición con compensadores por presión y temperatura, para indicar el flujo másico y la totalización del mismo. Una vez medido, el gas es enfriado a 40 °C en los Enfriadores de Gas de Alimentación, Ea-2101 A/B, los cuales operan en paralelo, antes de ser deshidratado. El condensado obtenido es separado en el Separador de Gas de Alimentación, FA-2101, el cual esta provisto de elementos coalescederos para hacer más eficiente la separación de los líquidos protegiendo así a la malla molecular de amina arrastrada, y enviado a límite de baterías para su posterior tratamiento en la planta de oxidación del complejo Para remover el elemento coalescedor el filtro tiene una tapa, de apertura rápida, que permite cambiarlo entre cuatro y seis horas. El gas, ya sin trazas de líquido, es mandado a la sección de deshidratación donde se le remueve la humedad que contenga.

#### Sección De Deshidratación Y Filtración.

Una vez acondicionado, el gas dulce se somete a un proceso de deshumidificación para abatir su punto de rocío y evitar la formación de hidratos al enfriarse durante el proceso. Las instalaciones de deshidratación consisten de cuatro columnas de absorción, DA-2111 A/B/C/D, las cuales remueven el agua contenida en el gas por medio de una malla molecular, las columnas operan siguiendo un ciclo de adsorción-regeneración. Dos columnas se encuentran absorbiendo y las dos restantes en el proceso de regeneración. El ciclo de regeneración se programa de tal forma que siempre se tiene una columna en calentamiento y la otra en enfriamiento, simultáneamente, lo cual permite circular el gas de regeneración en serie, pasando primero por la columna que se enfría, luego hacia el calentador BA-2111 y finalmente hacia la columna que se calienta. Esta regeneración en serie disminuye el consumo de gas de regeneración y aprovecha la energía de la columna que se enfría.

Los pasos de represurización y depresurización duran 0.25 H cada uno.

Considere que el deshidratador DA-2111 ha estado tratando la mitad del gas de alimentación por 12 H. El gas seco sale del recipiente y fluye hacia la sección de filtrado, la cual consta de dos trenes en paralelo, cada uno para el 100% de operación. Cada tren esta integrado por dos filtros colocados en serie, los Filtros Primario (FD-2101 A/B) y Secundario (FD-2102 A/B) de Descarga de Deshidratadores, con el objeto de eliminar malla molecular o cualquier otro sólido presente y evitar taponamiento en la caja fría, EA-2102. El primero separa partículas mayores de 5 micras y el segundo de 1 micra. Para remover los elementos filtrantes tipo cartucho, los recipientes tienen una tapa de apertura rápida que permite cambiar la totalidad de los elementos entre 4 y 6 horas.

Al final del ciclo de adsorción, el DA-2111 A es depresurizado automáticamente y puesto en modo de regeneración en caliente, el primer paso de la regeneración. Esta secuencia de pasos se logra a través de un controlador lógico programable, el cual opera las válvulas respectivas. Al fin del ciclo de calentamiento, la mayoría del agua ha sido removida y el DA-2111 A se regenera totalmente. El DA-2111 D se coloca en modo de adsorción y el DA-2111 A se cambia al ciclo de enfriamiento.



Al final del ciclo de enfriamiento, el DA-2111 A se represuriza y se coloca en línea para entrar al ciclo de adsorción.

| TIEMPO (h) | 6 | 12 | 18 | 24 |
|------------|---|----|----|----|
| DA-2111 A  | A | C  | E  | A  |
| DA-2111 B  | A | A  | C  | E  |
| DA-2111 C  | E | A  | A  | C  |
| DA-2111 D  | C | E  | A  | A  |

Donde: A: Adsorción  
D: Despresurización  
C: Calentamiento  
E: Enfriamiento  
R: Represurización

#### Sección De Enfriamiento.

El gas seco filtrado es enfriado en la caja fría, EA-2102, la cual es un cambiador de calor de aluminio. Las corrientes de proceso empleadas para enfriamiento son: fondos del absorbedor (DA-2101), líquido proveniente del tanque de succión del expansor (FA-2102) y gas residual. La temperatura del gas a la salida del EA-2102 es controlada por medio de un by pass de la corriente de fondos del absorbedor a la desetanizadora.

La caja fría consta de tres cambiadores de calor, integrados y acoplados para formar uno solo. El cuerpo de la caja fría esta forrado con aislamiento tipo perlita expandida y láminas de acero exteriores.

Una corriente continua de 100 ft<sup>3</sup>/h de nitrógeno al 99% de pureza, la cual es obtenida por un sistema de membrana. En la caja fría hay acoplados cinco detectores de hidrocarburos, cuatro laterales y uno en el venteo. La caja fría esta provista de un venteo de nitrógeno y un elemento de protección para el caso de sobrepresión interna de la caja.

Para suministrar el nitrógeno de barrido la caja enfriadora contará con un paquete exclusivo de generación de gas inerte, el cual comprimirá aire atmosférico hasta una presión adecuada para separar los componentes del mismo mediante una membrana selectiva. La difusión selectiva de los componentes del aire a través de la membrana purifica una parte del nitrógeno hasta un 98-99%.

El nitrógeno es enviado a la caja fría para fluir a través de su aislamiento térmico.

La caja fría incluye un tanque separador de fases, EA-2102-FA-1, el cual sirve para separar la corriente proveniente del separador FA-2102, de tal forma que el vapor y el líquido se distribuyen adecuadamente al entrar al cambiador.

La corriente de gas que sale del enfriador EA-2102, contiene condensados, el cual es separado en el Tanque de Succión del Expansor, FA-2102. El gas que sale por el domo de dicho tanque es mandado a la succión del expansor, GC-101, y la corriente a dos fases que sale del expansor se alimenta al plato 17 en el Absorbedor, DA-2101.

El nivel de líquido en el tanque de succión, FA-2102, se mantiene por medio de un control de nivel en dicho tanque por un interruptor accionado por alto nivel, el cual parará la operación del expansor para evitar el arrastre de líquidos al interior del mismo.

### Sección De Absorción.

La torre absorbidora, DA-2101, recupera la mayor parte del propano contenido en la corriente de alimentación. La columna consta de 26 platos tipo válvula. El reflujo es suministrado por la corriente del domo de la columna desetanizadora, DA-2102, después de haber sido subenfriada en la caja fría, EA-2102. Las corrientes de alimentación son una corriente a dos fases proveniente del expansor, GC-2101, la cual se alimenta al plato 17 y una corriente suministrada por el tanque de succión del expansor, FA-2102, la cual se alimenta al plato 26

Esta corriente se encuentra a dos fases, debido a una vaporización parcial en la caja fría, EA-2102

Los fondos del absorbedor son bombeados hacia la caja fría, EA-2102, donde se obtiene una vaporización parcial, y de aquí se alimenta a la torre desetanizadora, DA-2102, en el plato 19. Esto se logra mediante las bombas de fondos del absorbedor GA-2101 A/B/C, de las cuales dos están operando y una esta de reserva. Las bombas están protegidas por control de flujo mínimo independiente para cada bomba y por control de bajo nivel en la torre absorbidora DA-2101.

El producto del domo del absorbedor es gas residual, el cual se combina con la corriente de gas residual proveniente del acumulador de la desetanizadora, FA-2103. La presión de la corriente mezclada es mantenida por medio de un controlador de presión de rango dividido, el cual opera en las aspas guías del expansor GC-2101 y en el by pass del mismo. Este by pass está diseñado para permitir el paso del flujo total de gas en caso de que el expansor este fuera de operación. En este by pass se encuentra localizada la válvula reductora de presión J-T, Joule-Thompson, la cual expande el gas a entalpía constante produciendo una cantidad menor de condensados que con el expansor y con una temperatura mayor. La apertura de la válvula J-T es regulada por el controlador indicado y normalmente permanece cerrada.

El gas residual producto de la mezcla de los domos del absorbedor y de la estabilización de condensados, con una temperatura de  $-55^{\circ}\text{C}$ , es enviado a la caja fría EA-2102 para intercambiar calor con la corriente de gas deshidratado. El gas residual sale de la caja fría a  $19^{\circ}\text{C}$  y es enviado al tanque separador FA-2104. El tanque esta provisto con un eliminador de nebla y cuatro transmisores de nivel que pararán los compresores de gas residual GB-2102 A/B/C y el compresor GB-2101 en caso de presentarse arrastre de líquido.

### Sección De Desetanizado Y Recuperación De NGL.

Para estabilizar los condensados obtenidos y para obtener el etano que sirve como agente absorbente, se cuenta con una torre estabilizadora, DA-2102, se condensan parcialmente en los condensadores EA-2103 y EA-2104, los cuales utilizan propano refrigerante como medio de condensación, en dos niveles de refrigeración; el reflujo es separado en el tanque acumulador de reflujo, FA-2103, de donde es bombeado por medio de las bombas de reflujo del desetanizador, GA-2102 A/B/C, suministrando reflujo tanto a la torre de absorción, DA-2101, como a la torre estabilizadora, DA-2102. Normalmente operan dos bombas y una esta de repuesto.

Los fondos de la columna, que representan el NGL producto, son enfriados en los rehervidores laterales EA-2106 y EA-2107 y en el enfriador de NGL producto, EA-2108.

El NGL ya enfriado es almacenado en el recipiente de NGL producto, FA-2106, el cual se encuentra localizado a una distancia segura lejos de la planta. Finalmente, el NGL es bombeado hacia los ductos del complejo por medio de las bombas de NGL producto, GA-2104 A/B, de las cuales una esta en operación y otra de reserva.

Para completar los requerimientos térmicos del proceso de estabilización se tendrá un rehervidor tipo kettle, EA-2105, que utiliza vapor de baja presión para sus requerimientos térmicos

### Sección De Compresión De Gas Residual.

El gas residual proveniente del absorbedor DA-2101 y del acumulador del desetanizador, FA-2103, se comprime en dos etapas antes de ser mandado a limite de baterías para su venta. La corriente combinada de gas es pasada a través de la caja fría, EA-2102, con objeto de enfriar la corriente de alimentación. Una vez que sale de la caja fría, parte del gas se manda al sistema de regeneración de los deshidratadores DA-2111 A-D. El gas remanente se manda al tanque de succión del expansor compresor, FA-2104, en el cual se separa el líquido que pueda contener la corriente; el gas ya seco sale del FA-2104 y entra a la succión del compresor Gb-2101. Se tiene un by pass alrededor del compresor GB-2101 con objeto de desviar la corriente de gas en caso de que el compresor GB-2101 se encuentre fuera de operación.

La descarga del compresor GB-2101, sirve como alimentación de los compresores de gas residual, GB-2102 A/B/C, los cuales comprimen el gas a la presión requerida en limite de baterías. Cada compresor esta accionado por una turbina de gas las cuales incluyen sistemas de recuperación de calor para producir vapor de media presión. Los tres compresores operan en paralelo.

La planta esta provista con tres compresores con una capacidad equivalente al 120 % (cada uno al 40%), la presión de descarga es de 81 kg/cm<sup>2</sup> m, cada compresor cuenta con su enfriador posterior, EA-2109 A/B/C, que asegura la salida de gas a 40 °C.

Ya comprimido, el gas es enfriado por medio de los enfriadores de gas residual EA-2109 A/B/C y mandado a limite de baterías.

### Sección De Regeneración.

Para poder operar y mantener un flujo continuo de gas deshidratado hacia el proceso, se cuenta con un sistema de regeneración que permite mantener las columnas de adsorción operando.

El ciclo de regeneración usa gas seco residual seco proveniente de la caja fría, EA-2102, el cual es comprimido por los compresores de gas residual GB-2111 A/B, uno de los cuales esta en operación y otro de reserva. El gas pasa primero a través de alguno de los deshidratadores que este en el ciclo de enfriamiento, digamos el DA-2111 D; posteriormente, se dirige hacia el calentador de gas de regeneración, BA-2111, donde es calentado y se manda al DA-2111 A; de aquí, fluye al enfriador de gas de regeneración, EA-2111. En este enfriador se obtiene tres fases, las cuales son separadas en el tanque separador de gas de regeneración, FA-2111. El gas separado se regresa a la línea de gas residual y el líquido es mandado a limite de baterías para su tratamiento en la planta de oxidación.

El líquido se compone de una fase acuosa ácida y una fase orgánica, producto de los hidrocarburos coadsorbidos.

### Sección De Refrigeración.

El sistema de refrigeración con propano es un circuito cerrado, el cual suministra dos niveles de refrigeración para los condensadores de la desetanizadora, EA-2103 y EA-2104.

El sistema consiste de dos compresores centrifugos, GB-2121 A/B, accionados por turbinas de gas, las cuales incluyen una sección recuperadora de calor para generar vapor de media presión. Cada compresor tiene tres etapas de compresión, con tanques comunes de succión, condensadores y un acumulador. El suministro y repuesto de propano se hace por medio del tanque existente 1159-b, localizado en la planta de absorción existente y/o del tanque de almacenamiento de propano refrigerante, 1154-B.

La transferencia de propano se hace por medio de diferencia de presiones. Cada etapa esta protegida para prevenir el "surge" con una válvula de recirculación que permite recircular parte del propano de la descarga de cada compresor hacia la succión de cada compresor. El calor de compresión es removido con refrigerante líquido frío, controlando su dosificación mediante una válvula actuada por control de temperatura.

Corriente abajo de los compresores de refrigerante, GB-2121 A/B, el propano vapor es condensado en los condensadores de refrigerante propano, EA-2121 A/B; el propano líquido que sale de estos cambiadores, se manda al acumulador de refrigerante propano, FA-2121. De aquí el propano fluye hacia el tanque economizador, FA-2122. Una parte de este líquido es empleado para sobrecalentar el vapor de recirculación de los compresores cuando se abren las válvulas de anti-surge.

El economizador, FA-2122, actúa como tanque de succión de la tercera etapa de los compresores, operando a  $3.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ m}$  y  $-6.3 \text{ }^\circ\text{C}$ . Un alto-alto nivel de líquido es instalado en este tanque para proteger a los compresores de refrigeración. El líquido de este tanque fluye al condensador primario del desetanizador, EA-2103, y al tanque interetapa de refrigeración, FA-2123. El condensador primario EA-2103 es alimentado por control de nivel vía una válvula de expansión, operando a  $1.7 \text{ kg/cm}^2 \text{ m}$  y  $-17.7 \text{ }^\circ\text{C}$ .

El tanque interetapa también es alimentado por control de nivel y opera a las mismas condiciones.

El vapor generado en el condensador EA-2103 entra al tanque interetapa, FA-2123, el cual funciona como tanque de succión de la segunda etapa de los compresores. Un alto-alto nivel de líquido es instalado en este recipiente para proteger a los compresores. El líquido de este recipiente fluye al condensador secundario del desetanizador, EA-2104. Ambos condensadores, EA-2103 y EA-2104, cuentan con separadores de aceite del lado del refrigerante, los cuales son utilizados periódicamente para remover los hidrocarburos pesados del sistema.

El segundo condensador EA-2104 es alimentado por control de nivel vía una válvula de expansión, y opera a  $0.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ m}$  y  $-30 \text{ }^\circ\text{C}$ . El propano vapor generado en el EA-2104, fluye al recipiente de succión de refrigerante, FA-2124, el cual opera a las mismas condiciones. Durante operación normal, no se espera que haya líquido en este recipiente para proteger a los compresores. Cuando se tiene líquido acumulado en el tanque, se acciona en forma manual la bomba de drenado de refrigerante, GA-2121, para mandar el líquido al tanque acumulador de refrigerante, FA-2121.

Los tres recipientes de succión de los compresores están provistos de eliminadores de rocío, indicadores de nivel y protección por alto-alto nivel para el paro de los compresores.

La planta cuenta con dos compresores de refrigeración con capacidad equivalente al 160% de la planta (cada uno al 80%), de tal forma que un compresor puede mantener la capacidad de la planta cercana al 100%.

FA 2001  
COMPRESSOR STAGE 1  
SUE 1000 CM3  
10000 RPM 1000 CM3  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2002  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

CA 2001  
COMPRESSOR STAGE 2  
SUE 1000 CM3  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2003  
STAMPING MACHINE  
SUE 1000 CM3  
10000 RPM 1000 CM3

CA 2002  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2004  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2005  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2006  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2007  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

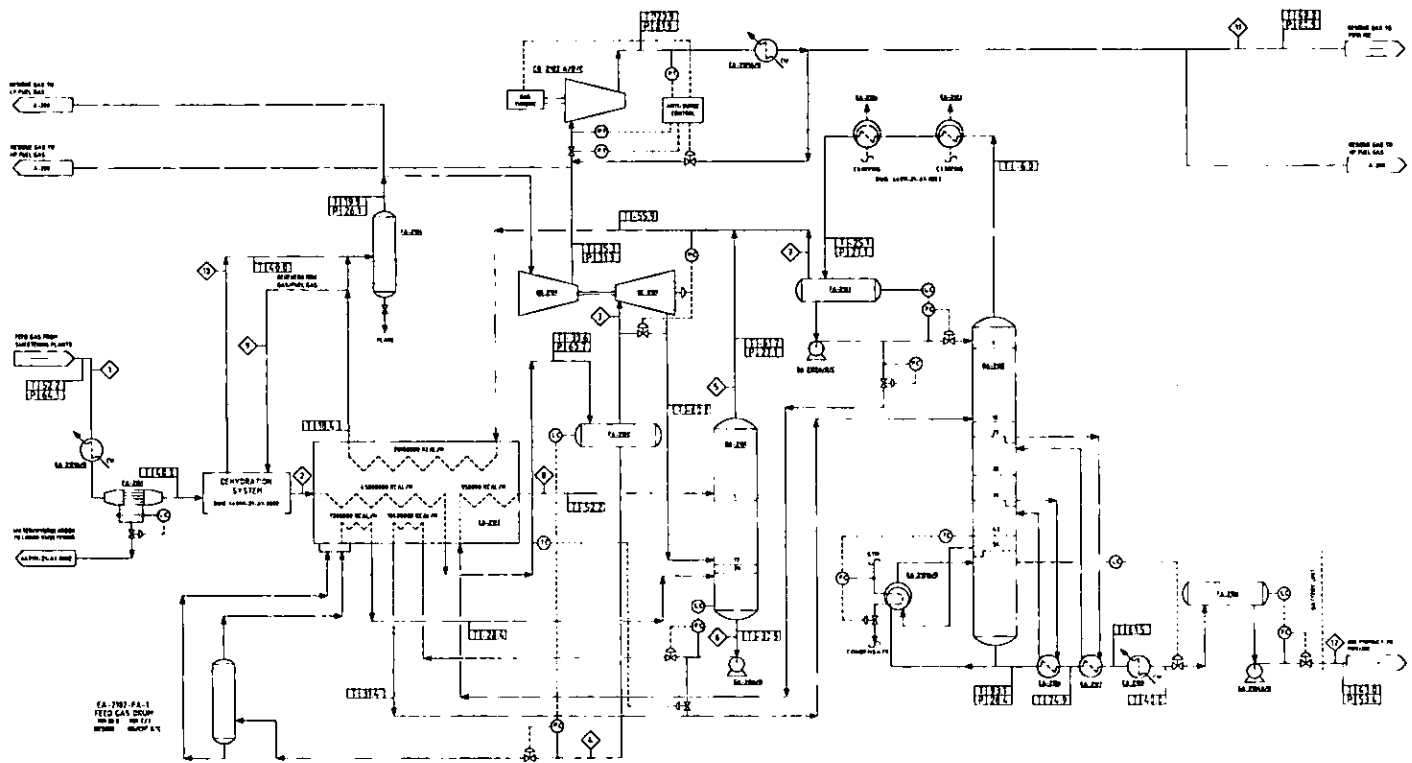
CA 2003  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2008  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

CA 2004  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2009  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

CA 2005  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3



FA 2010  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2011  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

CA 2006  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2012  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2013  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2014  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2015  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2016  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2017  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2018  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2019  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2020  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3

FA 2021  
FEED GAS  
CONDENSER  
10000 RPM 1000 CM3



STANDARD REFERENCE MATERIALS  
NIST  
10000 RPM 1000 CM3



FA 2124  
REFRIGERATION SAGITON COLUMN  
3750 MM Ø D. x 34 000 MM T. H.  
DESIGN: 1753 (REV. 2) 17/04/1987

GA 2121  
REFRIGERATION CRYSTAL PUMP  
530 MM Ø D. x 11 000 MM T. H.  
DESIGN: 1753 (REV. 2) 17/04/1987

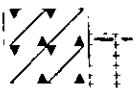
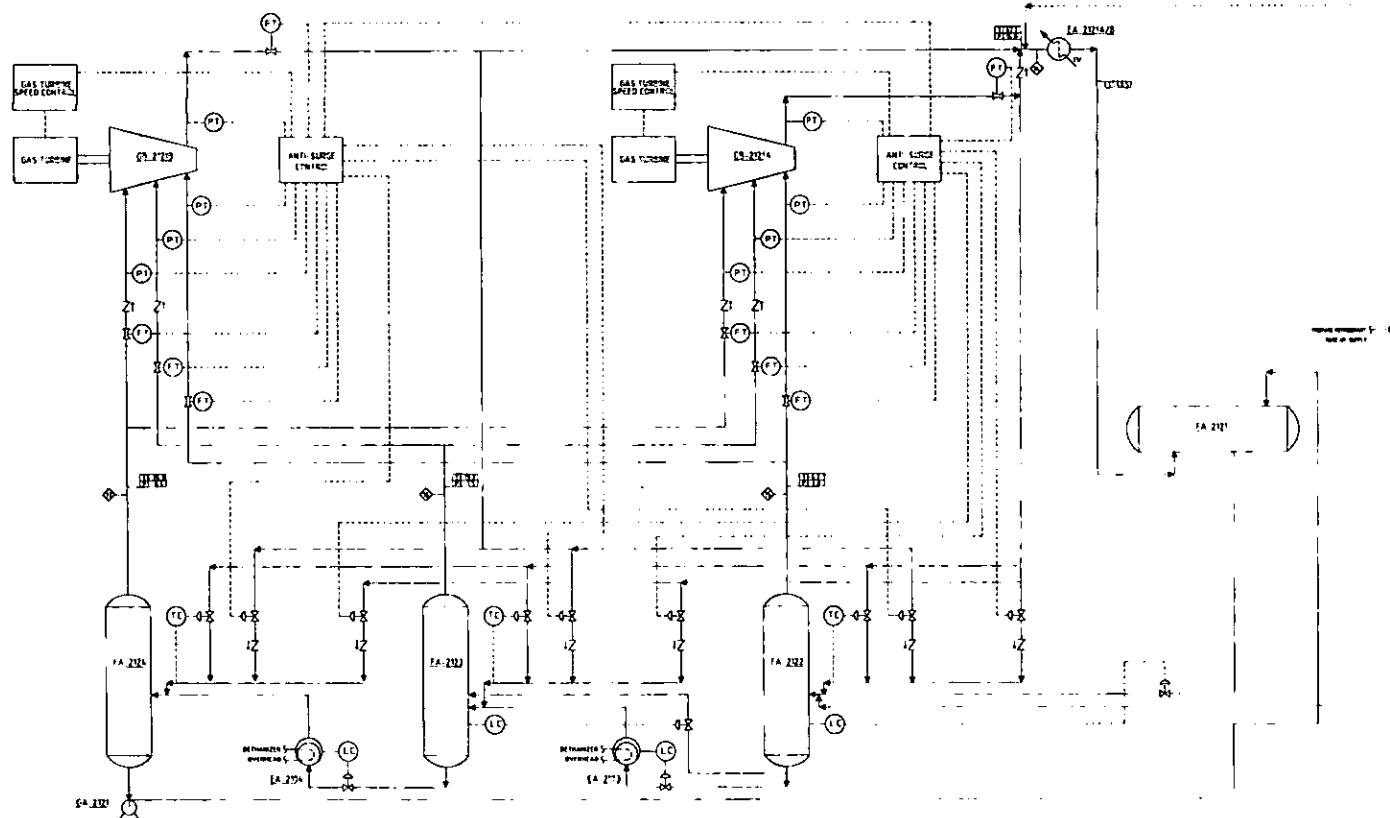
GA 2121 A/B  
PROPANE REFRIGERATION COMPRESSOR  
10 000 MM Ø D. x 11 000 MM T. H.  
DESIGN: 1753 (REV. 2) 17/04/1987

FA 2122  
REFRIGERATION CONDENSER COLUMN  
3000 MM Ø D. x 34 000 MM T. H.  
DESIGN: 1753 (REV. 2) 17/04/1987

EA 2121 A/B  
PROPANE REFRIGERATION CONDENSER  
24 500 MM Ø D. x 11 000 MM T. H.  
DESIGN: 1753 (REV. 2) 17/04/1987

FA 2121  
REFRIGERATION ACCUMULATOR  
3000 MM Ø D. x 34 000 MM T. H.  
DESIGN: 1753 (REV. 2) 17/04/1987

FA 2123  
REFRIGERATION INTERSTANT COLUMN  
3750 MM Ø D. x 34 000 MM T. H.  
DESIGN: 1753 (REV. 2) 17/04/1987



REFRIGERADORA DE 1 TONDA  
D. A. PANATELLO S. P. A.  
SISTEMA DI REFRIGERAZIONE





















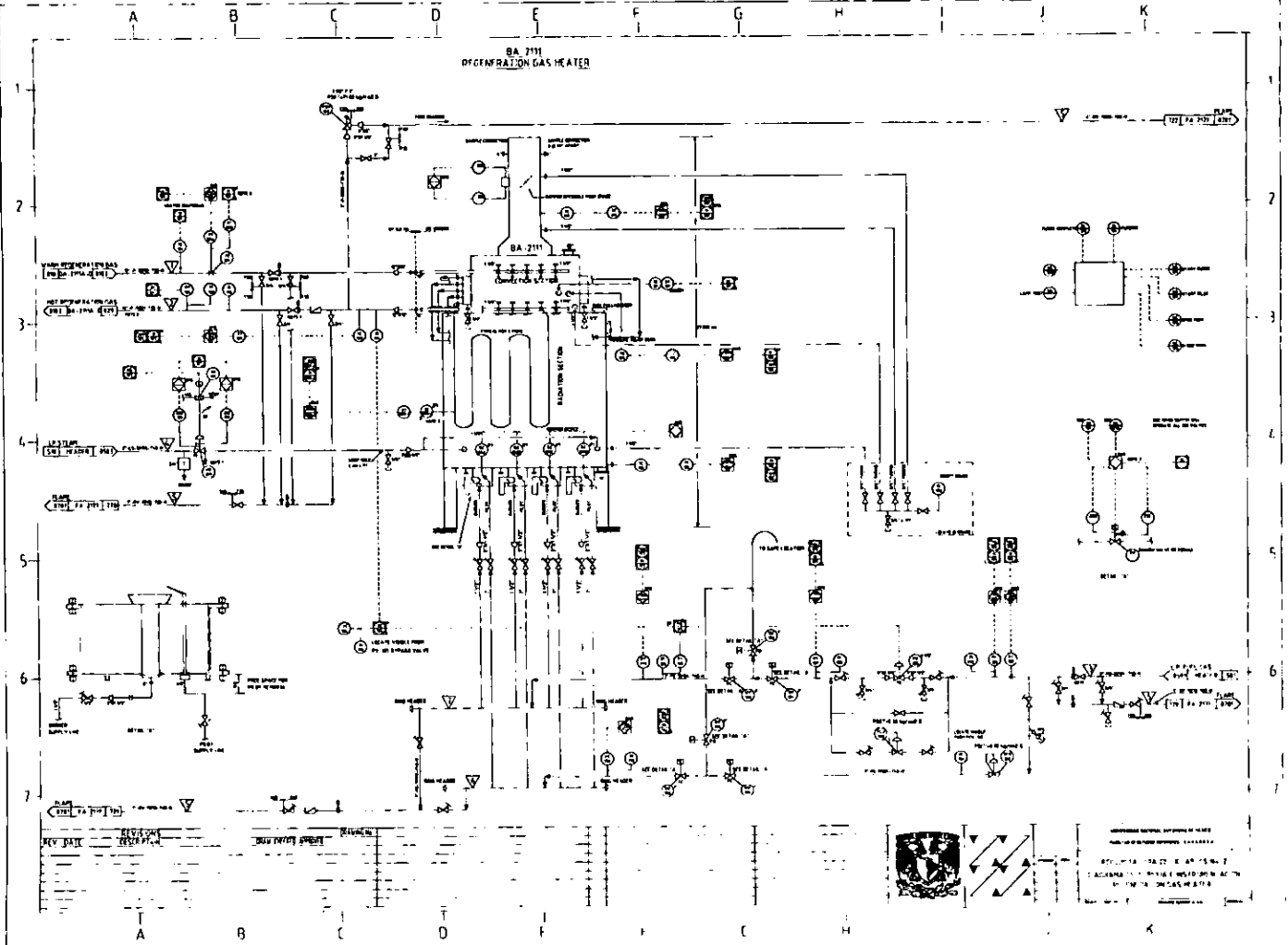








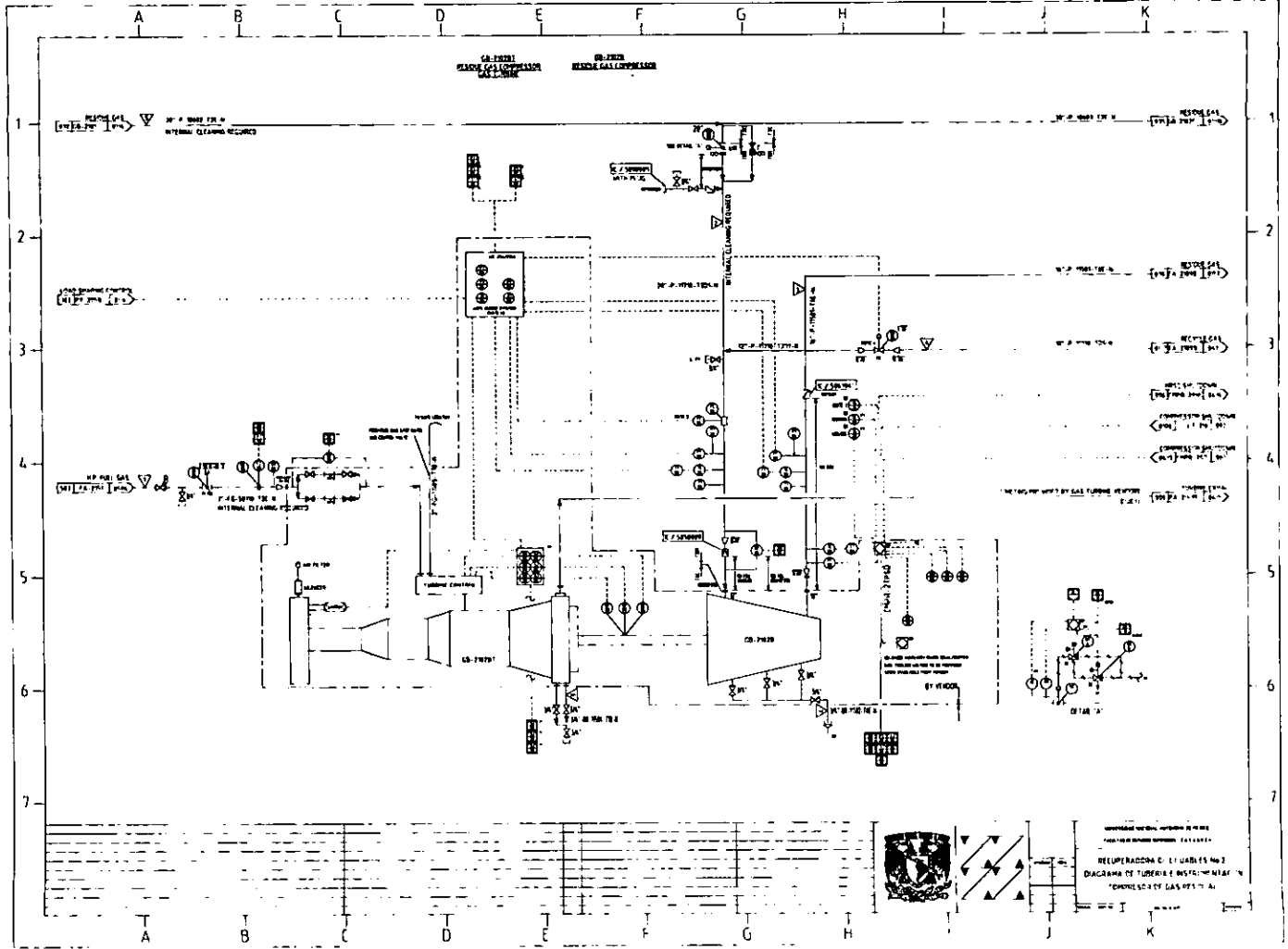
|                  |       |       |       |       |       |       |       |       |       |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |  |  |  |  |  |  |  |
|------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--|--|--|--|--|--|--|
| PROPERTY CONTROL | NO. 1 | NO. 2 | NO. 3 | NO. 4 | NO. 5 | NO. 6 | NO. 7 | NO. 8 | NO. 9 | NO. 10 | NO. 11 | NO. 12 | NO. 13 | NO. 14 | NO. 15 | NO. 16 | NO. 17 | NO. 18 | NO. 19 | NO. 20 | NO. 21 | NO. 22 | NO. 23 | NO. 24 | NO. 25 | NO. 26 | NO. 27 | NO. 28 | NO. 29 | NO. 30 | NO. 31 | NO. 32 | NO. 33 | NO. 34 | NO. 35 | NO. 36 | NO. 37 | NO. 38 | NO. 39 | NO. 40 | NO. 41 | NO. 42 | NO. 43 | NO. 44 | NO. 45 | NO. 46 | NO. 47 | NO. 48 | NO. 49 | NO. 50 |  |  |  |  |  |  |  |
| PROPERTY CONTROL |       |       |       |       |       |       |       |       |       |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |  |  |  |  |  |  |  |







|                         |    |    |    |    |    |    |    |
|-------------------------|----|----|----|----|----|----|----|
| PROCESO COMPLETO        | 1  | 2  | 3  | 4  | 5  | 6  | 7  |
| DESCRIPCIÓN DEL PROCESO | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 |
| UNIDAD DE TRABAJO       | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 |
| CONEXIÓN / PUNTO        | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 |
| INDICACION              | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 |
| PARA SECCIÓN            | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 |
| NOTAS                   |    |    |    |    |    |    |    |

















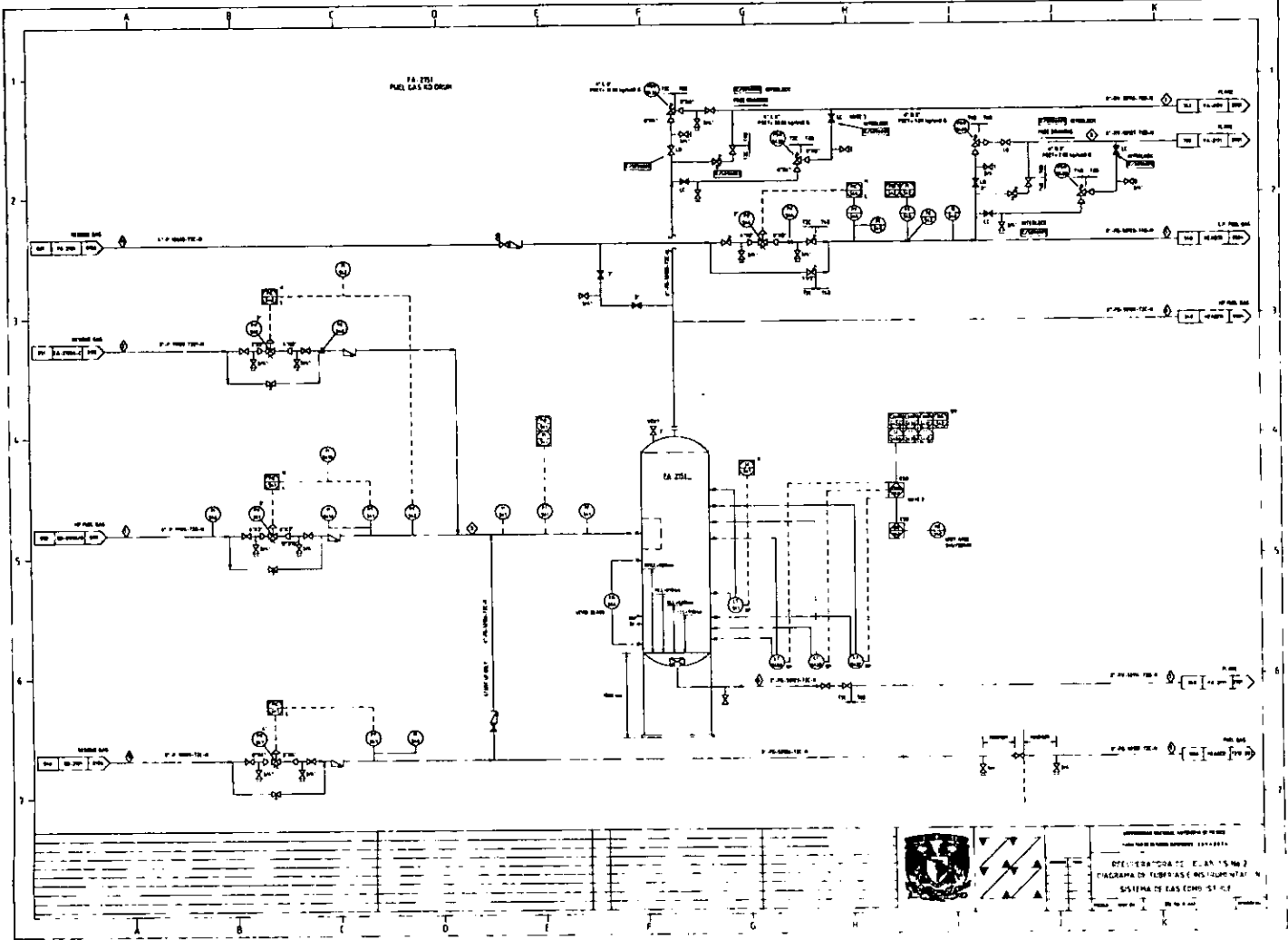








| PROBLEMA | CONDICIONES | RESOLUCION | FECHA | NOTAS |
|----------|-------------|------------|-------|-------|
| 1        |             |            |       |       |
| 2        |             |            |       |       |
| 3        |             |            |       |       |
| 4        |             |            |       |       |
| 5        |             |            |       |       |
| 6        |             |            |       |       |
| 7        |             |            |       |       |
| 8        |             |            |       |       |
| 9        |             |            |       |       |
| 10       |             |            |       |       |
| 11       |             |            |       |       |
| 12       |             |            |       |       |
| 13       |             |            |       |       |
| 14       |             |            |       |       |
| 15       |             |            |       |       |
| 16       |             |            |       |       |
| 17       |             |            |       |       |
| 18       |             |            |       |       |
| 19       |             |            |       |       |
| 20       |             |            |       |       |
| 21       |             |            |       |       |
| 22       |             |            |       |       |
| 23       |             |            |       |       |
| 24       |             |            |       |       |
| 25       |             |            |       |       |
| 26       |             |            |       |       |
| 27       |             |            |       |       |
| 28       |             |            |       |       |
| 29       |             |            |       |       |
| 30       |             |            |       |       |
| 31       |             |            |       |       |
| 32       |             |            |       |       |
| 33       |             |            |       |       |
| 34       |             |            |       |       |
| 35       |             |            |       |       |
| 36       |             |            |       |       |
| 37       |             |            |       |       |
| 38       |             |            |       |       |
| 39       |             |            |       |       |
| 40       |             |            |       |       |
| 41       |             |            |       |       |
| 42       |             |            |       |       |
| 43       |             |            |       |       |
| 44       |             |            |       |       |
| 45       |             |            |       |       |
| 46       |             |            |       |       |
| 47       |             |            |       |       |
| 48       |             |            |       |       |
| 49       |             |            |       |       |
| 50       |             |            |       |       |



INSTITUTO VENEZOLANO DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS  
 DIVISION DE INVESTIGACIONES EN CIENCIAS FÍSICAS Y QUÍMICAS  
 LABORATORIO DE INVESTIGACIONES EN CIENCIAS FÍSICAS Y QUÍMICAS  
 SISTEMA DE ALIMENTACION, FILTRACION Y DISTRIBUCION DE AGUA  
 SISTEMA DE ALIMENTACION, FILTRACION Y DISTRIBUCION DE AGUA



#### IV ANÁLISIS DEL SISTEMA.

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

El diseño de un sistema requiere de un análisis cuidadoso de las posibles situaciones que puedan causar descargas de las válvulas de relevo con el propósito de determinar la máxima carga para una situación de emergencia en particular. La máxima carga será la suma de las cargas individuales conectadas al mismo cabezal y que se presentarán simultáneamente al ocurrir la situación de emergencia.

##### IV.1 CAUSAS DE RELEVO.

Las causas de relevo son muy variadas, y se clasifican por grupos; dentro de estos grupos, las principales causas son: Falla por Bloqueo, Falla de Servicio, Expansión Térmica, Falla por Fuego.

##### A) FALLA POR BLOQUEO.

Los recipientes a presión, los cambiadores de calor, el equipo de operación y tubería son diseñados para trabajar en un sistema presionado dentro de ciertos rangos. Como el diseño está basado en una operación a cierta temperatura, cualquier carga mecánica ocasionada por una válvula cerrada inadvertidamente a la salida del equipo tenderá a romper la diferencia entre la presión de operación y el valor de calibración de los dispositivos de seguridad, originando un exceso de vapores que deberán ser manejados por un sistema de desfogue.

##### B) FALLA DE SERVICIO.

La falla total o parcial de cualquier servicio tiene consecuencias que deben ser cuidadosamente evaluadas.

Energía Eléctrica.  $\left\{ \begin{array}{l} \text{Bombas, ventiladores de torre de enfriamiento, compresores,} \\ \text{instrumentación, válvulas operadas con motor eléctrico.} \end{array} \right\}$

Agua Enfriamiento.  $\left\{ \begin{array}{l} \text{Condensadores, cambiadores de calor, camisas en equipo} \\ \text{reciprocante.} \end{array} \right\}$

Aire de Instrumentos  $\left\{ \begin{array}{l} \text{Sistema de alarma y disparo, válvulas reguladoras,} \\ \text{transmisores y controladores.} \end{array} \right\}$



|             |  |
|-------------|--|
| Vapor       | {Turbinas, bombas reciprocantes, eductores}      |
| Combustible | {Calderas, recalentadores, turbinas de gas}      |
| Gas inerte  | {Sellos, reactores catalíticos, purga de equipo} |

Las fallas de servicio más graves y más comunes son las de energía eléctrica y la de agua de enfriamiento.

#### Falla De Energía Eléctrica.

Para determinar los requerimientos de relevo en esta situación se requiere de un cuidadoso análisis que permita identificar el equipo afectado y en que medida la falla en el equipo afecta la operación de la planta.

Por su extensión la falla de energía podría ser:

1. Falla Local: un solo elemento del equipo será afectado.
2. Falla Intermedia: un centro de distribución, un centro de control o un bus será afectado.
3. Falla Total: todo el equipo eléctrico se ve afectado.

#### Falla De Agua De Enfriamiento.

Cuando se presenta esta falla, origina casi siempre la mayor masa de gas a relevar y constituye por lo tanto, la causa crítica para la que debe ser diseñado el cabezal de desfogue.

Al analizar la falla de agua en una torre de enfriamiento, la cantidad de gas a desfogar obtenida del balance de desfogues de una planta de proceso, no debe ser disminuida en ningún caso por las razones siguientes:

1. Aunque se tenga la mitad de las bombas de circulación de agua accionadas con motor eléctrico y la otra mitad con turbina de vapor, al ocurrir una falla eléctrica puede suspenderse totalmente el suministro de agua si las bombas con turbina de vapor tienen la bomba de lubricación forzada, accionada por motor eléctrico.
2. Los generadores de vapor son alimentados con combustible que proviene de fuentes accionadas con motor eléctrico, por lo que al fallar una bomba con turbina de vapor, la falla de agua de enfriamiento solo en función del tiempo.



### C) EXPANSIÓN TÉRMICA.

El incremento en el volumen de un líquido por aumento o disminución de la temperatura, puede tener su origen en diversas causas; por ejemplo:

1. La tubería o recipientes son bloqueados mientras se llenan con líquido frío y subsecuentemente sufren calentamientos por el medio ambiente, fuego o equipo de proceso.
2. Un cambiador de calor es bloqueado en el lado frío mientras se llena con fluido en el lado caliente.
3. La tubería o recipientes son bloqueados mientras se llenan con líquido cuya temperatura es cercana a la del ambiente, y calentado por la radiación solar

En cualquiera de los casos el diseñador deberá suponer una capacidad de desfogue igual a la del recipiente o tubería susceptible de ser bloqueada, en base al volumen que podrá manejar y el coeficiente de expansión térmica del fluido.

### D) FUEGO.

Extensión de la zona: las características de la instalación deben ser tales que permitan confinar el fuego dentro de un área dada. De acuerdo a la experiencia indica que un fuego puede ser confinado dentro de un área de 2 500 pies<sup>2</sup>.

Aislamientos: los aislamientos adicionales o un incremento de espesor del aislamiento en un recipiente en especial podrá ser considerado como un medio para reducir la generación de vapores resultantes de la exposición al fuego.

Control de presión: durante un incendio, todas las alimentaciones y corrientes involucradas y del sistema deberán ser depresurizadas de tal manera que la generación de vapor sea solamente función del calor absorbido y del calor latente de vaporización del líquido.

## IV.2 ANÁLISIS DE CARGAS DEL SISTEMA.

El análisis de cargas del sistema es definido como el análisis detallado que se efectúa de todas las situaciones posibles de desfogue que pueden presentarse, a fin de determinar la condición de máximo desfogue en emergencia. La máxima situación de emergencia es la suma de las descargas individuales por una falla en particular. La máxima carga de desfogue no es el número mayor en libras por hora que puede presentarse, sino aquella condición máxima que ocasione el mayor cabezal de desfogue. En el análisis de cargas debe ponerse atención en aquellas fallas que pueden ser acumulativas por dependencia del sistema.



## COMPLEJO CIUDAD PEMEX ANALISIS DEL SISTEMA

---

Es conveniente considerar los siguientes factores, número de válvulas de relevo, presión de ajuste, contrapresión permisible, temperatura de relevo, flujo, peso molecular y causa que origina el desfogue para este análisis.

El factor crítico determinante para el diseño del sistema será el que requiera de mayor diámetro.

El análisis de cargas se representa a través de un Diagrama de análisis de cargas, aquí es posible visualizar en forma rápida la condición crítica y debe señalar como mínimo:

- A. Todas las aportaciones de desfogue que intervienen en el sistema.
- B. Las causas de desfogue para cada planta en particular así como las características del flujo, peso molecular, presión y temperatura del gas, corriente abajo y arriba de cada válvula. Deberá identificarse la causa de relevo para la cual será diseñado el sistema, dicha causa corresponde a la del mayor flujo considerando que el arreglo de las válvulas sean aditivas o no.
- C. La interrelación con los servicios auxiliares esto es: la torre de enfriamiento que da servicio a la planta, la subestación eléctrica y alimentador de los cuales depende la planta.
- D. El diámetro de cada línea de desfogue.
- E. El quemador al que sea enviado la corriente de gas.
- F. En una sección aparte debe indicarse los grupos de quemado resultantes, anotando en cada uno la causa principal de desfogue, para que pueda verse claramente el flujo total de diseño resultante de las situaciones acumulativas de relevo.
- G. Finalmente deben señalarse en forma de resumen los quemadores que dan servicio a los grupos de quemado, indicando en cada caso el flujo a quemar.

### IV.3 BALANCES DE DESFOGUES.

Para desarrollar el diseño adecuado de cualquier sistema de desfogue es preciso elaborar diagramas que muestren las diferentes fallas que se presentan en cada una de las plantas del complejo procesador de gas. Para la cual se elabora un diagrama el cual se define como Diagrama de balance de desfogues.

Un diagrama de balance de desfogue se define como el resumen gráfico del sistema de desfogues. En el se sitúan la localización de las plantas, áreas de almacenamiento o fuentes de emisión de los desfogues. Se muestran también los tanques separadores de líquidos, los tanques recolectores de condensados para las líneas de desfogue, los tanques de sello con agua y los quemadores involucrados en el sistema sin importar cual sea su tipo. El balance de desfogues debe mostrar también los datos de relevo para cada corriente de gas, esto es: nombre de la corriente, causa de relevo, flujo emitido, peso molecular, temperatura y presión disponible.

Una vez realizado lo anterior, es necesario recolectar en un cabezal de desfogue todas aquellas corrientes de gas cuyas características son similares como son:

1. Composición similar del gas.
2. Descargas con niveles de presión similar.
3. Descarga con niveles de temperatura similar.

Es deseable que las corrientes de gas de ocurrencia simultánea sean dirigidas al quemador por diferente tubería cada una, sobre todo si se trata de grandes volúmenes de gas.

Un diagrama de análisis de cargas indicará en forma completa las diferentes situaciones de emergencia en cada una de las plantas, de tal manera que es posible visualizar en forma rápida la condición crítica. Este diagrama es una herramienta de gran utilidad en el diseño de un sistema de desfogues y debe señalar como mínimo:

- A. Todas las plantas o estaciones de desfogue que intervienen en el sistema.
- B. Las causas de desfogue para cada planta en particular así como las características de flujo, peso molecular, presión y temperatura del gas.
- C. La dependencia de servicio, esto es:
  - La torre de enfriamiento que da servicio a la planta.
  - La subestación eléctrica y el alimentador de que depende la planta.
  - La subestación eléctrica y el alimentador de que depende la torre de enfriamiento.
- D. El diámetro de cada línea de desfogue.
- E. El quemador a que será enviada la corriente de gas.
- F. En una sección aparte deben indicarse los grupos de quemado resultantes, anotando en cada uno la causa principal de desfogue de tal manera que pueda verse claramente el flujo total de diseño resultante de las situaciones acumulativas de relevo.
- G. Finalmente deberán señalarse en forma de resumen los quemadores que darán servicio a los grupos de quemado, indicando en cada caso el flujo a quemar, el número de boquillas de quemado y la velocidad en cada una de ellas respecto a la velocidad sónica (Número de Mach).
- H. Es conveniente añadir un pequeño diagrama de localización de los quemadores. Este debe mostrar como mínimo:
  - Área de tanques.
  - Fosa de quemado.
  - Quemadores elevados.
  - Zona de radiación
  - Dirección de vientos dominantes

La combinación de los diagramas de balance y del análisis de cargas, crea una herramienta sumamente útil que permite conocer todas y cada una de las situaciones para las que el diseñador tendrá que crear un sistema seguro y confiable, además de permitir requisitar el equipo a utilizar.

#### IV.4 VALVULAS DE RELEVO.

La Válvula de Seguridad, es un dispositivo cuya principal característica y la más importantes es proteger al personal, el equipo y la producción de las instalaciones industriales, como prevención ante un aumento de presión en el sistema, a través de la descarga de una cantidad dada de vapor, gas ó líquido, previniendo con ello, que el incremento de presión exceda un nivel predeterminado.

De acuerdo a sus características y aplicaciones las válvulas de seguridad se clasifican en: válvulas de seguridad, válvula de alivio y válvulas de seguridad y alivio.

##### A. Válvula De Seguridad.

Es definida como un dispositivo automático diseñado para permitir el escape o relevo de exceso de un fluido contenido en un recipiente a presión, y se caracteriza por su rápida apertura total o acción de disparo. Esta válvula se utiliza para servicio de vapor, aire y gas.

##### B. Válvula de alivio.

Es un dispositivo automático para aliviar la presión estática, que ejerce el fluido contenido en el recipiente al cual está comunicado, y abre proporcionalmente al incremento de presión que se sucede después de la presión de operación. Esta válvula se utiliza en principio para servicio de líquidos.

##### C. Válvula de seguridad-alivio.

Es un dispositivo similar a los anteriores, que puede ser usado tanto como válvula de seguridad o como válvula de alivio, dependiendo de su aplicación.

La válvula de seguridad deberá ser cerrada con un mínimo decremento de presión, y mantenerse sellada hasta el momento de responder a la siguiente situación de sobrepresión.

Una válvula de seguridad es utilizada en todo aquel recipiente ó sistema cerrado en el cual la presión sea distinta de la atmosférica; y en donde, bajo cualquier circunstancia la presión de diseño del recipiente pudiera ser sobrepasada.

En algunos casos, la descarga de fluido se hace directamente hacia la atmósfera, sin embargo cuando el fluido es tóxico ó inflamable, se utilizan complejos sistemas de tubería para la descarga hacia un sistema de desfuegos y generalmente más de una válvula descarga hacia el sistema resultando una contrapresión variable sobre la válvula.

Cuando tales sistemas de descarga se utilizan, la válvula de seguridad deberá estar diseñada para minimizar los efectos de la contrapresión variable sobre la presión de ajuste. En esta clase de válvulas, hay que tomar en cuenta la temperatura máxima de operación y la presión de ajuste.





La temperatura máxima de operación es un factor muy importante para la selección, ya que, es determinante para el material del resorte a utilizar.

La presión de ajuste, es otro factor importante ya que, con ésta se determina la calibración que se dará al resorte para permitir que la válvula abra y el fluido se escape.

Las válvulas de seguridad y alivio para servicio en gas, vapor y líquido serán usando aire como medio de prueba. Esta prueba deberá estar libre de partículas sólidas o fluidos nocivos que pueden causar daños a las partes de la válvula o afectar el funcionamiento de la misma, cuando ha sido probada.

Para poder realizar la calibración en la válvula, se requiere un banco de prueba de aire que consiste en una fuente de presión, línea de abastecimiento con válvula de estrangulación y un receptor de aire que cumpla con las siguientes características:

- a) Salida para el montaje de la válvula que ha de probarse.
- b) Manómetro con válvula de aguja.
- c) Un volumen adecuado de aire para la válvula que ha de probarse, para lograr una elevación completa del disco en la descarga.

El aditamento que se usa para adaptar la válvula en el banco de prueba de aire y con la boquilla de salida del tanque receptor de aire, deberá tener un diámetro mayor que el de la tobera.

El manómetro que se usa para calibrar la válvula, deberá ser de rango tal que la presión de la calibración requerida este comprendida en el tercio medio de la escala total de la lectura.

## SELECCIÓN.

Para la selección de las válvulas de seguridad y alivio, intervienen los siguientes factores que a continuación se mencionan:

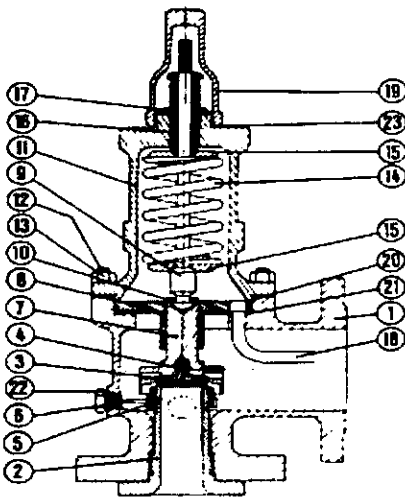
- Presión de ajuste.
- Temperatura máxima de operación.
- Fluido a manejar
- Capacidad de alivio.
- Sobrepresión.

Estos factores son los más importantes para la selección de válvulas de seguridad y alivio. Los diferentes métodos para calcular una válvula de seguridad y alivio son:

- A. Por fórmula.
  - Por fórmula API
  - Por fórmula ASME
- B. Por tablas.
- C. Por gráficas.



## VÁLVULA CONVENCIONAL



PARTES DE LA VÁLVULA DE SEGURIDAD Y ALIVIO  
TIPO CONVENCIONAL

- |    |                                       |
|----|---------------------------------------|
| 1  | CUERPO O BASE                         |
| 2  | TOBERA                                |
| 3  | DISCO                                 |
| 4  | RETÉN DEL DISCO                       |
| 5  | ANILLO DE AJUSTE                      |
| 6  | PERNO DEL ANILLO DE AJUSTE            |
| 7  | PORTA DISCO                           |
| 8  | GUÍA                                  |
| 9  | VÁSTAGO O AGUJA                       |
| 10 | RETÉN DEL VÁSTAGO                     |
| 11 | BONETE                                |
| 12 | BRIO DE LA BASE                       |
| 13 | TUERCA DE BRIO                        |
| 14 | RESORTE                               |
| 15 | RONDANA DEL RESORTE                   |
| 16 | TORNILLO DE AJUSTE                    |
| 17 | TUERCA DEL TORNILLO DE AJUSTE         |
| 18 | TUBO EDUCTOR                          |
| 19 | CAPUCHÓN O CASQUILLO                  |
| 20 | JUNTA O EMPAQUE DEL BONETE            |
| 21 | JUNTA O EMPAQUE DE LA GUÍA            |
| 22 | JUNTA DEL PERNO DEL ANILLO DE EMPAQUE |
| 23 | JUNTA O EMPAQUE DEL CAPUCHÓN          |



a) MÉTODO DE CÁLCULO DE TAMAÑO DE VÁLVULAS PARA RECIPIENTES CONTENIENDO GASES:  
POR FORMULA API

La información necesaria para el cálculo de las válvulas en un recipiente conteniendo gas o vapor es:

|                           |   |
|---------------------------|---|
| Tamaño del tanque:        | Dimensiones descritas en hoja de datos. |
| Tipo de recipiente:       | Horizontal o vertical.                  |
| Fluido:                   | Composición por nombres.                |
| K:                        | Relación de calores específicos.        |
| Presión de operación:     | P <sub>o</sub> (psia)                   |
| Presión de ajuste:        | P (psig)                                |
| Temperatura de operación: | T <sub>o</sub> (*F + 460)               |

1.- DETERMINACIÓN DEL CALOR DE ABSORCIÓN.

$$Q = 21,000 \cdot F \cdot A^{0.82}$$

Q= Total de calor absorbido, Btu/Hr  
F= Factor  
A= Area total de superficie, ft<sup>2</sup>

2.- AREA DE SUPERFICIE.

La determinación del área total de superficie puede favorecer para una configuración de recipiente segura, tal como un recipiente cilíndrico horizontal con tapas elípticas. Las formulas para área total de superficie para diferentes formas de recipientes son listadas en la tabla 1.

$$A = F_{wp} \cdot \text{AREA TOTAL DE SUPERFICIE DEL RECIPIENTE}$$

A = Area de superficie, ft<sup>2</sup>  
F<sub>wp</sub>= Factor perimetral, fig. 1

Para un recipiente horizontal, usar tabla 1 figura 2.  
Para un recipiente vertical, usar tabla 1 figura 3.

3.- FLUJO DE VAPOR RELEVADO.

El flujo de vapor relevado se obtiene a partir de un balance de energía por lo que obtenemos:

$$W = \frac{Q}{\lambda}$$

W= Flujo de vapor relevado, Lb/Hr  
Q = Calor absorbido, Btu/Hr  
λ= Calor latente de vaporización, Btu/Lb



#### 4.- AREA DEL ORIFIO DE LA VALVULA.

El área de orificio requerida para una válvula de seguridad-alivio en una contingencia de gas, de un recipiente expuesto a fuego abierto puede ser determinado por la siguiente fórmula:

$$A_c = \frac{F^1 \cdot A_s}{\sqrt{P_1}}$$

$A_c$  = Área del orificio, in<sup>2</sup>  
 $F^1$  = Factor de la válvula de relevo, fig 4  
 $A_s$  = Área expuesta del recipiente, tab. 1  
 $P_1$  = Presión de relevo, psia

#### 5.- PRESION DE RELEVO.

De acuerdo a la causa de relevo se considera la acumulación que va del 10% para causas de bloqueo hasta el 25% para causas de fuego.

$$P_1 = 1.1 P_0 + 14.7$$

$P_1$  = Presión de relevo, psia  
 $P_0$  = Presión de diseño, psia

#### 6.- TEMPERATURA DE RELEVO.

Cuando no se conoce la temperatura de relevo es posible calcularla por dos métodos uno de ellos consiste en determinarlo a partir de una curva presión-temperatura para el componente de mayor porcentaje, este método no es muy recomendado por poca exactitud que se pueda tener, y el segundo método que consiste en:

$$T_1 = \frac{P_1 \cdot T_0}{P_0}$$

$T_1$  = Temperatura de relevo, °R  
 $T_0$  = Temperatura de operación, °R  
 $P_1$  = Presión de relevo, psia  
 $P_0$  = Presión de operación, psia

#### 7.- AREA EXPUESTA DEL RECIPIENTE.

Para la determinación del área expuesta del recipiente, se hace la selección de la fórmula correspondiente para el recipiente que se tenga de la tabla 1.

$$A_s = \pi \cdot \left( D \cdot L + \frac{D^2}{2} \right)$$

$A_s$  = Área expuesta del recipiente, ft<sup>2</sup>  
 $D$  = Diámetro del recipiente, ft  
 $L$  = Longitud del recipiente, ft

## 8.- AREA DEL ORIFICIO DE LA VALVULA DE RELEVO.

El área de orificio requerido para una válvula de seguridad-alivio en un recipiente conteniendo gas expuesto a fuego puede ser determinado por la siguiente fórmula:

$$A_C = \frac{F^1 \cdot A_S}{P_1}$$

$A_C$  = Área del orificio, in<sup>2</sup>  
 $F^1$  = Factor de operación, fig. 4  
 $A_S$  = Área expuesta del recipiente, ft<sup>2</sup>  
 $P_1$  = Presión de relevo, psia

Para determinar el factor de operación de la válvula de relevo ( $F^1$ ), entrar a la figura 4 a la temperatura de relevo correspondiente, seguir horizontalmente hasta aproximadamente localizar la curva que representa la relación de calores específicos (k), después hacer un movimiento vertical hacia abajo de la carta y leer el factor de operación de la válvula de relevo.

## 9.- DETERMINACIÓN DEL TAMAÑO ADECUADO DE LA VALVULA.

Ya teniendo el área del orificio, tomamos la temperatura y la presión de ajuste, pasamos a tablas proporcionadas por el proveedor y seleccionamos la válvula adecuada a las necesidades requeridas por los datos proporcionados.

### A. METODO POR TABLAS.

Este método es mucho más sencillo que por fórmulas, ya que no se tienen que hacer tantos cálculos, ni tomar en cuenta tantos datos técnicos como: peso molecular, viscosidad del fluido, factor de compresibilidad y temperatura absoluta. Con este método solo se necesitan los siguientes datos: presión de ajuste de la válvula, capacidad requerida por ésta, la sobrepresión y la temperatura máxima de operación.

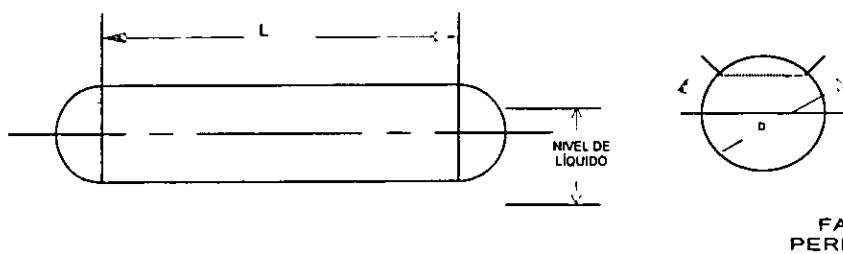
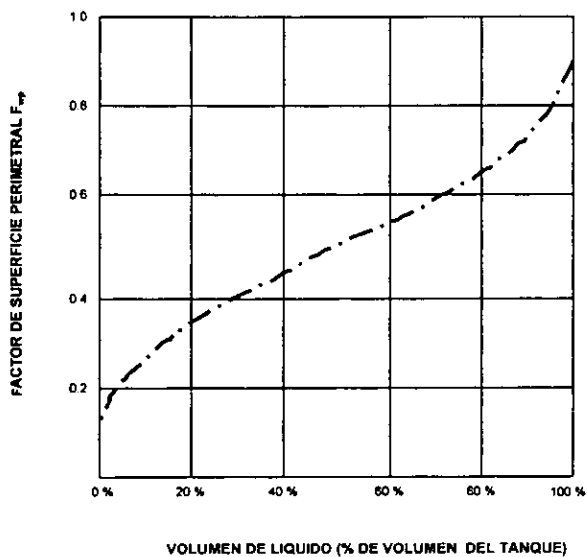
Teniendo estos datos, el cálculo del orificio de la válvula es muy sencillo, ya que nos es proporcionado por la presión de ajuste, la capacidad y la sobrepresión. Teniendo este orificio, pasamos a las gráficas, con la presión de ajuste y la temperatura máxima de operación, designamos el modelo de nuestra válvula.

### B. METODO POR GRÁFICAS.

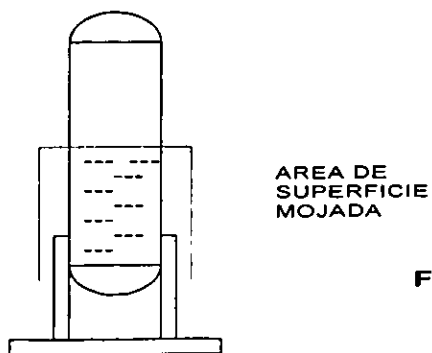
Este método se recomienda usarlo únicamente, para propósitos de estimación, ya que proporciona el orificio aproximado para cada caso.

Así mismo, está sujeto a posibles errores al efectuar las lecturas o interpolaciones. En caso de usarlo se recomienda verificar por fórmula.

**FIGURA 1**



**FIGURA 2**



**FIGURA 3**

FIGURA 4. FACTOR DE OPERACIÓN DE VÁLVULA DE RELEVO

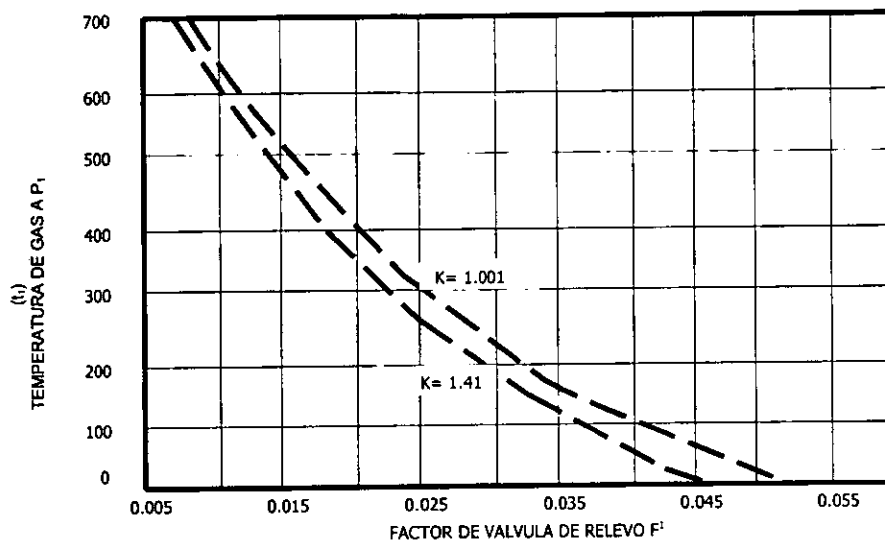


TABLA 1

FORMULAS DE AREA TOTAL DE SUPERFICIE.

|  |                             |
|--|-----------------------------|
| CILINDRO VERTICAL CON TAPAS              | $A = \pi ( DL + D^2 / 2 )$  |
| CILINDRO VERTICAL CON TAPAS ELIPTICAS    | $A = \pi ( DL + 2.61 D^2 )$ |
| CILINDRO VERTICAL CON TAPAS HEMISFERICAS | $A = \pi ( DL + D^2 / 2 )$  |
| CILINDRO HORIZONTAL CON TAPAS            | $A = \pi ( DL + D^2 )$      |
| CILINDRO HORIZONTAL CON TAPAS ELIPTICAS  | $A = \pi ( DL + 2.61 D^2 )$ |
| CILINDRO HORIZONTAL TAPAS HEMISFERICAS   | $A = \pi ( DL + D^2 )$      |
| ESFERA                                   | $A = \pi ( D^2 )$           |



#### IV.5 SELECCIÓN DEL SISTEMA ADECUADO.

La selección de un sistema está sujeto a muchos factores, que son específicos para cada caso en particular; algunos de tales factores son:

##### A. Propiedades Físicas Y Químicas

El punto de flasheo, el límite de explosividad, la temperatura de ignición de ciertos líquidos inflamables, gases y sólidos.

El bajo punto de vaporización de algunos compuestos que han sido descargados como líquidos, permite emplear serpentines con vapor en los tanques separadores a fin de crear masas de gas y llevar la descarga al quemador; así mismo, los compuestos restantes deben ser bombeados a tanques recuperadores.

La baja temperatura de algunos desfuegos de gas impide utilizar sellos con agua para evitar el retroceso de una flama débil hasta la fuente de emisión. En estos casos, lo conveniente es emplear arrestadores o dispositivos en cuyo interior sea ahogada la flama.

##### B. Propiedades Fisiológicas.

###### Toxicidad.

El límite de toxicidad indica el grado máximo de concentración a la que puede ser tolerada una sustancia en el aire para un periodo de tiempo determinado.

Las descargas de gas que contengan  $\text{CO}_2$  o  $\text{H}_2\text{S}$  deben ser tratadas en un quemador elevado. En caso de que éste se llegara a apagar, la altura de la chimenea y la velocidad desarrollada por la boquilla deberán ser capaces de arrojar los conos de gas a una distancia segura. El nivel de concentración de la masa del gas al alcanzar el suelo viento abajo tendrá que ser inferior al límite de toxicidad permitido.

###### Olor.

En la cercanía de áreas pobladas se debe tener en cuenta las propiedades olorosas de algunos compuestos.

###### Humo.

La propiedad de los compuestos de emitir mayor o menor cantidad de humo ayuda a decidir el tipo de quemador a emplear.

Los compuestos olefinicos o cíclicos emiten grandes cantidades de humo, así como los compuestos de peso molecular alto. Es deseable su eliminación completa en las cercanías de áreas pobladas lo que se logra creando turbulencia en la descarga de gas con el fin de ayudar a quemar eficientemente los carbonos de las cadenas de hidrocarburos.





### C. Presencia De Líquidos En El Sistema.

Los líquidos recuperados, ya sea por condensación o por separación efectiva, tienen gran valor económico y deben recircularse a proceso.

Nunca deberá permitirse el paso de líquidos hacia el área de quemadores, pues estos los arrojarán como pequeñas gotas encendidas.

Durante la producción de algún producto petroquímico con frecuencia ocurre la emisión de una corriente líquida altamente corrosiva o venenosa, esta corriente debe ser quemada si no se envía a algún tratamiento químico.

### D. Otros Factores.

Como ya se ha mencionado, las estructuras elevadas se justifican al tener que disponer de gases tóxicos o venenosos, o bien cuando se tengan que quemar pequeñas corrientes de gas y no se cuente con espacio disponible.

El quemador deberá ser diseñado teniendo en cuenta:

- La velocidad y temperatura del gas de salida.
- El peso molecular del gas y la masa relevada.
- Las condiciones meteorológicas que prevalezcan.
- La topografía y la cercanía de las estructuras elevadas.
- El nivel de ruido producido.
- La corriente de gas a nivel de piso.

Los quemadores de fosa son ampliamente utilizados para tratar grandes volúmenes de gas a nivel de piso. Aproximadamente de 10% a 15% de la cantidad total del gas puede separarse por medio de tanques de agua y quemarse sin humo en una parrilla dispuesta para ello. El resto del gas se considera como una mera situación de emergencia de corta duración y puede ser quemada en fosa con boquillas abiertas cuya flama, confinada en una fosa, emite humo. La radiación producida es considerable por lo que debe disponerse de espacio suficiente.

En los capítulos subsiguientes se detallan cada uno de estos equipos y se dan los lineamientos para su cálculo.

## IV.6 ANÁLISIS DE CARGAS PARA EL C.P.G. CD. PEMEX, TAB.

La parte fundamental del análisis de desfuegos radica en hacer un análisis detallado de cada uno de los desfuegos y mostrarlo esquemáticamente en un balance de desfuegos, para lo cual es necesario calcular el tamaño de las válvulas de seguridad con la finalidad de conocer tanto las causas y cantidades de gas relevadas como los datos de diseño de la propia válvula de seguridad, por lo que el diseño y cálculo de las válvulas de seguridad se justifica por ser el medio a través del cual el flujo de gas relevado circulará hasta su conexión al cabezal principal.



### CÁLCULO DEL TAMAÑO DE VÁLVULAS DE RELEVO.

El cálculo mostrado representa la aplicación del método para el cálculo de válvulas antes descrito y solo se muestra para una sola válvula debido a que es la misma metodología y únicamente se reportan los resultados en los balances de desfogues.

### DATOS DE DISEÑO.

|   |               |
|---|---------------|
| VÁLVULA DE RELEVO:                          | PSV-420/421   |
| EQUIPO PROTEGIDO:                           | 105 EX-1/2    |
| UBICACIÓN DE LA VALVULA:                    | SOBRE TUBERIA |
| DIAMETRO DE LA TUBERÍA:                     | 1 pulg.       |
| PRESIÓN DE DISEÑO (P <sub>o</sub> ):        | 1045.15 PSIG  |
| PRESIÓN DE OPERACIÓN (P <sub>o</sub> ):     | 1000 PSIG     |
| TEMPERATURA DE OPERACIÓN (T <sub>o</sub> ): | 115 °F        |

### AREA EXPUESTA DEL RECIPIENTE.

$$A_s = \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$A_s = \frac{\pi}{4} \cdot (1)^2$$

$$A_s = 0.785 \text{ pulg.}^2$$

### AREA DE SUPERFICIE.

$$A' = F_{wp} \cdot \text{AREA TOTAL DE SUPERFICIE DEL RECIPIENTE}$$

$$A' = 0.67 \cdot 0.785$$

$$A' = 0.53 \text{ in}^2 \quad 3.68 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^2$$

### CALOR DE ABSORCIÓN.

$$Q = 21,000 \cdot F \cdot A^{0.82}$$

$$Q = 21,000 \cdot 1 \cdot (3.68 \cdot 10^{-3})$$

$$Q = 211.94 \text{ BTU/Hr}$$



FLUJO DE VAPOR RELEVADO.

$$W = \frac{Q}{\lambda}$$

$$W = \frac{211.94}{149.69}$$

$$W = 1.42 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$$

PRESION DE RELEVO.

$$P_1 = 1.1 P_0 + 14.7$$
$$P_1 = 1.1 * 1045.15 + 14.7$$

$$P_1 = 1,164.70 \text{ PSIA}$$

TEMPERATURA DE RELEVO.

$$T_1 = \frac{P_1 * T_0}{P_0}$$

$$T_1 = \frac{1164.70 * 575}{1014.7}$$

$$T_1 = 660^\circ\text{R}$$

AREA DEL ORIFICIO DE LA VALVULA DE RELEVO.

$$A_c = \frac{F * A_s}{\sqrt{P_1}}$$

$$A_c = \frac{0.014 * 3.68 * 10^{-3}}{\sqrt{1164.70}}$$

$$A_c = 1.51 * 10^{-3}$$

DE ACUERDO A CATALOGO DE FABRICANTE Y CON EL AREA DEL ORIFICIO EL TAMAÑO Y TIPO DE VALVULA ES: 1" E 2", EN DONDE 1" ES EL DIÁMETRO A LA ENTRADA DE LA VALVULA, E ES EL MODELO DE LA VALVULA Y 2" ES EL DIÁMETRO A LA SALIDA DE LA VALVULA.



## CALCULO DE TEMPERATURA A LA SALIDA DE LA VALVULA DE RELEVO.

Como ya se indico en la parte IV.3 para las corrientes de gas desfogado a la salida de la válvula de relevo, se requiere que antes de iniciarse una nueva etapa en el proceso descrito para el análisis del sistema de desfogues se conozcan las condiciones de operación máximas después de la válvula.

A fin de conocer dichas condiciones y partiendo de una presión calculada en la sección del tamaño de válvulas solo resta conocer la temperatura a la salida de la válvula.

La determinación de la temperatura puede ser calculada por dos métodos, el primero es a través de las cartas de temperatura-presión existentes y el segundo método es a partir de un análisis termodinámico, mediante las ecuaciones de estado correspondientes.

Con la finalidad de obtener un comportamiento real y simplificar el tiempo de cálculo para cada una de las válvulas, es necesario hacer uso de las ecuaciones de estado a través de un simulador de procesos.

La simulación de procesos es descrita como la acción de crear, en modelos, situaciones que representan el comportamiento que seguirá el sistema simulado para alternaciones en sus variables y bajo cierta circunstancia.

Existen varios tipos de Simuladores entre los cuales se encuentran:

- Micro Chess
- Hysys
- Hysym
- Aspen

El simulador empleado es HYSYS; que es un Software en Ingeniería de Procesos, "Simulador".

HYSYS ha marcado el principio de una nueva era en Ingeniería de procesos y Simulación.

Aunque HYSYS ha sido desarrollado como una solución de sistemas, a demás de brindar gran ayuda en las áreas de Ingeniería esto es, debido a la habilidad para estudiar a un proceso desde diferentes perspectivas de modelado, además cuenta con un ambiente gráfico para llevar a cabo una comunicación completa e interactiva con el simulador.

Con HYSYS se puede realizar:

- a) Modelado de procesos bajo condiciones dinámicas,
- b) Desarrollo de estrategias de control,
- c) Modelado de estado estacionario,
- d) Preparar diseños de proceso,
- e) Optimización para diseño de procesos,
- f) Analizar múltiples alternativas de diseño,
- g) Predecir los efectos y cambios en Operación de Plantas,

HYSYS cuenta con una base de datos de fluidos, la cual se puede crear, definir y modificar; esta base de datos contiene a su vez propiedades como; temperatura y presión crítica propiedades para gran cantidad de componentes y otra información como; Ecuaciones de estado, reacciones y parámetros de interacción, e hidrocarburos de interés como; Metano, Etano, Propano, entre otros.

Para calcular la temperatura de la mezcla de gas desfogado a la salida de la válvula de relevo, se realizó mediante ecuaciones de estado a través del Simulador de Procesos. El simulador de procesos HYSYS hace uso de ecuaciones de estado, entre las que se encuentran:

- Redlich – Kwong, (1949).

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} - \frac{a}{T^{1/2} \cdot (V + b)}$$

- Redlich – Kwong – Soave, (1972).

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} - \frac{a}{V \cdot (V + b)}$$

- Peng – Robinson, (1976).

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} - \frac{a}{V^2 + 2 \cdot b \cdot V - b^2}$$

De las ecuaciones antes mencionadas; la ecuación de Peng – Robinson, es mediante la cual se realizaron las simulaciones necesarias para el cálculo de temperatura, según la guía del usuario del simulador HYSYS, la ecuación de Peng – Robinson, además de ser recomendada para hidrocarburos y gases inorgánicos como; Nitrógeno, Oxígeno, Acido Sulfhídrico y otros, es aplicable a procesos Criogénicos en donde se manejan amplios rangos de temperatura y presión.

Existe una gran diferencia entre las ecuaciones, esto es; la ecuación de Peng – Robinson predice tanto densidades de gases como de líquidos además el rango de aplicación tanto de presión como de temperatura es muy amplio, en cuanto a la de Redlich – Kwong – Soave su rango de aplicación es más limitada y no predice para líquidos.

De acuerdo a Ding-Yu Peng and Donald B. Robinson en la publicación "A new Tow-Constant Equation of State" comparan datos experimentales y datos calculados de presiones de vapor, factores de compresibilidad, y entalpia tanto para la ecuación de Redlich – Kwong – Soave como para Peng – Robinson y encontraron que el menor porcentaje de error es para la ecuación de Peng – Robinson. Dando así la seguridad y certeza de obtener mejores resultados mediante dicha ecuación.

A continuación se muestran los rangos de aplicación de Temperatura y Presión tanto para Peng – Robinson como para de Redlich – Kwong – Soave :

| METODO                  | TEMPERATURA (°F) | PRESIÓN (Psia) |
|-------------------------|------------------|----------------|
| Peng – Robinson         | > -456           | < 15,000       |
| Redlich – Kwong – Soave | > -225           | < 5,000        |

#### Características de la Ecuación de Peng – Robinson

- Es una ecuación empírica
- Relaciona las variables presión volumen y temperatura, (PVT)
- Aplica para compuestos polares y no polares
- Aplica para gases y para líquidos
- Es usada principalmente en procesos de hidrocarburos tales como: gas natural y petróleo
- Ecuación que puede calcular la densidad de líquidos
- Es mejor en la zona crítica
- Da mejor volumen molar que Redlich - Kwong - Soave
- Hay fuerzas atractivas y repulsivas
- a= Esta en función de la naturaleza del gas
- b= Esta en función de la naturaleza del gas

La ecuación de estado para Peng – Robinson es la siguiente:

ECUACIÓN DE ESTADO:

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} - \frac{a(T)}{V^2 + 2 \cdot b \cdot V - b^2}$$

P= Presión del gas  
R= Constante universal de los gases  
T= Temperatura del gas  
V= Volumen molar del gas  
a= Parámetro que involucra fuerzas atractivas  
b= Parámetro que involucra fuerzas repulsivas

PARAMETRO:

$$a = a_c \cdot \alpha$$

a = Parámetro que involucra fuerzas atractivas  
a<sub>c</sub>= Parámetro que involucra T<sub>r</sub>, w, T<sub>c</sub>, P<sub>c</sub>,  
α = Parámetro que involucra T, w



PARAMETRO

$$ac = 0.45724 \cdot \frac{R^2 \cdot T_c^2}{P_c}$$

ac= Parámetro que involucra  $T_r$ ,  $w$ ,  $T_c$ ,  $P_c$ ,  
 $R$ = Constante universal de los gases  
 $T_c$ =Temperatura crítica  
 $P_c$ = Presión crítica

PARAMETRO:

$$\alpha = \left[ 1 + m \left( 1 - \frac{T_r}{T_c} \right) \right]^2$$

$\alpha$  = Parámetro que involucra  $T_r$ ,  $w$   
 $m$ = Parámetro que involucra  $w$   
 $T_r$ = Temperatura reducida

PARAMETRO:

$$m = 0.37464 + 1.54226 \cdot w - 0.26999 \cdot w^2$$

$m$ = Parámetro que involucra  $w$   
 $w$ = Factor acentrico

PARAMETRO:

$$b = \frac{0.07780 \cdot R \cdot T_c}{P_c}$$

$b$ = Parámetro que involucra fuerzas repulsivas  
 $R$ = Constante universal de los gases  
 $T_c$ =Temperatura crítica  
 $P_c$ = Presión crítica

VOLUMEN:

$$V^3 - \left( -b + \frac{R \cdot T}{P} \right) V^2 + \left( -3b^2 - \frac{2 \cdot R \cdot T \cdot b}{P} + \frac{a}{b} \right) V + b^3 + \frac{R \cdot T \cdot b^2}{P} - \frac{a \cdot b}{P} = 0$$

$V$ = Volumen molar del gas  
 $P$ = Presión del gas  
 $R$ = Constante universal de los gases  
 $T$ = Temperatura del gas  
 $a$ = Parámetro que involucra fuerzas atractivas  
 $b$ = Parámetro que involucra fuerzas repulsivas

FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:

$$Z^3 - Z^2 \cdot (-B + 1) + Z \cdot (-3 \cdot B^2 \cdot -2 \cdot B + A) - (A \cdot B - B^2 - B^3) = 0$$

$$A = \frac{a \cdot P}{R^2 \cdot T^2}$$

$$B = \frac{P \cdot b}{R \cdot T}$$

Z= Factor de compresibilidad  
A=Primer coeficiente virial  
B=Segundo coeficiente virial  
P= Presión del gas  
R= Constante universal de los gases  
T= Temperatura del gas  
a= Parámetro que involucra fuerzas atractivas

ENTALPIA:

$$\Delta H = Cp \cdot (T_2 - T_1) + Hr_2 + Hr_1$$

$\Delta H$ = Incremento de entalpia  
Cp= Calor específico  
T<sub>1</sub>=Temperatura de entrada del gas  
T<sub>2</sub>=Temperatura de salida del gas  
Hr<sub>1</sub>=Entalpia residual a la entrada  
Hr<sub>2</sub>=Entalpia residual a la salida

ENTROPIA:

$$\Delta S = Cp \cdot \left( \log \frac{T_2}{T_1} \right) - R \cdot \ln \frac{P_2}{P_1} + Sr_2 - Sr_1$$

$\Delta S$ = Incremento de entropia  
Cp= Calor específico  
T<sub>1</sub>=Temperatura de entrada del gas  
T<sub>2</sub>=Temperatura de salida del gas  
R= Constante universal de los gases  
P<sub>1</sub>=Presión de entrada del gas  
P<sub>2</sub>=Presión de salida del gas  
Sr<sub>1</sub>=Entropia residual de entrada  
Sr<sub>2</sub>=Entropia residual de salida





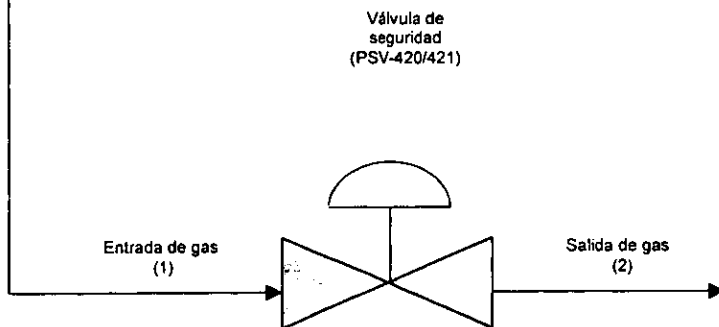
HYSYS Válvula

Planta . hsc

**Diagrama Representativo de las válvulas de seguridad.**

| Entrada |           | Salida |          | Energía |          |
|---------|-----------|--------|----------|---------|----------|
| NOMBRE  | DE OPERAR | NOMBRE | A OPERAR | NOMBRE  | A OPERAR |
| 1       | Válvula   | 2      | Válvula  | —       | ---      |

- PLANTAS:**
- Endulzadoras de Gas I/II
  - Endulzadoras de Condensados I/II.
  - Criogénicas I/II
- Válvulas de Seguridad





| HYSYS Composición                         |                                | VAL.hsc          |           |
|---|--------------------------------|------------------|-----------|
| <b>Propiedades y composición del gas.</b> |                                |                  |           |
| Alimentación a:                           | Producto de:                   | Conexión lógica: |           |
| VÁLVULA DE SEGURIDAD PSV-420 /421         | PLANTA ENDULZADORA DE GAS I/II |                  |           |
| <b>Propiedades del gas</b>                |                                |                  |           |
| NOMBRE                                    | 1                              | 2                |           |
| Fración Vapor                             | 1.0000                         | 1.0000           |           |
| Temperatura (C)                           | 93.33                          | 70.91            |           |
| Presión (lb/in <sup>2</sup> g)            | 80.85                          | 24.26            |           |
| Flujo Molar (kgmol/h)                     | 0.028                          | 0.028            |           |
| Flujo Másico (Lb/h)                       | 1.42                           | 1.42             |           |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)          | 0.0077                         | 0.0077           |           |
| Flujo de Calor (KJ/h)                     | -2504                          | -2504            |           |
| <b>Composición</b>                        |                                |                  |           |
| NOMBRE                                    | 1                              | 2                |           |
| Comp. Fracción Mol (Metano)               | 0.6857                         | 0.6857           |           |
| Comp. Fracción Mol (Etano)                | 0.1409                         | 0.1409           |           |
| Comp. Fracción mol (Propano)              | 0.1140                         | 0.1140           |           |
| Comp. Fracción Mol (CO <sub>2</sub> )     | 0.0335                         | 0.0335           |           |
| Comp. Fracción Mol (H <sub>2</sub> S)     | 0.0245                         | 0.0245           |           |
| Comp. Fracción Mol (H <sub>2</sub> O)     | 0.0014                         | 0.0014           |           |
| Total                                     | 1.0000                         | 1.0000           |           |
| <b>Corrientes de Energía</b>              |                                |                  |           |
| NOMBRE                                    |                                |                  |           |
| Flujo de Calor (Kj/hr)                    |                                |                  |           |
| <b>Unidades de Operación</b>              |                                |                  |           |
| Operación                                 | Tipo de Operación              | Alimentación     | Productos |
| Válvula-PSV-420                           | Válvula                        | 1                | 2         |
| Notas:                                    |                                |                  |           |
| Fecha                                     | Versión HYSYS v1.5.2           | Página No. 2     | De. 2     |



HYSYS Válvula VAL.hsc

### VALVULA DE SEGURIDAD (PSV-420/421)

#### Propiedades del gas a la entrada de la válvula

|                                       | Entrada    |  |  |
|---------------------------------------|------------|--|--|
| Fracción Fase Vapor                   | 1.000      |  |  |
| Temperatura (C)                       | 93.33      |  |  |
| Presión (Kg/cm <sup>2</sup> g)        | 80.85      |  |  |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 0.02850    |  |  |
| Flujo Másico (lb/h)                   | 1.420      |  |  |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 0.0077     |  |  |
| Enthalpia Molar (kcal/kgmol)          | -2.100e+04 |  |  |
| Entalpia Másica (kcal/kg)             | -929.2     |  |  |
| Entropia Molar (kj/kgmol-C)           | 160.1      |  |  |
| Entropia Másica (kj/kg-C)             | 7.086      |  |  |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -2504      |  |  |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.06933    |  |  |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 57.73      |  |  |
| Capacidad de Calor Masico (kj/kg-C)   | 2.555      |  |  |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.0444     |  |  |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01572    |  |  |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | ---        |  |  |
| Peso Molecular                        | 23.55      |  |  |
| Factor Z                              | 0.8590     |  |  |

#### Propiedades del gas a la Salida de la válvula

|                                       | Salida     |  |  |
|---------------------------------------|------------|--|--|
| Fracción Fase Vapor                   | 1.000      |  |  |
| Temperatura (C)                       | 70.91      |  |  |
| Presión (kg/cm <sup>2</sup> g)        | 24.26      |  |  |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 0.02850    |  |  |
| Flujo Másico (lb/h)                   | 1.420      |  |  |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 0.0077     |  |  |
| Enthalpia Molar (kcal/kgmol)          | -2.100e+04 |  |  |
| Entalpia Másica (kcal/kg)             | -929.2     |  |  |
| Entropia Molar (kj/kgmol-C)           | 168.9      |  |  |
| Entropia Másica (kj/kg-C)             | 7.474      |  |  |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -2504      |  |  |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.9325     |  |  |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 49.04      |  |  |
| Capacidad de Calor Masico (kj/kg-C)   | 2.170      |  |  |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.03597    |  |  |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01303    |  |  |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | ---        |  |  |
| Peso Molecular                        | 23.55      |  |  |
| Factor Z                              | 0.9356     |  |  |

Notas:



# DIAGRAMA DE CARGAS-CD. PEMEX PLANTA ENDULZADORA DE GAS

| DESFOGUE | DATOS DE DISEÑO DE LA VALVULA                         |              |          |  |                       |  |                          |                |                       |                    | CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA LB/HR   |                |                               |                  |                  |  |
|----------|---|--------------|----------|--|-----------------------|--|--------------------------|----------------|-----------------------|--------------------|------------------------------------|----------------|-------------------------------|------------------|------------------|--|
|          | ENDULZADORA DE GAS (400 MMPCSD) VALVULAS DE SEGURIDAD |              |          | CONDICIONES DE OPERACIÓN MÁXIMAS DESPUES DE LA VALVULA |                       | CONDICIONES DEL FLUIDO ANTES DE LA VALVULA |                          |                |                       |                    |                                    |                |                               |                  |                  |  |
|          | NUMERO  | LOCALIZACIÓN | ORIFICIO | TEM. SALIDA (°F)                                       | CONTRA PRESIÓN (PSRG) | PRESIÓN DE RELEVO PSIG                     | TEMPERATURA DE RELEVO °F | PESO MOLECULAR | DESCARGA MÁXIMA LB/HR | FUEGO EXP. TERMICA | FALLA DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN | CAUSA ESPECIAL | FALTA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO | RUPTURA DE TUBOS | SALIDA BLOQUEADA |  |
| AG       | PSV-148   | 103-EX-1/2   | 8" T 10" | 266.64   | 7.80                  | 26.00                                      | 271.00                   | 26.55          | 83,694.30             |                    |                                    |                | 83,694.30                     |                  |                  |  |
| AG       | PSV-149   | 103-EX-1/2   | 8" T 10" | 266.64   | 7.80                  | 26.00                                      | 271.00                   | 26.55          | 83,694.30             |                    |                                    |                | 83,694.30                     |                  |                  |  |
| PG       | PSV-103   | 101-CO1      | 1" E 2"  | 66.57  | 345.00                | 1,150.00                                   | 122.55                   | 23.02          | 133.35                | 133.35             |                                    |                |                               |                  |                  |  |
| PG       | PSV-114   | 101-CO2      | 1" E 2"  | 66.57  | 345.00                | 1,150.00                                   | 122.55                   | 23.02          | 133.35                | 133.35             |                                    |                |                               |                  |                  |  |
| PG       | PSV-401   | 105-EX-1/2   | 4" L 6"  | 158.52   | 330.00                | 1,100.00                                   | 200.00                   | 23.55          | 260,780.25            |                    |                                    |                |                               | 260,780.25       |                  |  |
| PG       | PSV-403   | 105-EX-1/2   | 4" L 6"  | 158.52   | 330.00                | 1,100.00                                   | 200.00                   | 23.55          | 260,780.25            |                    |                                    |                |                               | 260,780.25       |                  |  |
| PG       | PSV-404   | 111-V        | 1" E 2"  | 137.54   | 345.00                | 1,150.00                                   | 182.78                   | 23.74          | 0.50                  | 0.50               |                                    |                |                               |                  |                  |  |
| PG       | PSV-405   | 103-F        | 1" E 2"  | 137.54   | 345.00                | 1,150.00                                   | 182.78                   | 23.74          | 0.50                  | 0.50               |                                    |                |                               |                  |                  |  |
| PG       | PSV-420   | 105-EX1      | 1" E 2"  | 159.64   | 345.00                | 1,150.00                                   | 200.00                   | 23.55          | 1.42                  |                    |                                    |                |                               | 1.42             |                  |  |
| PG       | PSV-421   | 105-EX-2     | 1" E 2"  | 159.64   | 345.00                | 1,150.00                                   | 200.00                   | 23.55          | 1.42                  |                    |                                    |                |                               | 1.42             |                  |  |
| PG       | PSV-424   | 101-V        | 6" Q 8"  | 485.21   | 37.50                 | 125.00                                     | 488.91                   | 19.32          | 4.05                  |                    |                                    |                |                               | 4.05             |                  |  |
| PG       | PSV-425   | 101-V        | 6" Q 8"  | 553.22   | 40.50                 | 135.00                                     | 554.62                   | 19.32          | 4.05                  |                    |                                    |                |                               | 4.05             |                  |  |
| PG       | PSV-488   | 105-EX-1/2   | 4" M 6"  | 159.64   | 345.00                | 1,150.00                                   | 200.00                   | 23.55          | 260,780.25            |                    |                                    |                |                               | 260,780.25       |                  |  |
| PG       | PSV-489   | 105-EX-1/2   | 4" M 6"  | 159.64   | 345.00                | 1,150.00                                   | 200.00                   | 23.55          | 260,780.25            |                    |                                    |                |                               | 260,780.25       |                  |  |

## ANÁLISIS DE CARGAS

### DESFOGUE ACIDO

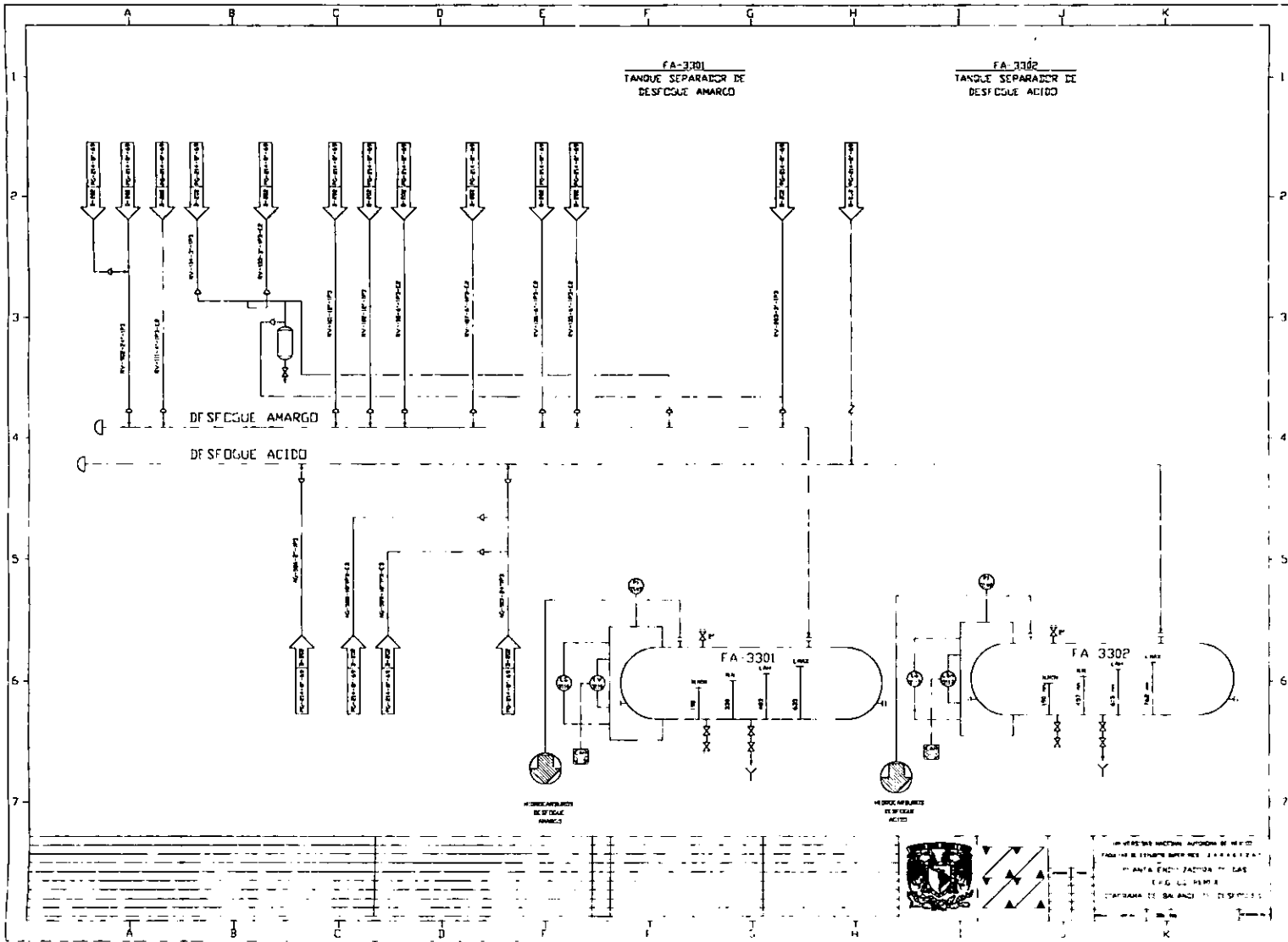
| CAUSA                     | MASA LB/HR | MASA MOL | TEMPERATURA °F | PRESIÓN PSIG |  |  |  |  |        |
|---------------------------|------------|----------|----------------|--------------|--|--|--|--|--------|
| FUEGO                     | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |  |  |  |  |        |
| FALLA SIST. REFRIGERACIÓN | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |  |  |  |  |        |
| RUPTURA DE TUBOS          | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |  |  |  |  |        |
| FALLA AGUA ENFRIAMIENTO   | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |  |  |  |  |        |
| SALIDA BLOQUEADA          | 187,388.60 | 26.55    | 266.64         | 26.00        |  |  |  |  |        |
| FLUJO DE DISEÑO           | 187,388.60 | 26.55    | 266.64         | 7.80         |  |  |  |  | NOTA 2 |

### DESFOGUE AMARGO

| CAUSA                     | MASA LB/HR   | MASA MOL | TEMPERATURA °F | PRESIÓN PSIG |  |  |  |  |        |
|---------------------------|--------------|----------|----------------|--------------|--|--|--|--|--------|
| FUEGO                     | 133.35       | 23.02    | 122.55         | 345.00       |  |  |  |  |        |
| FALLA SIST. REFRIGERACIÓN | 0.00         | 0.00     | 0.00           | 0.00         |  |  |  |  |        |
| RUPTURA DE TUBOS          | 0.00         | 0.00     | 0.00           | 0.00         |  |  |  |  |        |
| FALLA AGUA ENFRIAMIENTO   | 0.00         | 0.00     | 0.00           | 0.00         |  |  |  |  |        |
| SALIDA BLOQUEADA          | 1,043,121.00 | 23.55    | 159.64         | 345.00       |  |  |  |  | NOTA 1 |
| FLUJO DE DISEÑO           | 1,043,121.00 | 23.55    | 159.64         | 345.00       |  |  |  |  |        |

NOTA:

- 1 - PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE QUEMADORES SON ADITIVAS LAS VALVULAS PSV-401 PSV-403 PSV-488 Y PSV-489 PARA EL DESFOGUE AMARGO
- 2 - PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE QUEMADORES SON ADITIVAS LAS VALVULAS PSV-148 Y 149 PARA EL DESFOGUE ACIDO



SECRETARÍA DE ECONOMÍA  
 SUBSECRETARÍA DE ENERGÍA  
 COMISIÓN NACIONAL ENERGETICA  
 PLANTA ENERGETICA DE LAS  
 CANTERAS DE SALINAS  
 ESTACION DE SALINAS DE GUAYMAS



# DIAGRAMA DE CARGAS-CD. PEMEX PLANTA ENDULZADORA DE CONDENSADOS

DESFOGUE

| ENDULZADORA DE CONDENSADOS<br>(24 MBPD)<br>VALVULAS DE SEGURIDAD |              |          | DATOS DE DISEÑO DE LA VALVULA                                |                          |  |                             |                   |                          |           | CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA LB/HR |  |                   |                                     |                     |                     |
|--|--------------|----------|--|--------------------------|--|-----------------------------|-------------------|--------------------------|-----------|----------------------------------|--|-------------------|-------------------------------------|---------------------|---------------------|
| NUMERO   | LOCALIZACION | ORFICIO  | CONDICIONES DE OPERACION<br>MAXIMAS DESPUES DE LA<br>VALVULA |                          | CONDICIONES DEL FLUIDO ANTES DE LA VALVULA |                             |                   |                          |           | FUEGO<br>EXTERNO                 | FALLA DEL<br>SISTEMA DE<br>REFRIGERACION | CAUSA<br>ESPECIAL | FALTA DE AGUA<br>DE<br>ENFRIAMIENTO | RUPTURA DE<br>TUBOS | SALIDA<br>BLOQUEADA |
|  |              |          | TEM SALIDA<br>(°F)   | CONTRA<br>PRESION (PSIG) | PRESION DE<br>RELEVO PSIG                  | TEMPERATURA<br>DE RELEVO °F | PESO<br>MOLECULAR | DESCARGA<br>MAXIMA LB/HR |           |                                  |  |                   |                                     |                     |                     |
| A  | PSV-4407     | EA-4404A | 6 Q 8  | 300.20                   | 14.93                                      | 49.78                       | 300.20            | 21.68                    | 27.628.33 | 2.189.19                         |  |                   |                                     | 91.27               | 27.628.33           |
| A  | PSV-4408     | EA-4404B | 6 Q 8  | 300.20                   | 14.93                                      | 49.78                       | 300.20            | 21.68                    | 27.628.33 | 2.189.19                         |  |                   |                                     | 91.27               | 27.628.33           |
| A  | PSV-4409     | DA-4402  | 6 R 8  | 287.06                   | 14.93                                      | 49.78                       | 300.20            | 24.00                    | 32.255.83 | 12.361.32                        |  |                   | 32.255.83                           |                     |                     |
| H  | PSV-4401     | DA-4401A | 11/2 G 21/2  | 143.38                   | 413.90                                     | 1.379.66                    | 174.20            | 46.82                    | 76.581.98 | 3.461.26                         |  |                   |                                     |                     | 76.581.98           |
| H  | PSV-4402     | DA-4401B | 11/2 G 21/2  | 143.38                   | 413.90                                     | 1.379.66                    | 174.20            | 46.82                    | 76.581.98 | 3.461.26                         |  |                   |                                     |                     | 76.581.98           |
| H  | PSV-4403     | DA-4401C | 11/2 G 21/2  | 143.38                   | 413.90                                     | 1.379.66                    | 174.20            | 46.82                    | 76.581.98 | 3.461.26                         |  |                   |                                     |                     | 76.581.98           |
| H  | PSV-4404     | FA-4401  | 11/2 G 21/2  | 143.38                   | 413.90                                     | 1.379.66                    | 174.20            | 46.82                    | 68.111.82 | 11.871.89                        |  |                   |                                     |                     | 68.111.82           |
| H  | PSV-4405     | FA-4402  | 1 E 2  |                          | 85.34                                      | 284.47                      | 174.20            | 21.89                    | 3.847.07  | 3.847.07                         |  |                   |                                     |                     | 3.198.91            |
| H  | PSV-4416     | FA-4501  | 2 H 3  | 98.46                    | 197.99                                     | 659.96                      | 150.80            | 21.88                    | 24.369.90 | 24.369.90                        |  |                   |                                     |                     | 13.390.81           |
| H  | PSV-4417     | FA-4502  | 2 H 3  | 124.33                   | 132.28                                     | 440.92                      | 150.80            | 25.21                    | 23.922.36 | 23.922.36                        |  |                   |                                     |                     | 7.142.98            |
| H  | PSV-4418     | EA-4501  | 11/2 G 21/2  | 89.88                    | 106.97                                     | 355.58                      | 150.80            | 21.21                    | 7.987.35  | 5.921.62                         |  |                   |                                     |                     | 7.987.35            |
| H  | PSV-4419     | FA-4503  | 21/2 J 4   | 101.38                   | 104.97                                     | 349.89                      | 125.60            | 25.00                    | 26.770.73 | 9.693.73                         |  |                   |                                     |                     | 26.770.73           |
| H  | PSV-4420     | GB-4501  | 11/2 G 21/2  | 108.47                   | 331.97                                     | 1.106.58                    |                   |                          | 24.854.92 |                                  |  |                   |                                     |                     | 24.854.92           |
| H  | PSV-4421     | FA-4504  | 1 E 2  | 175.03                   | 331.97                                     | 1.106.58                    | 244.40            |                          | 9.025.73  | 9.025.73                         |  |                   |                                     |                     |                     |
| H  | PSV-4423     | FA-4405  | 2 X 3  | 72.47                    | 234.68                                     | 782.26                      | 129.20            |                          | 43.827.90 | 43.827.90                        |  |                   |                                     |                     |                     |

## ANÁLISIS DE CARGAS

### DESFOGUE ACIDO

| CAUSA                   | MASA LB/HR | MASA MOL | TEMPERATURA °F | PRESION PSIG |
|-------------------------|------------|----------|----------------|--------------|
| FUEGO                   | 12,361.32  | 24.00    | 287.06         | 14.93        |
| RUPTURA DE TUBOS        | 91.27      | 21.68    | 300.20         | 14.93        |
| FALLA AGUA ENFRIAMIENTO | 32,255.83  | 24.00    | 287.06         | 14.93        |
| SALIDA BLOQUEADA        | 27,628.33  | 21.68    | 300.20         | 14.93        |
| FLUJO DE DISEÑO         | 32,255.83  | 24.00    | 287.06         | 14.93        |

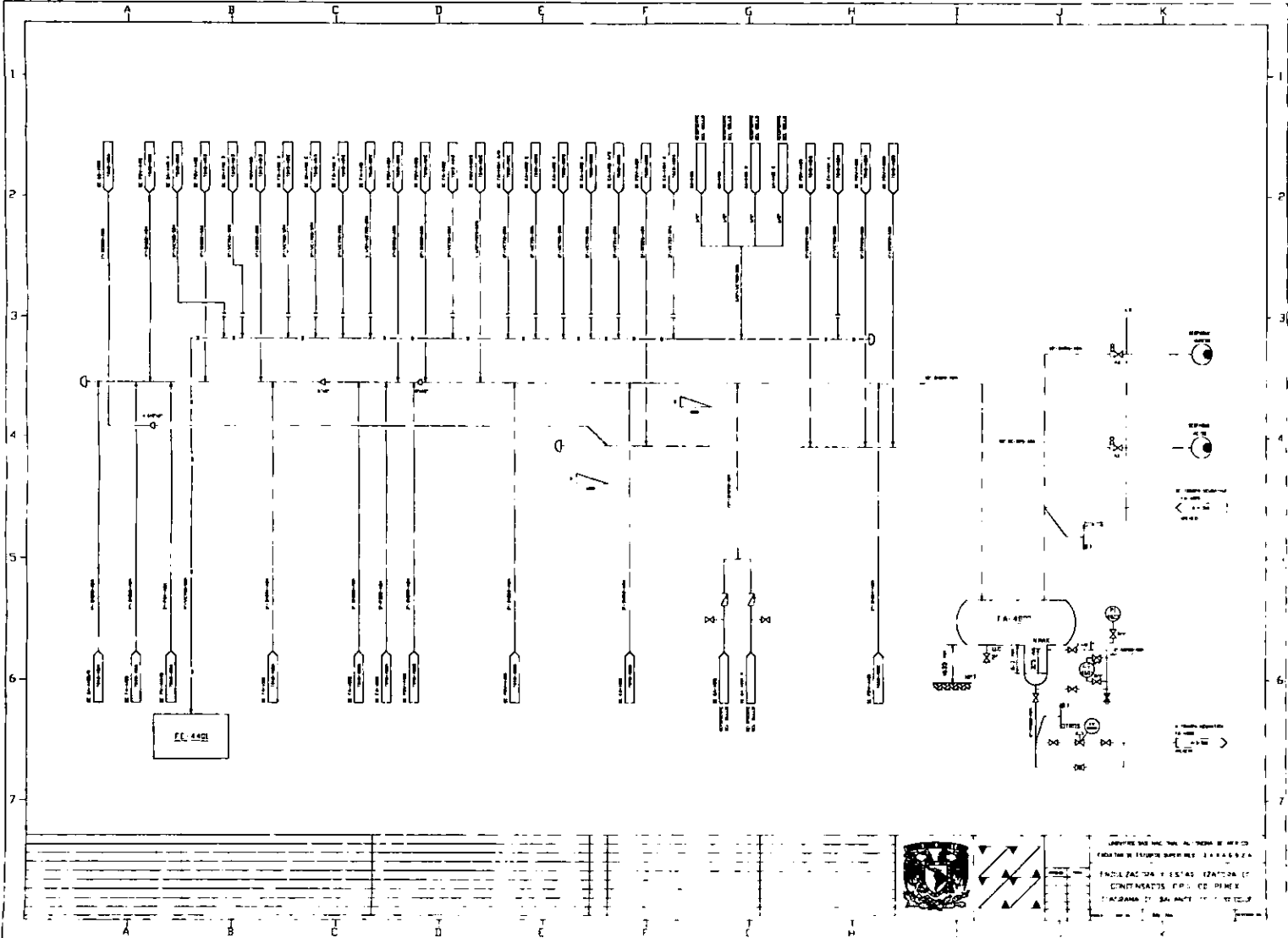
### DESFOGUE HUMEDO

| CAUSA                   | MASA LB/HR | MASA MOL | TEMPERATURA °F | PRESION PSIG |
|-------------------------|------------|----------|----------------|--------------|
| FUEGO EXTERNO           | 384,500.00 | 46.82    | 143.38         | 413.90       |
| RUPTURA DE TUBOS        | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |
| FALLA AGUA ENFRIAMIENTO | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |
| SALIDA BLOQUEADA        | 59,127.98  | 46.82    | 143.38         | 413.90       |
| FLUJO DE DISEÑO         | 384,500.00 | 46.82    | 143.38         | 413.90       |

NOTA 1

NOTA:

1 - PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE QUEMADORES SON ADITIVAS LAS VALVULAS PSV-4401, PSV-4402, PSV-4403 Y LA ALIMENTACION A LA PLANTA



PL. 4421



LABORATORIO DE INVESTIGACIONES EN ELECTRICIDAD  
 INSTITUTO TECNOLÓGICO DE AERONÁUTICA  
 CARRILLO DE LA PIEDRA, C.P. 45100, GUANAJUATO, GTO.  
 TELÉFONO: 52 477 211 1111



# DIAGRAMA DE ANÁLISIS DE CARGAS-CD. PEMEX PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES I

## DATOS DE DISEÑO DE LA VALVULA

| DESFOGUE | PLANTA CRIOGENICA<br>(316 MMPCSD)<br>VALVULAS DE SEGURIDAD |                        |               | CONDICIONES DE<br>OPERACIÓN<br>DESPUES DE LA VALVULA |                        | CONDICIONES DEL FLUIDO ANTES DE LA VALVULA |                             | CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA LB/HR |                          |           |  |                       |                               |                     |                     |
|----------|--|------------------------|---------------|--|------------------------|--|-----------------------------|----------------------------------|--------------------------|-----------|--|-----------------------|-------------------------------|---------------------|---------------------|
|          | NUMERO   | LOCALIZACIÓN           | ORIFICIO      | TEM SALIDA<br>(°F)                                   | CONTRA<br>PRESIÓN PSIG | PRESIÓN DE<br>RELEVO PSIG                  | TEMPERATURA<br>DE RELEVO °F | PESO<br>MOLECULAR                | DESCARGA<br>MAXIMA LB/HR | FUEGO     | FÁLLA DEL<br>SISTEMA DE<br>REFRIGERACIÓN | CAUSA<br>ESPECIAL F C | FALTA AGUA DE<br>ENFRIAMIENTO | RUPTURA DE<br>TUBOS | SALIDA<br>BLOQUEADA |
| S        | PSV-210  | EA-208                 | 2" H 3"       | -168.03  | 160.50                 | 535.00                                     | -150.00                     | 17.00                            | 24.181.00                |           |  |                       |                               | 24.181.00           |                     |
| H        | PSV-201  | FA-203A                | 2" H 3"       | 106.62   | 279.00                 | 930.00                                     | 150                         | 22.38                            | 19.162.46                |           |  |                       |                               |                     | 19.162.46           |
| H        | PSV-202  | FA-203B                | 2" H 3"       | 106.62   | 279.00                 | 930.00                                     | 150                         | 22.38                            | 19.162.46                |           |  |                       |                               |                     | 19.162.46           |
| H        | PSV-203  | FA-203C                | 2" H 3"       | 106.62   | 279.00                 | 930.00                                     | 150                         | 22.38                            | 19.162.46                |           |  |                       |                               |                     | 19.162.46           |
| H        | PSV-204  | FA-203D                | 2" H 3"       | 106.62   | 279.00                 | 930.00                                     | 150                         | 22.38                            | 19.162.46                |           |  |                       |                               |                     | 19.162.46           |
| H        | PSV-205  | FA-202                 | 1/2" G 2 1/2" | 106.62   | 279.00                 | 930.00                                     | 150                         | 19.76                            | 12.552.85                |           |  |                       |                               |                     | 12.552.85           |
| H        | PSV-206  | FA-204A                | 1" D 2"       | 351.14   | 154.50                 | 515.00                                     | 359.92                      | 50.13                            | 4.000.00                 | 1.111.00  |  |                       |                               |                     |                     |
| H        | PSV-207  | BA-201A                | 1" E 2"       | 300.80   | 154.50                 | 515.00                                     | 311.07                      | 17.50                            | 4.000.00                 |           |  | 4.000.00              |                               |                     |                     |
| H        | PSV-208A   | FA-201 1 1/2" G 2 1/2" |               | 110.74   | 363.00                 | 1.210.00                                   | 150.00                      | 19.54                            | 334.176.00               |           |  |                       |                               |                     | 334.176.00          |
| H        | PSV-208B   | FA-201 1 1/2" G 2 1/2" |               | 110.74   | 363.00                 | 1.210.00                                   | 150.00                      | 19.54                            | 334.176.00               |           |  |                       |                               |                     | 334.176.00          |
| H        | PSV-210  | EA-208                 | 2" H 3"       | 124.20   | 160.50                 | 535.00                                     | 150.00                      | 17.00                            | 24.181.00                | 1.782.00  |  |                       |                               |                     |                     |
| H        | PSV-221  | FA-205                 | 3" K 4"       | 116.28   | 279.00                 | 930.00                                     | 150.00                      | 16.99                            | 4.203.00                 | 4.203.00  |  |                       |                               |                     |                     |
| H        | PSV-223  | EA-209                 | 2 1/2" J 4"   | 129.96   | 154.50                 | 515.00                                     | 150.00                      | 34.41                            | 18.376.00                | 1.130.00  |  | 18.376.00             |                               |                     |                     |
| H        | PSV-229  | FA-208 1 1/2" G 2 1/2" |               | 131.43   | 60.00                  | 200.00                                     | 150.00                      | 18.00                            | 32.391.00                | 1.108.00  |  |                       |                               | 32.391.00           |                     |
| H        | PSV-230  | FA-209                 | 2" J 3"       | 131.43   | 60.00                  | 200.00                                     | 150.00                      | 19.20                            | 37.241.00                | 2.004.00  |  |                       |                               | 37.241.00           |                     |
| H        | PSV-231  | FA-210                 | 2" J 3"       | 131.43   | 80.00                  | 200.00                                     | 150.00                      | 31.00                            | 9.617.00                 | 1.658.00  |  |                       |                               | 9.617.00            |                     |
| H        | PSV-232  | FA-212 1 1/2" G 2 1/2" |               | 145.32   | 81.00                  | 270.00                                     | 175.00                      | 44.00                            | 7.290.00                 | 7.290.00  |  |                       |                               |                     |                     |
| H        | PSV-233  | FA-211                 | 4" L 6"       | 145.32   | 81.00                  | 270.00                                     | 175.00                      | 44.00                            | 245.300.00               | 54.200.00 |  |                       | 245.300.00                    |                     |                     |
| H        | PSV-256A   | EA-203                 | 2" H 3"       | 125.90   | 154.50                 | 515.00                                     | 150.00                      | 17.30                            | 319.060.00               |           |  |                       |                               |                     | 319.060.00          |
| H        | PSV-256B   | EA-203                 | 2" H 3"       | 125.90   | 154.50                 | 515.00                                     | 150.00                      | 17.30                            | 319.060.00               |           |  |                       |                               |                     | 319.060.00          |
| H        | PSV-261  | FA-203E                | 2" H 3"       | 106.62   | 279.00                 | 930.00                                     | 150.00                      | 17.59                            | 19.162.46                |           |  |                       |                               |                     | 19.162.46           |
| H        | PSV-262  | FA-203F                | 2" H 3"       | 106.62   | 279.00                 | 930.00                                     | 150.00                      | 17.59                            | 19.162.46                |           |  |                       |                               |                     | 19.162.46           |
| H        | PSV-264  | FA-204B                | 1" D 2"       | 348.52   | 154.50                 | 515.00                                     | 359.92                      | 50.13                            | 1.111.00                 | 1.111.00  |  |                       |                               |                     |                     |
| H        | PSV-265  | BA-201B                | 1" E 2"       | 297.70   | 154.50                 | 515.00                                     | 311.07                      | 17.50                            | 2.500.00                 |           |  | 2.500.00              |                               |                     |                     |
| H        | PSV-289A   | EA-202A-C              | 1" D 2"       | 569.01   | 154.50                 | 515.00                                     | 575.00                      | 18.76                            | 193.774.00               |           |  | 193.774.00            |                               |                     |                     |
| H        | PSV-289B   | FA-204A-B              | 1" D 2"       | 569.01   | 154.50                 | 515.00                                     | 575.00                      | 18.76                            | 193.774.00               |           |  | 193.774.00            |                               |                     |                     |
| H        | PSV-9703   | EA21-320               | 2" H 3"       | 159.72   | 285.00                 | 950.00                                     | 193.95                      | 21.32                            | 17.385.62                |           |  |                       | 17.385.62                     |                     |                     |





# DIAGRAMA DE ANÁLISIS DE CARGAS-CD.PEMEX PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES I

## DESFOGUE HUMEDO

| CAUSA                     | MASA Lb/Hr | MASA MOL | TEMPERATURA °F | PRESIÓN PSIG |        |
|---------------------------|------------|----------|----------------|--------------|--------|
| FUEGO                     | 54,200.00  | 44.00    | 135.00         | 81.00        |        |
| FALLA SIST. REFRIGERACIÓN | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |        |
| FALLA AGUA ENFRIAMIENTO   | 245,300.00 | 44.00    | 135.00         | 81.00        |        |
| SALIDA BLOQUEADA          | 638,120.00 | 17.3     | 125.90         | 154.50       | NOTA 1 |
| RUPTURA DE TUBOS          | 37,241.00  | 19.20    | 131.43         | 60.00        |        |
| CAUSA ESPECIAL F C        | 387,548.00 | 18.76    | 569.01         | 154.50       | NOTA 2 |
| FUJO DE DISEÑO            | 638,120.00 | 17.30    | 125.90         | 154.80       |        |

## DESFOGUE SECO

| CAUSA                     | MASA Lb/Hr | MASA MOL | TEMPERATURA °F | PRESIÓN PSIG |  |
|---------------------------|------------|----------|----------------|--------------|--|
| FUEGO                     | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 81.00        |  |
| FALLA SIST. REFRIGERACIÓN | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |  |
| FALLA AGUA ENFRIAMIENTO   | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 81.00        |  |
| SALIDA BLOQUEADA          | 0.00       | 0        | 0.00           | 160.50       |  |
| RUPTURA DE TUBOS          | 24,181.00  | 17.00    | -168.03        | 60.00        |  |
| CAUSA ESPECIAL F C        | 0.00       | 0        | 0              | 0.00         |  |
| FUJO DE DISEÑO            | 24,181.00  | 17.00    | -168.03        | 160.50       |  |

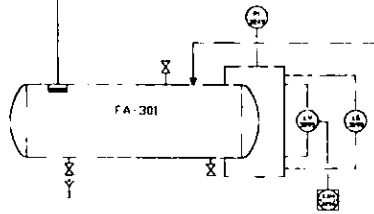
### NOTA:

1 - PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE QUEMADORES SON ADITIVAS LAS VALVULAS PSV-256 A, PSV-256 B

2 - PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE QUEMADORES SON ADITIVAS LAS VALVULAS PSV-269 A, PSV-269 B

FA-301  
TANQUE SEPARADOR

| DESQUEQUE HUMEDO           |           |          |             |              |
|----------------------------|-----------|----------|-------------|--------------|
| TIPO                       | AREA SUP. | AREA HD. | TEMPERATURA | PRECIP. PER. |
| WATER                      | 64,2000   | 41,50    | 173,00      | 27,00        |
| VALV. 200" HORIZONTAL      | 3,00      | 3,00     | 3,00        | 3,00         |
| VALV. 200" VERTICAL        | 4,00      | 4,00     | 4,00        | 4,00         |
| SECCION B. 200" HORIZONTAL | 4,30      | 4,30     | 4,30        | 4,30         |
| SECCION B. 200" VERTICAL   | 4,30      | 4,30     | 4,30        | 4,30         |
| SECCION B. 200" HORIZONTAL | 4,30      | 4,30     | 4,30        | 4,30         |
| SECCION B. 200" VERTICAL   | 4,30      | 4,30     | 4,30        | 4,30         |
| CABLE OPTICO 1/2"          | 30,3400   | 19,70    | 37,50       | 30,00        |



| PLANTA EXCENTRICA<br>(CDS HORRIZO)<br>VALVULAS DE SEGURIDAD |                          | PRESIONES DE SERVIDOR DE LA VALVULA |        |                                     |         | CUBOS Y CANTIDAD DE FLUIDO LEVADO |                           |                           |                           |
|---|--------------------------|-------------------------------------|--------|-------------------------------------|---------|-----------------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
| NUMERO  | DESCRIPCION              | CANTIDAD DE FLUIDO LEVADO           |        | PRESIONES DE SERVIDOR DE LA VALVULA |         | CUBO                              | CANTIDAD DE FLUIDO LEVADO | CANTIDAD DE FLUIDO LEVADO | CANTIDAD DE FLUIDO LEVADO |
|   |                          | FLUIDO                              | FLUIDO | FLUIDO                              | FLUIDO  |                                   |                           |                           |                           |
| 14  | PEV-020 FA-301 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-021 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-022 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-023 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-024 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-025 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-026 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-027 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-028 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-029 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-030 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-031 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-032 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-033 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-034 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-035 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-036 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-037 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-038 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-039 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-040 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-041 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-042 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-043 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-044 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-045 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-046 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-047 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-048 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-049 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |
| 14  | PEV-050 FA-300 1 1/2" 3" | 60,00                               | 67,50  | 175,00                              | 240,000 | 34,200,00                         |                           |                           | 24,000,00                 |



PLANTA EXCENTRICA  
VALVULAS DE SEGURIDAD  
CANTIDAD DE FLUIDO LEVADO



# DIAGRAMA DE ANÁLISIS DE CARGAS-CD. PEMEX PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES II

| DESFOQUE | PLANTA CRIOGENICA<br>(600 MMPCSD)<br>VALVULAS DE SEGURIDAD |              |               | DATOS DE DISEÑO DE LA VALVULA                                |                          |  |                             |                   | CAUSAS Y CANTIDAD RELFVADA LBHR |  |                   |                                     |                     |                     |
|----------|--|--------------|---------------|--|--------------------------|--|-----------------------------|-------------------|---------------------------------|--|-------------------|-------------------------------------|---------------------|---------------------|
|          | NUMERO   | LOCALIZACIÓN | GR.FICIO      | CONDICIONES DE OPERACIÓN<br>MAXIMAS DESPUES DE LA<br>VALVULA |                          | CONDICIONES DEL FLUIDO ANTES DE LA VALVULA |                             |                   | FUEGO                           | FALLA DEL<br>SISTEMA DE<br>REFRIGERACION | CAUSA<br>ESPECIAL | FALTA DE AGUA<br>DE<br>ENFRIAMIENTO | RUPTURA DE<br>TUBOS | SALIDA<br>BLOQUEADA |
|          |  |              |               | TEM. SALIDA<br>(°F)  | CONTRA<br>PRESIÓN (PSIG) | PRESIÓN DE<br>RELEVO PSIG                  | TEMPERATURA<br>DE RELEVO °F | PESO<br>MOLECULAR |                                 |  |                   |                                     |                     |                     |
| S        | PSV-056  | FD-2101A     | 1 1/2 G 2 1/2 | 126.34   | 341.24                   | 1,137.47                                   | 149.00                      | 18.70             | 25,573.62                       | 25,573.62                                |                   |                                     |                     |                     |
| S        | PSV-061  | FD-2101B     | 1 1/2 G 2 1/2 | 126.34   | 341.24                   | 1,137.47                                   | 149.00                      | 18.70             | 25,573.62                       | 25,573.62                                |                   |                                     |                     |                     |
| S        | PSV-090  | FA-2102      | 2 H 3         | -116.60  | 341.24                   | 1,137.47                                   | -49.00                      | 18.60             | 68,951.78                       |  |                   |                                     |                     | 68,951.78           |
| H        | PSV-008  | FA-2101      | 1 1/2 G 2 1/2 | 108.48   | 341.24                   | 1,137.47                                   | 149.00                      | 22.50             | 32,220.56                       | 32,220.56                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-011  | DA-2111A     | 1 1/2 G 2 1/2 | 67.19  | 341.24                   | 1,137.47                                   | 149.00                      | 18.70             | 29,475.80                       | 29,475.80                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-021  | DA-2111B     | 1 1/2 G 2 1/2 | 67.19  | 341.24                   | 1,137.47                                   | 149.00                      | 18.70             | 29,475.80                       | 29,475.80                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-031  | DA-2111C     | 1 1/2 G 2 1/2 | 67.19  | 341.24                   | 1,137.47                                   | 149.00                      | 18.70             | 29,475.80                       | 29,475.80                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-041  | DA-2111D     | 1 1/2 G 2 1/2 | 67.19  | 341.24                   | 1,137.47                                   | 149.00                      | 18.70             | 29,475.80                       | 29,475.80                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-090  | FA-2102      | 2 H 3         | 111.45   | 341.24                   | 1,137.47                                   | 149.00                      | 18.80             | 68,951.78                       | 68,951.78                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-104A   | FA-2104      | 6 Q 8         | 132.14   | 134.47                   | 448.23                                     | 149.00                      | 18.70             | 369,737.26                      |  |                   |                                     |                     | 369,737.26          |
| H        | PSV-104B   | FA-2104      | 6 Q 8         | 131.73   | 137.78                   | 459.25                                     | 149.00                      | 18.70             | 369,737.26                      |  |                   |                                     |                     | 369,737.26          |
| H        | PSV-104C   | FA-2104      | 6 Q 8         | 131.73   | 141.08                   | 470.27                                     | 149.00                      | 18.70             | 369,737.26                      |  |                   |                                     |                     | 369,737.26          |
| H        | PSV-152  | FA-2106      | 3 K 4         | 133.08   | 142.40                   | 474.68                                     | 154.94                      | 50.00             | 100,459.83                      | 100,459.83                               |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-166  | GB-2111A     | 1 D 2         | 270.31   | 178.35                   | 587.84                                     | 291.51                      | 18.70             | 2,921.12                        |  | 2,921.12          |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-167  | GB-2111B     | 1 D 2         | 270.31   | 178.35                   | 587.84                                     | 291.51                      | 18.70             | 2,921.12                        |  | 2,921.12          |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-183  | BA-2111      | 1 1/2 G 2 1/2 | 643.90   | 313.02                   | 1,043.41                                   | 653.00                      | 18.70             | 15,874.87                       |  |                   | 15,874.87                           |                     |                     |
| H        | PSV-250A   | EA-2109A     | 4 L 6         | 319.63   | 387.09                   | 1,290.30                                   | 347.00                      | 18.70             | 266,759.34                      |  |                   |                                     |                     | 266,759.34          |
| H        | PSV-250B   | EA-2109A     | 4 L 6         | 318.50   | 406.49                   | 1,354.97                                   | 347.00                      | 18.70             | 266,759.34                      |  |                   |                                     |                     | 266,759.34          |
| H        | PSV-251A   | EA-2109B     | 4 L 6         | 319.63   | 387.09                   | 1,290.30                                   | 347.00                      | 18.70             | 266,759.34                      |  |                   |                                     |                     | 266,759.34          |
| H        | PSV-251B   | EA-2109B     | 4 L 6         | 318.50   | 406.49                   | 1,354.97                                   | 347.00                      | 18.70             | 266,759.34                      |  |                   |                                     |                     | 266,759.34          |
| H        | PSV-252A   | EA-2109C     | 4 L 6         | 319.65   | 386.65                   | 1,288.83                                   | 347.00                      | 18.70             | 266,759.34                      |  |                   |                                     |                     | 266,759.34          |
| H        | PSV-252B   | EA-2109C     | 4 L 6         | 318.50   | 406.49                   | 1,354.97                                   | 347.00                      | 18.70             | 266,759.34                      |  |                   |                                     |                     | 266,759.34          |
| H        | PSV-257  | FA-2107      | 3 L 4         | 145.15   | 15.43                    | 51.44                                      | 149.00                      | 50.00             | 9,700.34                        | 9,700.34                                 |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-308A   | GB-2121A     | 4 P 6         | 239.42   | 75.83                    | 252.77                                     | 249.98                      | 44.70             | 191,068.03                      |  |                   |                                     |                     | 191,068.03          |
| H        | PSV-308B   | GB-2121A     | 4 P 6         | 239.17   | 77.00                    | 258.65                                     | 249.98                      | 44.70             | 191,068.03                      |  |                   |                                     |                     | 191,068.03          |
| H        | PSV-308C   | GB-2121A     | 4 P 6         | 238.92   | 79.36                    | 264.53                                     | 249.98                      | 44.40             | 191,068.03                      |  |                   |                                     |                     | 191,068.03          |
| H        | PSV-338A   | GB-2121B     | 4 P 6         | 239.42   | 75.83                    | 252.77                                     | 249.98                      | 44.40             | 191,068.03                      |  |                   |                                     |                     | 191,068.03          |
| H        | PSV-338B   | GB-2121B     | 4 P 6         | 239.17   | 77.00                    | 258.65                                     | 249.98                      | 44.40             | 191,068.03                      |  |                   |                                     |                     | 191,068.03          |
| H        | PSV-338C   | GB-2121B     | 4 P 6         | 238.92   | 79.36                    | 264.53                                     | 249.98                      | 44.40             | 191,068.03                      |  |                   |                                     |                     | 191,068.03          |
| H        | PSV-352  | EA-2121A     | 2 J 3         | 241.78   | 75.83                    | 252.77                                     | 249.98                      | 43.70             | 27,105.84                       | 27,105.84                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-353  | EA-2121B     | 2 J 3         | 241.75   | 75.83                    | 252.77                                     | 249.98                      | 43.70             | 27,105.84                       | 27,105.84                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-354  | FA-2121      | 3 L 4         | 243.30   | 75.83                    | 252.77                                     | 249.98                      | 43.70             | 68,337.09                       | 68,337.09                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-361  | FA-2122      | 3 K 4         | 243.28   | 75.83                    | 252.77                                     | 249.98                      | 43.70             | 54,385.84                       | 54,385.84                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-372  | FA-2123      | 2 J 3         | 243.28   | 75.83                    | 252.77                                     | 249.78                      | 44.00             | 42,332.50                       | 42,332.50                                |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-382  | FA-2124      | 2 J 3         | 239.21   | 75.83                    | 252.77                                     | 249.78                      | 44.40             | 33,642.54                       | 33,642.54                                |                   |                                     |                     |                     |



# PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES II

| DESFOGUE | PLANTA CRIOGÉNICA<br>(600 MMPCSD)<br>VALVULAS DE SEGURIDAD |              |          | DATOS DE DISEÑO DE LA VALVULA                                |                          |  |                             |                   |                          | CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA LB/HR |  |                   |                                     |                     |                     |
|----------|--|--------------|----------|--|--------------------------|--|-----------------------------|-------------------|--------------------------|----------------------------------|--|-------------------|-------------------------------------|---------------------|---------------------|
|          | NUMERO   | LOCALIZACIÓN | ORIFICIO | CONDICIONES DE OPERACIÓN<br>MÁXIMAS DESPUÉS DE LA<br>VALVULA |                          | CONDICIONES DEL FLUIDO ANTES DE LA VALVULA |                             |                   |                          | FUEGO                            | FALLA DEL<br>SISTEMA DE<br>REFRIGERACIÓN | CAUSA<br>ESPECIAL | FALTA DE AGUA<br>DE<br>ENFRÍAMIENTO | RUPTURA DE<br>TUBOS | SALIDA<br>BLOQUEADA |
|          |  |              |          | TEM. SALIDA<br>(°F)  | CONTRA<br>PRESIÓN (PSIG) | PRESIÓN DE<br>RELEVO PSIG                  | TEMPERATURA<br>DE RELEVO °F | PESO<br>MOLECULAR | DESCARGA<br>MÁXIMA LB/HR |                                  |  |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-543A   | FA-2151      | 3 K 4    | 140.74   | 143.29                   | 477.62                                     | 168.80                      | 18.70             | 62,285.00                | 62,285.00                        |  |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-543B   | FA-2151      | 3 K 4    | 140.74   | 143.29                   | 477.62                                     | 168.80                      | 18.70             | 62,285.00                | 62,285.00                        |  |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-548A   | FA-2151      | 4 N 6    | 165.18   | 30.86                    | 102.87                                     | 168.80                      | 18.70             | 35,426.08                | 35,426.08                        |  |                   |                                     |                     |                     |
| H        | PSV-548B   | FA-2151      | 4 N 6    | 165.18   | 30.86                    | 102.87                                     | 168.80                      | 18.70             | 35,426.08                | 35,426.08                        |  |                   |                                     |                     |                     |

## ANÁLISIS DE CARGAS

### DESFOGUE SECO

| CAUSA                     | MASA LB/HR | MASA MOL | TEMPERATURA °F | PRESIÓN PSIG |
|---------------------------|------------|----------|----------------|--------------|
| FUEGO                     | 51,147.24  | 18.70    | 126.34         | 341.24       |
| FALLA SIST. REFRIGERACIÓN | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |
| RUPTURA DE TUBOS          | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |
| FALLA AGUA ENFRÍAMIENTO   | 0.00       | 0.00     | 0.00           | 0.00         |
| SALIDA BLOQUEADA          | 68,951.78  | 18.80    | -116.60        | 341.24       |
| FLUJO DE DISEÑO           | 68,951.78  | 18.80    | -116.60        | 341.24       |

### DESFOGUE HUMEDO

| CAUSA                     | MASA LB/HR   | MASA MOL | TEMPERATURA °F | PRESIÓN PSIG |
|---------------------------|--------------|----------|----------------|--------------|
| FUEGO                     | 124,570.00   | 18.70    | 140.74         | 143.29       |
| FALLA SIST. REFRIGERACIÓN | 0.00         | 0.00     | 0.00           | 0.00         |
| FALLA AGUA ENFRÍAMIENTO   | 15,674.87    | 18.70    | 643.00         | 313.02       |
| SALIDA BLOQUEADA          | 1,109,211.78 | 18.70    | 132.14         | 134.47       |
| RUPTURA DE TUBOS          | 0.00         | 0.00     | 0.00           | 0.00         |
| CAUSA ESPECIAL            | 2,921.12     | 18.70    | 270.31         | 176.35       |
| FLUJO DE DISEÑO           | 1,109,211.78 | 18.70    | 132.14         | 134.47       |

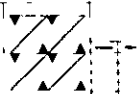
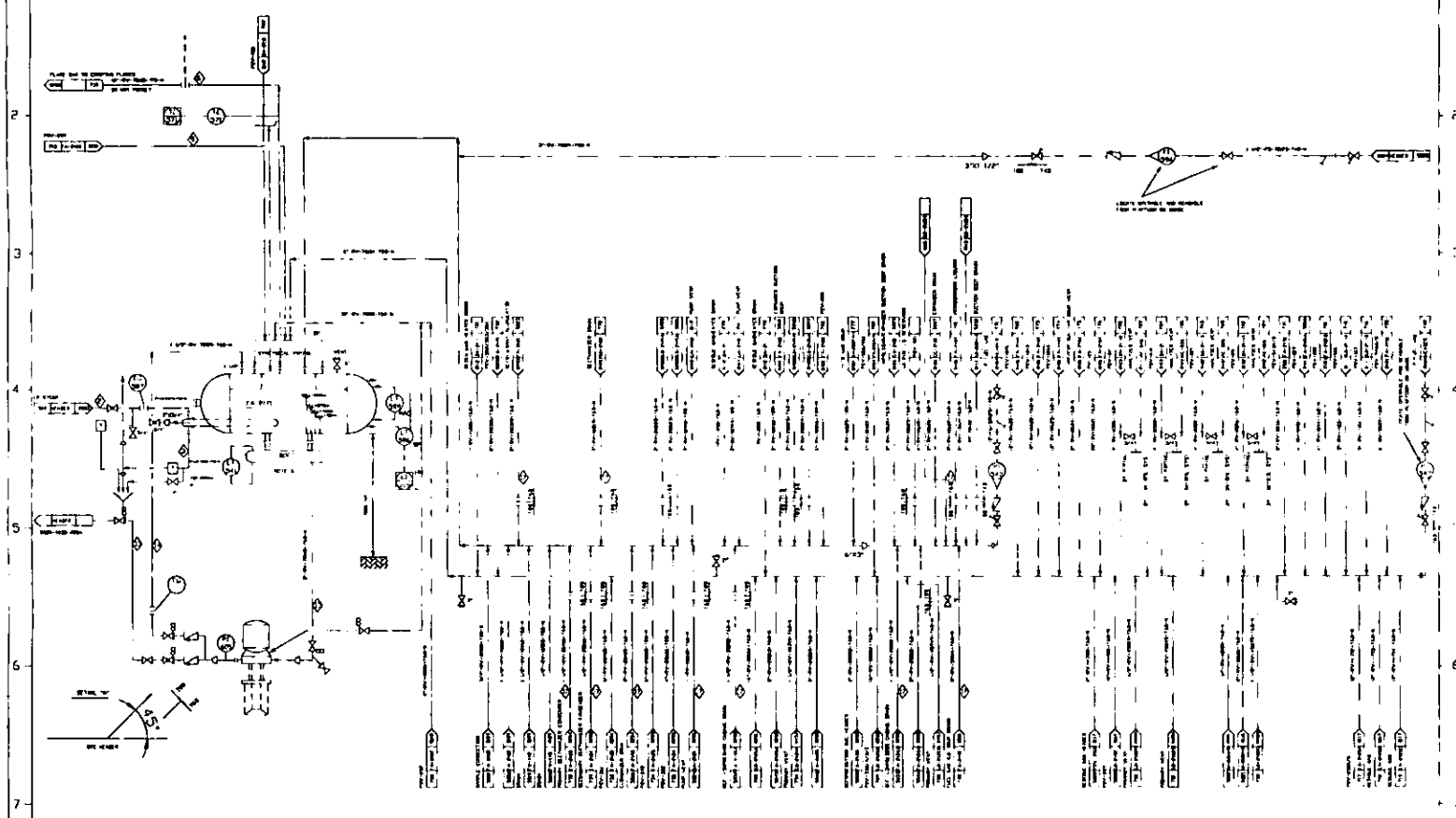
NOTA:

- 1-PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE QUEMADORES SON ADITIVAS LAS VALVULAS PSV-104 A, PSV-104 B, PSV-104 C
- 2-PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE QUEMADORES SON ADITIVAS LAS VALVULAS PSV-056 y PSV-061
- 3-PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE QUEMADORES SON ADITIVAS LAS VALVULAS PSV-543 A Y PSV-543 B

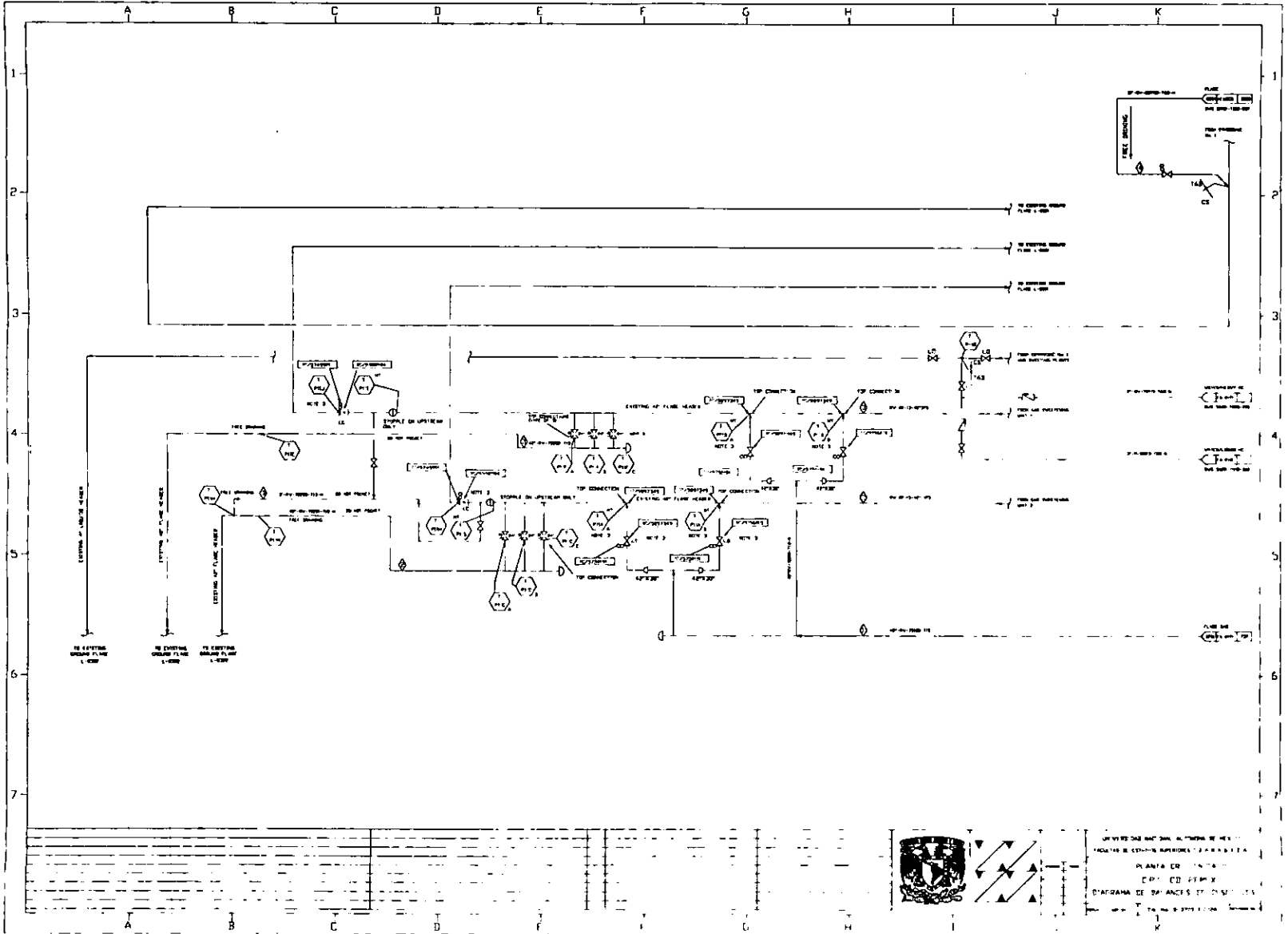
LA-2171  
KID JOURNALS COR.

LA-2171  
PERMANENT STORAGE TANK

LA-2171  
KID FROM STORAGE TO DISPOSE



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA  
 DIVISIÓN DE INGENIERÍA DE SISTEMAS  
 CARRANZA, GUANAJUATO, MÉXICO



UNIVERSITATEA DE STAT ALTEHINA DE RECONSTRUCȚII  
 ÎN CALIFICAREA ÎN CONSTRUCȚII DE ARHITECTURĂ  
 PLANȘA NR. 10/11  
 EDIȚIA 1979  
 DIAGRAMA DE SAȘANCI ȘI DE PLUMB



#### SISTEMA ACTUAL DE DESFOGUES (EXISTENTES).

Tal como se ilustra en el diagrama de balance de desfogues plano D-001, el sistema actual de desfogue lo constituyen las siguientes corrientes:

#### QUEMADOR ELEVADO.

- a) Desfogue Acido se maneja con un cabezal de 36"  $\phi$  que recolecta los desfogues ácidos de las Plantas Endulzadoras de Gas I y II, así como los desfogues ácidos de las Plantas Endulzadoras de Condensados I y II.

Por la naturaleza de este desfogue se maneja en un quemador elevado, tipo torre.

#### QUEMADOR DE FOSA DE EMERGENCIA:

- a) Desfogue Amargo. Consta de dos cabezales de 42"  $\phi$ . Cada uno de estos cabezales maneja el desfogue amargo de una Planta Endulzadora de Gas.

El Desfogue Amargo constituye la mayor aportación al quemador de fosa, y por sí solo, constituye la capacidad de la sección de la fosa de quemado (sección de desfogue endulzadora).

- b) Los desfogues de la Planta Criogénica son el desfogue seco conducido por un cabezal de 24"  $\phi$  y el desfogue húmedo. El desfogue seco es emitido a baja temperatura, por lo que es indispensable conducirlo hasta la fosa de quemado sin conectarlo con otros tipos de desfogues.
- c) El Desfogue Húmedo es conducido hasta la fosa de quemado, sección criogénica y en esta misma sección se integra el desfogue húmedo de 24"  $\phi$  de las Plantas Endulzadoras de Condensados I y II.

Del análisis efectuado a los balances de desfogue de cada una de las plantas y de las composiciones de las corrientes de desfogue mostrados en los diagramas de proceso y de tubería e instrumentación se detectan las siguientes desventajas del sistema actual:

1. El sistema de desfogue ácido no cuenta con un tanque acumulador de líquidos. Esta corriente contiene una gran cantidad de agua, por lo que hay que evitar que llegue al tanque de sello.
2. En el sistema de desfogues de las Plantas Endulzadoras de Condensados, se detecta que puede existir una condensación de la mayor parte de sus componentes por lo que es deseable analizarlo cuidadosamente.
3. El sistema general de desfogues (excepto el desfogue ácido), cuenta con un quemador de fosa de emergencia, por lo que emite humo al medio ambiente constantemente.



**SISTEMA PROPUESTO DE DESFOGUES PARA LA INTEGRACIÓN DE LA NUEVA PLANTA CRIOGENICA II.**

- a) Se analizará cada una de las corrientes de desfogue con la finalidad de detectar la presencia de condensados y recolectarlos antes que lleguen al quemador.
- b) En el desfogue ácido la nueva Planta Criogénica II no aporta ningún flujo o carga de relevo de gas ácido como se ilustra en el plano D-003, por lo que solo se analizará la formación de condensados.
- c) Para los quemadores de fosa diagrama D-003, se propone una Parrilla de Quemado sin Humo que tendrá la función de manejar los desfogues emitidos durante la operación normal en los Desfogues: Amargo de las Plantas Endulzadoras de Gas I y II, Desfogue Húmedo de las Plantas Criogénicas I y II y Desfogues de las Plantas Endulzadoras de Condensados I y II.

Las ventajas de la parrilla de quemado sin humo son: un quemado sin humo durante la mayor parte de operación de las plantas.

- d) Para manejar los desfogues emitidos durante una operación de emergencia se propone sustituir el quemador de fosa actual, por quemador de fosa nuevo.

El quemador de fosa existente está sumamente deteriorado por el desgaste de las boquillas.

Este quemador es de un solo paso y puede quemar desde un flujo mínimo hasta el 100% de los desfogues del C.P.G. CD. Pemex por lo que su eficiencia se ve disminuida, emitiendo humo, y las flamas de los desfogues de baja presión calcinan constantemente las boquillas.

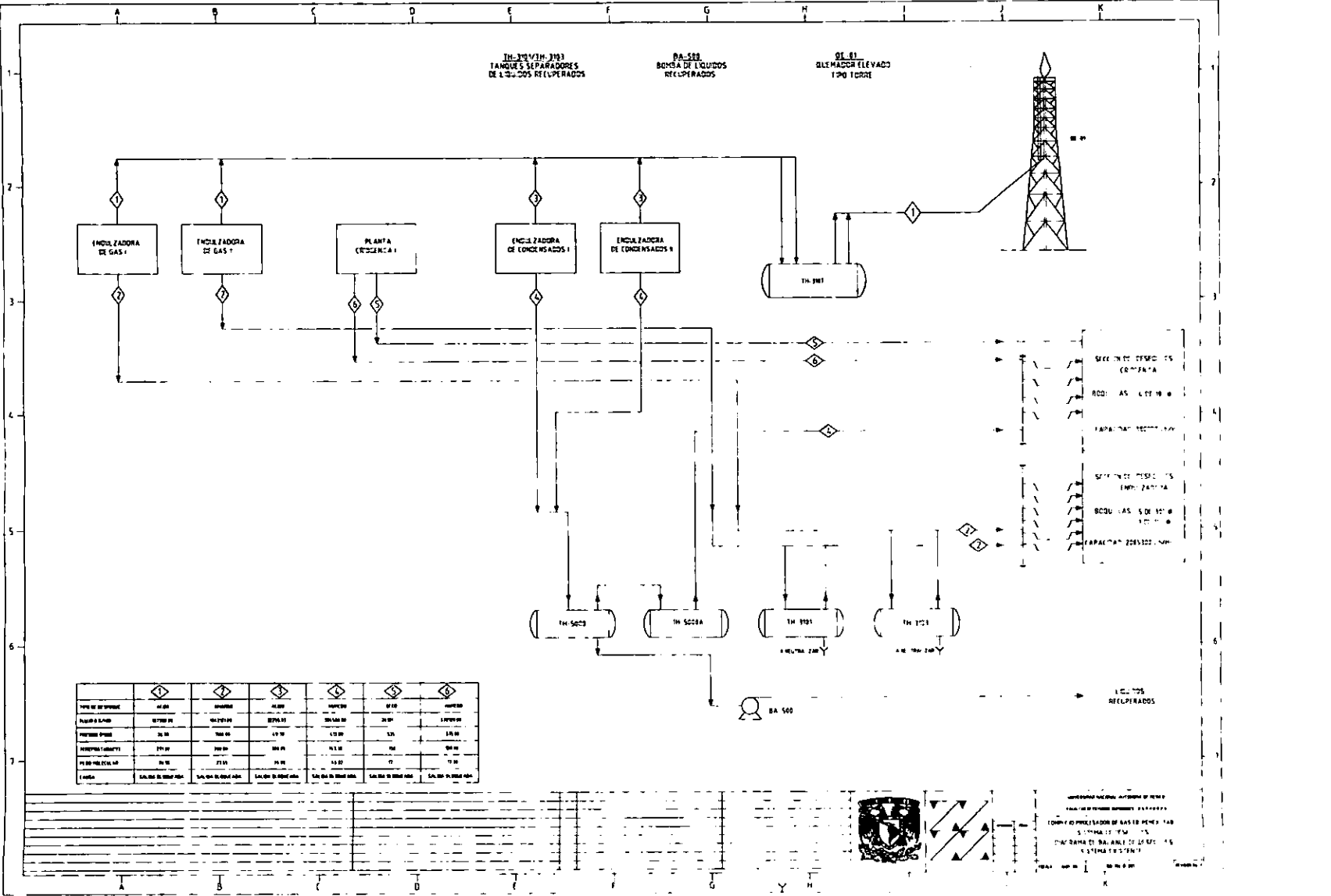
Este quemador no puede salir de operación para rehabilitarlo, ya que las plantas del Complejo pararían un largo tiempo, con el consecuente desabasto de gas al antiplano, y a otros Complejos Procesadores de Gas.



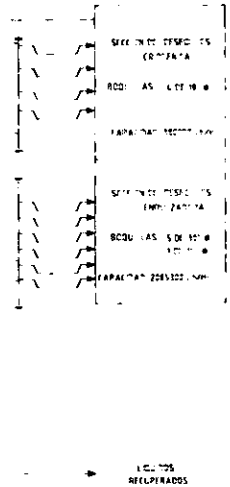
IN-251/17H-313  
TANQUES SEPARADORES  
DE LÍQUIDOS RECIPIERADOS

PA-500  
BOMBA DE LÍQUIDOS  
RECUPERADOS

GL-81  
OLEMOEDOR ELEVADO  
1.90 TORRE



|   | 1     | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     |
|---|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| TANQUE DE SEPARACIÓN  | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE LÍQUIDOS   | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE GASES  | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y GASES   | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE GASES Y LÍQUIDOS   | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS  | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS   | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE LÍQUIDOS RECUPERADOS Y GASES   | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE LÍQUIDOS RECUPERADOS Y GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS                                | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS Y GASES   | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS Y GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS                        | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE LÍQUIDOS RECUPERADOS Y GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS Y GASES                        | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |
| SEPARADOR DE LÍQUIDOS RECUPERADOS Y GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS Y GASES Y LÍQUIDOS RECUPERADOS | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 | 10000 |



COMPAÑIA NACIONAL AUTÓNOMA DE ENERGÍA ELÉCTRICA Y ENERGÍA TÉRMICA  
CORPORACIÓN NACIONAL DE GAS Y ENERGÍA  
SISTEMA DE TRAYES  
DIAGRAMA DE BALANCE DE LÍQUIDOS RECUPERADOS

| PLANTA                       | CAUSA DE DESPILLO Y CANTIDAD RELLEVADA |            |                      |                |                     |                   | BAQUE DE<br>LÍNEA DE<br>DESPILLO | SUBSTANCIA<br>ELECTRICA<br>ALIMENTO PLANTA | DEPÓSITO DE AGUA<br>CONSERVADOS EN<br>TUBOS N° | SUBSTANCIA<br>ELECTRICA, TUBOS,<br>DE ENFERMADO | DESEMBAJO<br>ELEVADO<br>N° | DESEMBAJO<br>DE PISA<br>N° |
|------------------------------|--|------------|----------------------|----------------|---------------------|-------------------|----------------------------------|--|--|---|----------------------------|----------------------------|
|                              | FALLA DE AGUA<br>DE ENFERMADO          | FUGA       | CAUSA DE<br>DESPILLO | CAUSA ESPECIAL | RUPTURA<br>DE TUBOS | SALIDA<br>DE AGUA |                                  |  |  |   |                            |                            |
| PLANTAS ENLAZADORAS DE GAS 1 |  |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>ALCO         | LBAN                                   |            |                      |                |                     | 10780.00          |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     |            |                      |                |                     | 20.50             |                                  |  |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | PSG                                    |            |                      |                |                     | 200.00            |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | T                                      |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>AMARCO       | LBAN                                   | 113.25     | 23.82                |                |                     | 1361.97.00        |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     |            |                      |                |                     | 23.50             |                                  |  |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | PSG                                    | 345.00     |                      |                |                     | 345.00            |                                  |  |  |   | 01 2                       |                            |
|                              | T                                      | 46.57      |                      |                |                     | 529.64            |                                  |  |  |   |                            |                            |
| PLANTAS ENLAZADORAS DE GAS 2 |  |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>ALCO         | LBAN                                   |            |                      |                |                     | 10780.00          |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     |            |                      |                |                     | 20.50             |                                  |  |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | PSG                                    |            |                      |                |                     | 200.00            |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | T                                      |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>AMARCO       | LBAN                                   | 113.25     | 23.82                |                |                     | 1361.97.00        |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     |            |                      |                |                     | 23.50             |                                  |  |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | PSG                                    | 345.00     |                      |                |                     | 345.00            |                                  |  |  |   | 01 2                       |                            |
|                              | T                                      | 46.57      |                      |                |                     | 529.64            |                                  |  |  |   |                            |                            |
| ENLAZADORAS DE CONDENSADOS 1 |  |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>HUMEDO       | LBAN                                   | 306.580.00 |                      |                |                     | 50.07.00          |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     |            | 4.82                 |                |                     | 4.82              |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PSG                                    | 419.00     |                      |                |                     | 419.00            |                                  |  |  |   | 01 2                       |                            |
|                              | T                                      | 6.37       |                      |                |                     | 6.37              |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>ALCO         | LBAN                                   | 32.253.83  | 15,261.52            |                |                     | 0.27              |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     | 24.30      | 20.70                |                |                     | 27.60             |                                  |  |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | PSG                                    | 51.92      | 26.71                |                |                     | 51.92             |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | T                                      | 281.96     | 297.94               |                |                     | 329.29            |                                  |  |  |   |                            |                            |
| ENLAZADORAS DE CONDENSADOS 2 |  |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>HUMEDO       | LBAN                                   | 306.580.00 |                      |                |                     | 50.07.00          |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     |            | 4.82                 |                |                     | 4.82              |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PSG                                    | 419.00     |                      |                |                     | 419.00            |                                  |  |  |   | 01 2                       |                            |
|                              | T                                      | 6.37       |                      |                |                     | 6.37              |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>ALCO         | LBAN                                   | 32.253.83  | 15,261.52            |                |                     | 0.27              |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     | 24.30      | 20.70                |                |                     | 27.60             |                                  |  |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | PSG                                    | 51.92      | 26.71                |                |                     | 51.92             |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | T                                      | 281.96     | 297.94               |                |                     | 329.29            |                                  |  |  |   |                            |                            |
| PLANTA ENLAZADORA 1          |  |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>HUMEDO       | LBAN                                   | 245.000.00 | 51.200.00            |                |                     | 732.276.00        | 27,241.00                        | 230.100.00                                 |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     | 44.00      | 44.00                |                |                     | 88.00             | 30.20                            | 17.20                                      |  |   |                            |                            |
|                              | PSG                                    | 87.00      | 87.00                |                |                     | 174.00            | 60.00                            | 34.50                                      |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | T                                      | 365.00     | 365.00               |                |                     | 548.00            | 191.10                           | 105.90                                     |  |   | 01 2                       |                            |
| DESPILLO GAS<br>ALCO         | LBAN                                   |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | PSG                                    |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   | 01 2                       |                            |
|                              | T                                      |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| PLANTA ENLAZADORA 2          |  |            |                      |                |                     |                   |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>ALCO         | LBAN                                   | 51,612.26  |                      |                |                     | 68,917.70         |                                  |  |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     | 9.30       |                      |                |                     | 9.30              |                                  |  |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | PSG                                    | 361.26     |                      |                |                     | 361.26            |                                  |  |  |   | 01 2                       |                            |
|                              | T                                      | 399.76     |                      |                |                     | 78.00             |                                  |  |  |   |                            |                            |
| DESPILLO GAS<br>HUMEDO       | LBAN                                   | 16,526.87  | 12,578.00            |                |                     | 2,927.00          |                                  | 1,992,217.70                               |  |   |                            |                            |
|                              | PH                                     | 30.30      | 30.30                |                |                     | 60.60             |                                  | 60.30                                      |  |   |                            |                            |
|                              | PSG                                    | 119.82     | 119.79               |                |                     | 239.61            |                                  | 116.13                                     |  |   | 01 1                       |                            |
|                              | T                                      | 643.99     | 508.34               |                |                     | 278.71            |                                  | 132.14                                     |  |   | 01 2                       |                            |

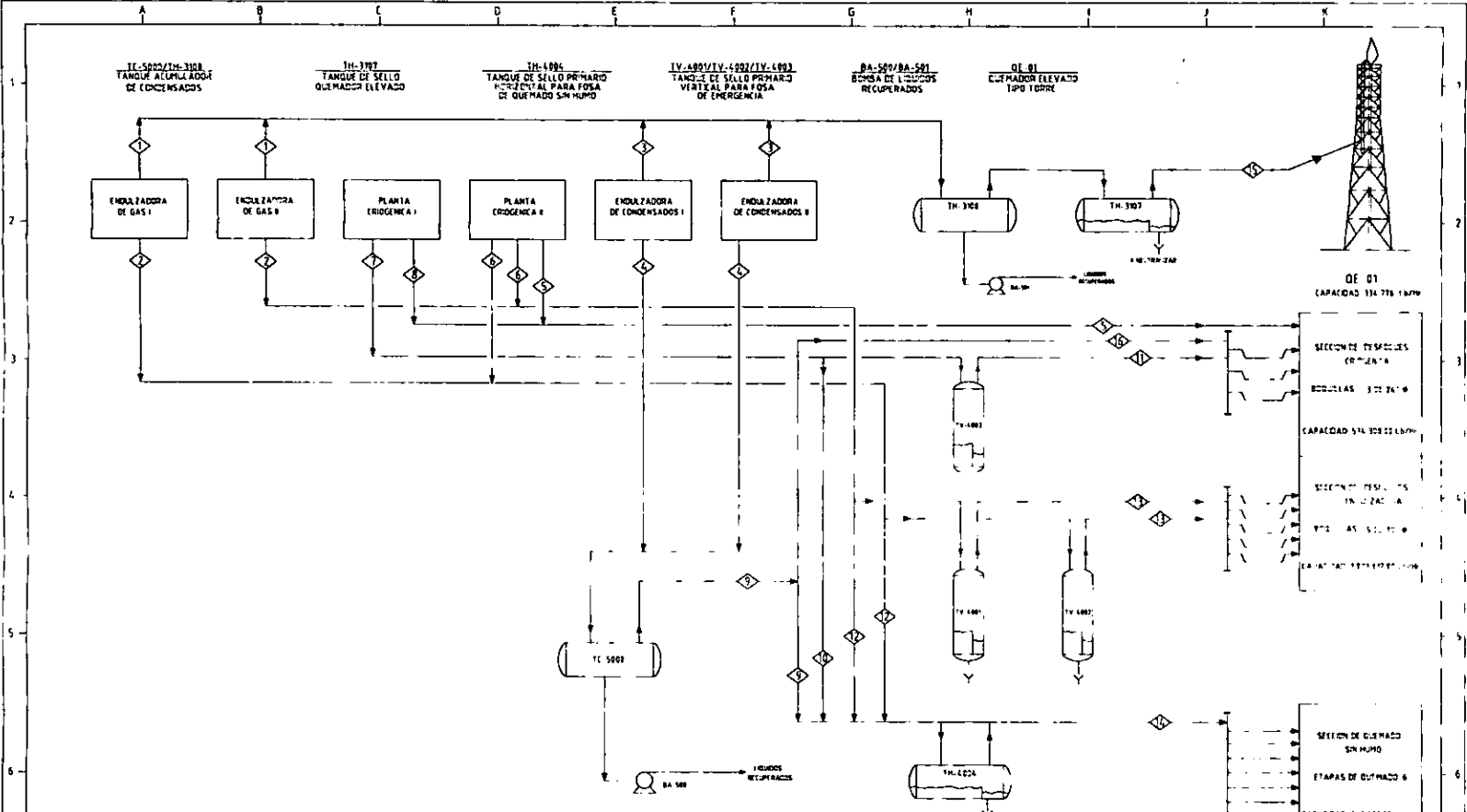
| QUEMADOR DE FOSA DE EMERGENCIA QF 1          |      |                |            |
|--|------|----------------|------------|
| SECCION DE DESPILLO EN LA ZONA               |      |                |            |
| CAUSA DE DESPILLO Y CANTIDAD RELLEVADA (LBM) |      |                |            |
| FALLA DE AGUA<br>DE ENFERMADO                | FUGA | CAUSA ESPECIAL | RECOLEDO   |
| ENLAZADORA DE GAS 1                          |      |                | 170,000.00 |
| ENLAZADORA DE GAS 2                          |      |                | 170,000.00 |
| RECUPERADORAS DE FANOS Y LEVANTABLES 1       |      |                | 996,200.00 |
| RECUPERADORAS DE FANOS Y LEVANTABLES 2       |      |                | 167,000.00 |
| FLUIDO DE DESILLO                            |      |                |            |

| SECCION DE DESPILLO EN LA ZONA               |            |                |            |
|--|------------|----------------|------------|
| CAUSA DE DESPILLO Y CANTIDAD RELLEVADA (LBM) |            |                |            |
| FALLA DE AGUA<br>DE ENFERMADO                | FUGA       | CAUSA ESPECIAL | RECOLEDO   |
| RECUPERADORAS DE FANOS Y LEVANTABLES 1       | 278,739.00 | 141,993.70     | 574,300.00 |
| ENLAZADORA DE CONDENSADOS 1                  |            | 342,998.00     |            |
| ENLAZADORA DE CONDENSADOS 2                  |            | 342,998.00     |            |
| FLUIDO DE DESILLO                            |            |                | 574,300.00 |

| QUEMADOR (ELEVADO QF 1)                      |           |                |            |
|--|-----------|----------------|------------|
| CAUSA DE DESPILLO Y CANTIDAD RELLEVADA (LBM) |           |                |            |
| FALLA DE AGUA<br>DE ENFERMADO                | FUGA      | CAUSA ESPECIAL | RECOLEDO   |
| ENLAZADORA DE GAS 1                          |           |                | 161,000.00 |
| ENLAZADORA DE GAS 2                          |           |                | 161,000.00 |
| ENLAZADORA DE CONDENSADOS 1                  | 32,253.83 |                |            |
| ENLAZADORA DE CONDENSADOS 2                  | 32,253.83 |                |            |
| FLUIDO DE DESILLO                            |           |                | 161,000.00 |

NOTAS:  
1. LOS FLUIDOS REPORTADOS PARA EL QUEMADOR QF 1 REPRESENTAN EL NIVEL DEL FLUIDO TOTAL DE DESILLO MENUS QUE PARA EL QUEMADOR QF 2 ES DE 100.  
2. LOS FLUIDOS DE LAS PLANTAS ENLAZADORAS DE GAS 1 Y SON ADITIVOS PARA OBTENER EL FLUIDO TOTAL DE DESILLO.  
3. LOS DATOS DE TEMPERATURA Y PRECION SON REPORTADOS PARA CONDICIONES DE OPERACION HABIDAS DESPUES DE LA VALVULA.

INDUSTRIAL SECTION, SECTION OF THE  
SISTEMA DE DESPILLO  
A TAMAÑO ANÁLISIS TÁCTICO



|                   | 1       | 2         | 3       | 4         | 5       | 6         | 7        | 8         | 9         | 10        | 11        | 12        | 13        | 14        | 15        | 16        | 17        | 18        |
|-------------------|---------|-----------|---------|-----------|---------|-----------|----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| TIPO DE SEPARADOR | SECCION | SEPARADOR | SECCION | SEPARADOR | SECCION | SEPARADOR | SECCION  | SEPARADOR | SECCION   | SEPARADOR | SECCION   | SEPARADOR | SECCION   | SEPARADOR | SECCION   | SEPARADOR | SECCION   | SEPARADOR |
| PLANTA DE GASES   | 101.000 | 1.161.001 | 37.225  | 88.000    | 68.957  | 334.000   | 6.00.000 | 21.701    | 200.000   | 61.000    | 1.100.000 | 200.000   | 270.000   | 270.000   | 270.000   | 270.000   | 270.000   | 270.000   |
| PLANTA DE GASES   | 1.000   | 20.000    | 30.000  | 40.000    | 50.000  | 60.000    | 70.000   | 80.000    | 90.000    | 100.000   | 110.000   | 120.000   | 130.000   | 140.000   | 150.000   | 160.000   | 170.000   | 180.000   |
| PLANTA DE GASES   | 200.000 | 300.000   | 400.000 | 500.000   | 600.000 | 700.000   | 800.000  | 900.000   | 1.000.000 | 1.100.000 | 1.200.000 | 1.300.000 | 1.400.000 | 1.500.000 | 1.600.000 | 1.700.000 | 1.800.000 | 1.900.000 |
| PLANTA DE GASES   | 30.000  | 40.000    | 50.000  | 60.000    | 70.000  | 80.000    | 90.000   | 100.000   | 110.000   | 120.000   | 130.000   | 140.000   | 150.000   | 160.000   | 170.000   | 180.000   | 190.000   | 200.000   |
| PLANTA DE GASES   | 100.000 | 200.000   | 300.000 | 400.000   | 500.000 | 600.000   | 700.000  | 800.000   | 900.000   | 1.000.000 | 1.100.000 | 1.200.000 | 1.300.000 | 1.400.000 | 1.500.000 | 1.600.000 | 1.700.000 | 1.800.000 |

COMPAÑIA PROCESADOR DE GASOS S.A. S. SISTEMA DE GASES  
 PLANTA DE GASES DE EMERGENCIA  
 PROYECTO AL SISTEMA DE GASES





## V LÍNEAS DE DESFOGUE.

El dimensionamiento de un cabezal de desfogue puede hacerse bajo muchos métodos de cálculo: Lapplé, C. E. Trans. Al Ch. E; Conison, J. E. Oil and Gas Journal; Roberts, R. W. Petroleum Refiner; Missen, R. W. Chemical Engineering

### V.1 SELECCIÓN DEL TIPO DE CABEZAL.

El cabezal de desfogue es la tubería principal a la que llegan todas las tuberías secundarias de gas aliviado llevándolo hasta el quemador.

El dimensionamiento de un cabezal de desfogue puede hacerse bajo muchos métodos de cálculo

Dependiendo de las características físicas y químicas de las corrientes descargadas de las válvulas de seguridad-relevo que existan en la planta, se usarán uno o varios cabezales. La necesidad de separar los desfogues se presenta por:

- a) Presencia de materiales corrosivos en algunas descargas.
- b) Diferencias significativas en niveles de presión de equipos conectados al sistema.
- c) Corriente de alivio que sometan a la tubería a temperaturas demasiado altas o bajas.

Las descargas de válvulas que manejan fluidos corrosivos se recolectan en cabezales independientes, si es requerido se envían a un sistema para tratamiento específico.

Las plantas de proceso que trabajen con equipos con rangos de presión diferentes y significativos deben considerar la opción de utilizar cabezales independientes para la recolección de las descargas de las válvulas que releven a altas y bajas presiones. Es necesario calcular el sistema para ambas alternativas y elegir la más económica.

En el caso de que la descarga de las válvulas de baja presión represente solo un pequeño porcentaje del total, se deben tener cabezales independientes. De otra manera estas descargas bajarían considerablemente la contrapresión permitida en el sistema y en consecuencia el diámetro obtenido para el cabezal sería mayor.

Los fluidos con temperaturas extremas, se manejan en cabezales independientes, evitando así especificar el cabezal general en material de aleación.

Los desfogues de dispositivos de alivio instalados en poliductos deben ir a un sistema de desfogue completo e independiente.

Al diseñar un cabezal de desfogue, el problema básico es calcular la caída de presión a través de la línea para un fluido compresible a fin de determinar la presión inicial cuando se conoce la presión de salida. La presión de salida en un sistema de desfogue es prácticamente la atmosférica.



Entre los métodos mencionados, el que comúnmente se ha empleado por su rapidez y confiabilidad es el método de Lapplé que también es presentado por Hydrocarbon Processing. En la sección V.2.2 se presenta un programa de computación para el cálculo de líneas de desfogue, basado en el método de Lapplé.

## V.2 DISEÑO.

El diseño de un sistema de desfogue debe efectuarse en sentido inverso al flujo ya que siempre existe una presión conocida al final del sistema ya sea en un tanque, la atmósfera o un quemador, la cual se encuentra fija. Las líneas de desfogue deben tener una pendiente de cuando menos 1 metro en 1000 metros en dirección a los tanques receptores de líquidos.

Para el cálculo de la presión inicial para fase gas o vapor debe hacerse en función de las condiciones finales de la línea de desfogue.

En tuberías de desfogue se debe considerar una velocidad máxima de 0.40 Mach, ya que por encima de este valor se presentan problemas de ruido y vibración.

### Máxima Contrapresión Permissible.

Para que una válvula de seguridad opere correctamente no debe tenerse una contrapresión alta a la salida de ésta. La máxima contrapresión permissible depende del tipo de válvula y del fabricante, en general se pueden considerar los siguientes porcentajes:

- a) Válvulas convencionales: 10% de la presión de relevo.
- b) Válvulas balanceadas: 50% de la presión de relevo.
- c) Válvulas operadas por piloto: 50% de la presión de relevo.
- d) Cuando se sobrepasen estas contrapresiones se debe consultar las gráficas del fabricante de la válvula a fin de efectuar la corrección en la capacidad de la válvula.
- e) El cálculo de las máximas contrapresiones permisibles tienen una importancia relevante en sistemas cerrados de desfogue y la limitante principal es el dimensionamiento de la tubería.

Un cabezal de descarga implica cierto número de válvulas de relevo conectadas a él. El diseño debe efectuarse para aquella válvula que implique la descarga más alta o bien para aquella descarga de gas de presión más baja, lo que resulta en un diámetro más grande (se entiende que solo descargará una válvula a la vez).

La presencia de dos o más descargas a la vez, su interrelación con el tiempo de ocurrencia y los efectos resultantes deben ser cuidadosamente estudiadas como se menciona en el inciso IV.2.

El criterio básico para el diseño de una línea o para un cabezal de desfogue se basa en la "back pressure" o valor de contrapresión que pueda existir o desarrollarse en el sistema.



La tubería de descarga debe ser diseñada para que la "back pressure" desarrollada al pasar el flujo de gas, no reduzca la capacidad de cualquiera de las válvulas que descargan en ellas, ya sea individual o simultáneamente. Cuando se usan válvulas de relevo convencionales, el cabezal de relevo puede ser diseñado para permitir una caída de un 10% de la presión de calibración de la válvula. Cuando se utilicen válvulas balanceadas puede obtenerse mayor economía al permitir una caída de presión de 50% de la presión de calibración.

De cualquier forma, cuando se tienen varias válvulas descargando en un mismo cabezal, debe tenerse cuidado de que la back pressure desarrollada en él, sea adecuada para todas y cada una de las válvulas involucradas.

Cuando ha sido establecido el máximo valor de descarga y se ha definido la máxima "back pressure" tolerable por el sistema, la selección del diámetro es entonces un problema de flujo de fluidos.

En el diseño de líneas de desfogue no es necesario un cálculo estricto para la caída de presión. Sin embargo, deben tenerse en cuenta los límites de presión tolerada para los accesorios expuestos a la "back pressure".

Un método rápido y práctico para el diseño de líneas de desfogue es el presentado por Lapplé.

Este método emplea un flujo teórico y crítico de gas en un conducto ideal y en condiciones isotérmicas, con las tolerancias apropiadas para efectos de energía cinética. Para una solución más rigurosa pueden hacerse cálculos adiabáticos.

## METODO DE LAPPLE.

### 1. DIÁMETRO DE LA LÍNEA.

$$d^{5.23} = \frac{0.27 W^2 T_0 L}{1.661 \times 10^5 (P_0^2 - P_2^2) M}$$

Donde:

- d = Diámetro interno del cabezal, pulg.
- W = Cantidad de gas manejado, Lb/hr.
- T<sub>0</sub> = Temperatura promedio, °R.
- L = Longitud, pies.
- P<sub>0</sub> = Presión en límite de batería, psia.
- P<sub>2</sub> = Presión en el quemador, psia.
- M = Peso molecular.

## 2. RELACIÓN DE PRESIÓN A MASA DESCARGADA.

La relación entre los valores de presión inicial y final del gas y los valores máximos de descarga, este valor depende del coeficiente de fricción N.

$$\left( \frac{P_2 / P_0}{G / G_{cni}} \right)_N = \frac{247 P_2 d^2}{W} \cdot \frac{M}{T_0}$$

Donde:

d = Diámetro interno del cabezal, pulg.  
W = Cantidad de gas manejado, Lb/hr.  
T<sub>0</sub> = Temperatura en límite de batería, °R.  
P<sub>2</sub> = Presión en el quemador, psia.  
M = Peso molecular.

La figura 5 representa una carta de Lapple para flujo isotérmico. Esta carta es construida para referir un flujo G a G<sub>cni</sub>, que es la máxima descarga a través de un orificio sin fricción bajo condiciones isotérmicas, para un ducto donde la velocidad es despreciable. Este flujo isotérmico G<sub>cni</sub> es definido por la presión P<sub>0</sub> al comienzo del ducto, la temperatura T y el peso molecular M del gas. La carta relaciona P<sub>2</sub>/P<sub>0</sub> (la presión en cualquier punto del cabezal dividida por la presión al comienzo de la tubería) y G/G<sub>cni</sub>.

## 3. VELOCIDAD EN LA LÍNEA.

$$V_L = 135 \frac{T_2}{T_0} \cdot \frac{T_0}{M} \left( \frac{P_2 / P_0}{G_c / G_{cni}} \right)_N^{-1}$$

Donde:

T<sub>0</sub> = Temperatura en límite de batería, °R.  
P<sub>0</sub> = Presión en límite de batería, psia.  
P<sub>2</sub> = Presión en el quemador, psia.  
M = Peso molecular.  
T<sub>2</sub> = Temperatura en el quemador, °R

## 4. VELOCIDAD SÓNICA.

$$V_s = 223 \frac{k T}{M}$$

Donde:

k = Relación de calor específicos  
T<sub>0</sub> = Temperatura promedio, °R.  
M = Peso molecular.  
T<sub>2</sub> = Temperatura en el quemador, °R

## 5. CONTRAPRESIÓN.

$$P_o = P_2^2 + \frac{0.27 W^2 T_o L}{1.661 \times 10^5 d^5 M}$$

Donde:

d = Diámetro interno del cabezal, pulg.  
 W = Cantidad de gas manejado, Lb/hr.  
 T<sub>o</sub> = Temperatura en limite de batería, °R.  
 L = Longitud, pies.  
 P<sub>o</sub> = Presión en limite de batería, psia.  
 P<sub>2</sub> = Presión en el quemador, psia.  
 M = Peso molecular.

## 6. NÚMERO DE MACH.

$$M = \frac{VL}{VS}$$

VL = Velocidad en la línea, pies/seg.  
 VS = Velocidad Sónica, pies/seg.

Los cabezales de desfogue deben ser diseñados para satisfacer estas condiciones.

### Máxima "back pressure".

El valor de la "back pressure" establecido al fluir el gas por el cabezal, debe ser lo suficientemente bajo de modo que no se reduzca la capacidad de relevo de cualquiera de las válvulas conectadas a él.

La presión después de la válvula de relevo es proporcionada por cada fabricante, aunque puede considerarse como válido un 10% de la presión de relevo para válvulas convencionales y un 50% para válvulas balanceadas.

### Máxima velocidad.

La máxima "back pressure" tolerada por el sistema es algunas veces tan alta que permite establecer condiciones sónicas en la tubería. Una velocidad alta, puede resultar en un nivel de ruido inaceptable.

El límite permitido para condiciones continuas de trabajo es de 85 decibeles (500 Hz). Sin embargo, debido a que las descargas máximas de gas solo deben ocurrir en verdaderas condiciones de emergencia y por corto tiempo, puede permitirse un nivel de ruido hasta 115 db. El número de Mach (VL / VS) nunca deberá pasar de 0.40.



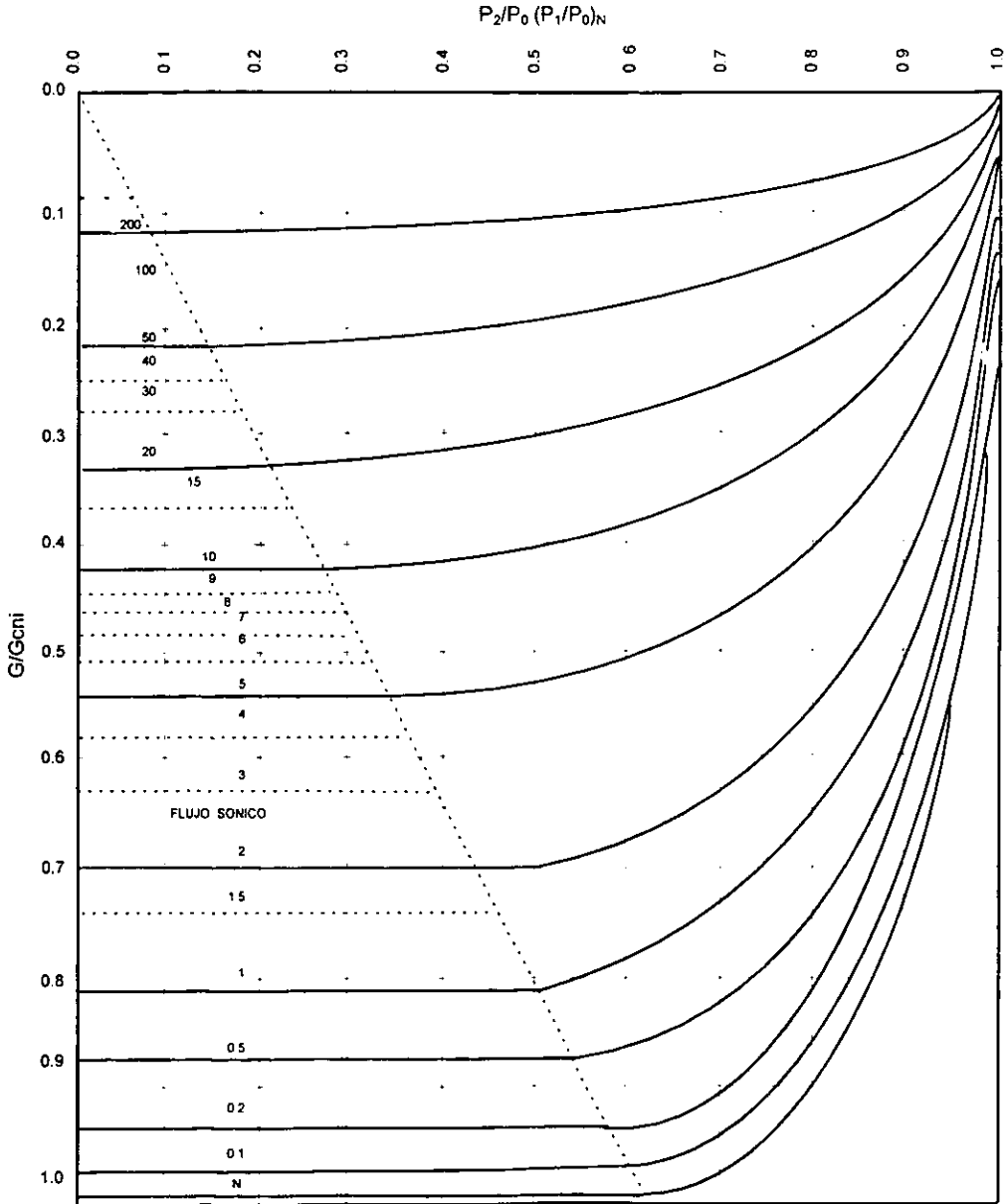


FIGURA 5. CARTA DE LAPPLE PARA FLUJO ISOTERMICO.

### **Máxima presión de trabajo.**

La máxima "back pressure" establecida por el sistema deberá ser siempre menor que la presión de trabajo tolerado por el sistema a la temperatura de operación.

Algunos autores especifican que un cabezal de desfogue debe diseñarse siempre para que la velocidad en la línea permanezca en la quinta parte de la velocidad sónica; sin embargo, cuando se manejan grandes volúmenes de gas es tan crítico calcular el sistema para la totalidad del gas como para una descarga pequeña e individual.

En cualquiera de los casos es tan importante aplicar los métodos descritos como aplicar el propio criterio del diseñador.

### **V.2.1 DISEÑO MECANICO.**

El diseño mecánico de un sistema de desfogues requiere la misma atención que la del diseño de las líneas de relevo. Frecuentemente, el problema encontrado en el diseño de tuberías de descarga es más complejo que el dimensionamiento mismo, y esto se debe a que están sujetas a cambios grandes de temperatura, presión y choques causados por una gran variedad de condiciones de presión.

En la mayoría de los casos es posible mantener dentro de límites tolerables los niveles de esfuerzos en el sistema, con la utilización de juntas de expansión y otras configuraciones de la tubería.

Se recomienda especial atención a los esfuerzos cuando la tubería de acero al carbón pueda ser enfriada debajo de su temperatura de transición.

Los enfriamientos pueden ser causados al entrar fluidos fríos o bien por autorefrigeración, lo cual ocurre cuando la presión es reducida en fluidos de bajo punto de ebullición.

En cualquier caso, el diseño mecánico comienza con un análisis cuidadoso de cada una de las cargas o la combinación de ellas.

El diseñador de tubería puede basarse en lo estipulado en el API RP 520 parte II y en el USAS B 31.3.

### **V.2.2 DISEÑO EMPLEANDO UN PROGRAMA DE COMPUTACIÓN.**

#### **PROGRAMA PARA DISEÑO DE LÍNEAS DE DESFOGUE A UNA FASE.**

Durante el desarrollo de esta obra se desarrolló un útil programa, para el cálculo de líneas de desfogue, empleando el método de Lappié y las ecuaciones desarrolladas en la sección V.1 de diseño de líneas de desfogue.



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
LÍNEAS DE DESFOGUE

Este programa fue desarrollado en el lenguaje Fortran Power Station, el programa hará automáticamente un nuevo cálculo en diámetros subsecuentes de dos en dos pulgadas, cuando el valor del número de MACH no quede situado entre los niveles permitidos.

Cuando el valor del número de MACH se ajuste, el programa se parará automáticamente.

PROGRAMA METODO DE LAPPLE.

C NOMBRE: CALCULO DE TUBERIAS USANDO EL METODO LAPPLE.  
C PROPOSITO: DISEÑO DE LINEAS DE DESFOGUE, UTILIZANDO UN FLUJO  
C TEORICO Y CRITICO DE GAS EN UN CONDUCTO IDEAL Y EN CONDICIONES  
C ISOTERMICAS.  
C ENTRADAS: CONDICIONES DE DISEÑO, FLUJO, PRESION, TEMPERATURA,  
C PESO MOLECULAR DEL GAS, DESDE EL TECLADO.  
C SALIDAS: PROPORCIONA EL DIAMETRO A UNA LONGITUD DADA CON UN  
C NUMERO DE MACH ADECUADO.

C VARIABLES QUE SE UTILIZAN:

C d=DIAMETRO DE LA TUBERIA, PULG.  
C W=CANTIDAD DE GAS MANEJADO, Lbs/Hr.  
C To=TEMPERATURA PROMEDIO, R.  
C L=LONGITUD DE TUBERIA, Pies.  
C P2=PRESION EN EL QUEMADOR, Psia.  
C M=PESO MOLECULAR.  
C  $(P_i/P_o / G/G_{cn1})$ =RELACION PRESION A MASA DESCARGADA.

```
REAL PO, PG, VL, VS, AL, BNM
WRITE(*,*)
WRITE(*,*)
write(*,*) "          PROGRAMA PARA EL CALCULO DE TUBERIAS"
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) "          D A T O S   D E   D I S E Ñ O"
WRITE(*,*) "_____ "
+
WRITE(*,*)
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) "FLUJO DE DISEÑO, Lb/Hr= ?"
READ(*,*) W
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) "PRESION EN EL PUNTO 1, PSIA= ?"
READ(*,*) P1
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) "TEMPERATURA PROMEDIO, R= ?"
READ(*,*) To
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) "PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS= ?"
READ(*,*) CM
```



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
LÍNEAS DE DESFOGUE

```

WRITE(*,*)
WRITE(*,*)"LONGITUD DE TUBERIA, ft. ?"
READ(*,*) AL

WRITE(*,*)

WRITE(*,*)

OPEN(UNIT=6, FILE="c:\TUBriaed")

2 WRITE(6,*)"
*
-----"

WRITE(6,*)"
WRITE(6,*)"
-----"

WRITE(6,*)"FLUJO DE DISEÑO.....",W, " Lb/Hr "
WRITE(6,*)"PRESION EN EL PUNTO 1=.....",P1, " PSIA"
WRITE(6,*)"TEMPERATURA PROMEDIO=.....",To, " R"
WRITE(6,*)"PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=....",CM
WRITE(6,*)"LONGITUD DE TUBERIA=.....",AL, " ft"

WRITE(6,*)"
*
-----"

WRITE(6,*)
WRITE(6,*)
C CALCULO DE LA CONTRAPRESION.

200 WRITE(6,*)"
WRITE(6,*)"
-----"

WRITE(6,*)
WRITE(6,*)
WRITE(6,*)
WRITE(6,*)" DIAMETRO DIAM. INT. (P1/PO/G/Gcni) VL
* PO MACH"

WRITE(6,*)" in in ft/sec
* psia VL/VS"

WRITE(6,*)
C WRITE(6,*)

d=10
100 d=d+2
dd=d-0.5

```



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
LINEAS DE DESFOGUE

```
C    CALCULO DE LA CONTRA PRESION
      PO=((P1**2)+((0.27*(W**2)*TO*AL)/(166100*(dd**5.23)*CM)))**0.5

C    CALCULO DE LA RELACION MASA
      PG=((247*Po*d**2)/W)*(CM/To)**0.5

C    CALCULO DE LA VELOCIDAD EN LA LINEA.
      VL=135*((To/CM)**0.5)*(1/PG)

C    CALCULO DE LA VELOCIDAD SONICA.
      VS=223*((1.22*To)/CM)**0.5

c    CALCULO DEL NUMERO DE MACH.

      BNM=VL/VS

      WRITE(6,40)d,dd, PG, VL, PO, BNM
40  FORMAT (4X,F5.2,5(7X,F7.2))

      IF (BNM.DE.0.4) GOTO 900
      WRITE(6,*)

      GOTO 100

      WRITE(*,*)
      WRITE(*,*)
900  WRITE(*,*)"DESEA REALIZAR OTRO CALCULO (S=1; N=2)"

      READ(*,*) OT
      IF (OT.EQ.1) GOTO 1

      GOTO 950

1W=W
  To=To
  CM=CM
  P1=PO

  WRITE(6,*)
  WRITE(6,*)
  WRITE(6,*)
  WRITE(*,*)"
  WRITE(*,*)
  WRITE(*,*)"

PROGRAMA PARA EL CALCULO DE TUBERIAS"

      DATOS DE DISEÑO"
```



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
LÍNEAS DE DESFOGUE

```
WRITE(6,*)
WRITE(6,*)" "
```

```
WRITE(6,*)
WRITE(6,*)
```

```
WRITE(*,*)"LONGITUD DE TUBERIA, ft= ?"
READ(*,*) AL
WRITE(*,*)"FLUJO, Lb/Hr=?"
READ(*,*) W
GOTO 2
```

```
950 STOP
END
```

INSTRUCCIONES AL USUARIO.

-----  
DATOS DE DISEÑO  
-----

```
FLUJO DE DISEÑO..... ? Lb/Hr
PRESION EN EL PUNTO 1=..... ? PSIA
TEMPERATURA PROMEDIO=..... ? R
PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... ?
LONGITUD DE TUBERIA=..... ? ft
```

-----  
R E S U L T A D O S  
-----

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 12.00          | 11.50            | 1.75           | 522.91       | 263.45     | .41           |
| 14.00          | 13.50            | 1.57           | 552.18       | 173.58     | .44           |
| 16.00          | 15.50            | 1.44           | 577.72       | 121.41     | .46           |

### V.3 MATERIALES.

La selección apropiada de los materiales de construcción para tubería y recipientes asociados es esencial para la integridad mecánica y operación segura del sistema de desfogue, y en esta selección debe tomarse en cuenta la presión y la temperatura a que estarán sometidos, así como las características del producto que manejarán.

#### A. Para presiones arriba de 5 psig.

| TEMPERATURA               | MATERIAL                               |
|---------------------------|--|
| De 0.00 °F a -20.00 °F    | Acero al carbón convencional.          |
| De -20.00 °F a -50.00 °F  | Acero al carbón ASTM A 33 grado 1.     |
| De -50.00 °F a -150.00 °F | 3 ½ Níquel.                            |
| De -150.00 °F en adelante | Acero inoxi. 18-8 (ASTM-A-312 TP 304). |

#### B. Para presiones a bajo de 5 psig para servicio en vapores.

Cuando el esfuerzo total es muy bajo, podrá utilizarse acero al carbón convencional, independientemente de la temperatura; sin embargo, esto solo puede hacerse con las limitaciones propias del material. El acero al carbón puede ser utilizado a bajo de 5 psig solamente bajo las siguientes condiciones.

1. El esfuerzo permisible para presiones y otras cargas deberá ser 15% de su valor usual.
2. El rango de esfuerzo permisible para flexibilidad de la tubería deberá ser 15% de su valor usual.
3. Los esfuerzos residuales resultantes por soldadura deben minimizarse. El relevado de esfuerzos es también requerido para todas las ramas soldadas y soldaduras en anclas. El relevado de esfuerzo no requiere para soldaduras simples circulares.

Deberán evitarse cortes discontinuos, fallas y otros esfuerzos dirigidos. Toda la soldadura deberá penetrar totalmente excepto la de tipo banda, y se sujetará a radiografía ocasional.

#### C. Para presiones debajo de 5 psig en servicio de mezclas vapor-líquido.

Cuando el esfuerzo total es muy bajo se puede utilizar acero 3 ½% níquel independientemente de la temperatura. Es necesario aplicar las restricciones del punto B-1 y el relevado de esfuerzos.

El criterio desarrollado anteriormente se aplica a cabezales, tanques, líneas secundarias a cabezales y tubería asociada con el relevo de hidrocarburos descargando a la atmósfera.



## COMPLEJO CIUDAD PEMEX LÍNEAS DE DESFOGUE

No olvidarse que la temperatura puede ser considerablemente más baja en las líneas secundarias que en la tubería a la descarga de las válvulas de relevo, debido al efecto Joule-Thomson causado por la expansión del vapor a través de las válvulas.

Con la aplicación de este criterio en el diseño de cabezales y tanques de desfogue húmedo se determina la conveniencia de utilizar acero al carbón convencional. Similarmemente, para tanques de desfogue seco de plantas criogénicas, se usara acero 3 ½% níquel.

Para líneas de desfogue que manejan gases no corrosivos o ligeramente corrosivos a temperatura arriba de -10 °F.

|                           |   |
|---------------------------|---|
| Tubería de 1 ½ y menor:   | ASTM A-53 GRADO B                         |
| Tubería de 1 ½ a 24":     | ASTM A-53 GRADO B                         |
| Tubería de 26" y mayores: | ACERO AL CARBÓN,<br>ASTM A-155 GRADO C 55 |

### ESPESOR DE LA PARED:

|                       |           |
|-----------------------|-----------|
| 1 ½" Diámetro y menor | Cédula 80 |
| 2" a 6" Diámetro      | Cédula 40 |
| 8" a 12" Diámetro     | Cédula 30 |
| 14" a 20" Diámetro    | Cédula 10 |

Para 24" de diámetro y mayores, calcular el espesor de acuerdo con las condiciones de temperatura y presión.

La tolerancia por corrosión será de 1.27 mm (0.05")

Para líneas de desfogue que manejen gases corrosivos a temperatura arriba de -10 °F, se podrá seguir lo estipulado en el inciso anterior. La tolerancia por corrosión deberá ser una cédula mayor a la estipulada.

Cuando se manejen gases a temperaturas extremadamente bajas, -120 °F desfogue seco podrá utilizarse las especificaciones ASTM A 33 grado 3 y A 333 grado 7 en la longitud resultante del gradiente de temperatura previamente calculado.

En almacenamiento de productos a temperatura criogénicas (-44 °F), podrá utilizarse tubería de aluminio ASTM B-209 a fin de no sobrecargar el techo del tanque. Al llegar a nivel de soportería, se podrá utilizar especificación de acero inoxidable hasta la longitud indicada por el estudio de ganancia de calor y enseguida acero al carbón convencional.





#### V.4 CONSIDERACIONES ESPECIALES.

No deberán instalarse carretes entre un tanque y su válvula de seguridad, pues se incrementa el valor del momento cuando la válvula dispara, causando distorsión y falla en la boquilla del tanque

Si tiene que emplear un carrete (por ejemplo cuando la entrada de la válvula es más chica que la boquilla del tanque), se deberá fabricar para soportar el efecto.

La boquilla en la cual se ha instalado la válvula deberá ser verificada para soportar adecuadamente la fuerza de reacción de la misma.

Cuando se descargue a la atmósfera deberán evitarse cambios direccionales en la tubería de salida; sin ello no es posible, la línea de salida deberá mantenerse con velocidad muy baja, y solamente la sección final se diseñara para una velocidad de 500 pies/seg como mínimo.

El efecto de la temperatura tiene gran importancia en la selección de los materiales de construcción de la tubería. Para el diseño de la tubería se debe considerar la temperatura más crítica a fin de suministrar el número adecuado de loops de expansión.

Para desfogues con temperatura extremadamente baja se debe calcular el gradiente de temperatura de acuerdo a la ganancia de calor del medio ambiente a la línea, y conforme a ello podrán seleccionarse los diferentes materiales de la línea de desfogue, debiendo poner juntas de micarta con bujes y arandelas a fin de no crear un par galvánico.

En la misma forma, deberá tenerse en cuenta la pérdida de calor de una tubería que maneje desfogues con temperatura muy alta.

Las líneas de desfogue no deberán llevar ninguna curva que permita la acumulación de líquidos con el subsecuente represionamiento de la línea.

Las líneas de desfogue en áreas de almacenamiento, deberán tener facilidad para el barrido del gas empacado. Esto podrá hacerse con gas combustible o gas inerte.

Deberá darse una pendiente en las líneas de desfogue hacia los tanques separadores de líquidos, a fin de facilitar la recolección de los mismos, un valor práctico es de 1:1000.

Los cabezales de desfogue localizados entre los tanques de sellos y los quemadores deberán ser protegidos de la radiación; esto podrá efectuarse de varias formas, dependiendo del análisis de costos resultantes del movimiento de tierras o del material utilizado:

1. Con aislamiento según las normas PEMEX
2. Colocando los cabezales en trinchera y cubriéndolos con tapas de concreto.
3. Enterrando las líneas de desfogue.

Las líneas de desfogue deberán ser autodrenables.

Cuando las válvulas de relevo manejen compuestos que puedan condensar al enfriarse la corriente de gas, deberá emplearse un pequeño dren al final de la línea o bien donde ésta entrampe líquidos.



V.5 APLICACIÓN AL C.P.G. CD. PEMEX, TAB. PARA EL DISEÑO DE UN SISTEMA DE TUBERIAS.

V.5.1 ANALISIS HIDRAULICO DE UN SISTEMA DE DESFOGUE SECCIÓN ENDULZADORA, PARA LAS PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS I/II Y CRIOGENICA II.

RESUMEN DE RESULTADOS

CABEZAL 1

| ENDULZADORA DE GAS I |               | DATOS DE DISEÑO |   |                         |                      |  |
|----------------------|---------------|-----------------|---|-------------------------|----------------------|--|
| PRESIÓN INICIAL      |               | 14 70 PSIA      | CONTRAPRESIÓN   |                         | 359 70 PSIA          |  |
| TEMPERATURA PROMEDIO |               | 619 31 °R       | PESO MOLECULAR  |                         | 23 55                |  |
| TRAMO No.            | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in)   | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>cm</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>0</sub> ) |
| 1                    | 1,043,121.00  | 48.00           | 1.56  | 442.68                  | 16.05                | 0.35                                   |
| 2                    | 1,043,121.00  | 48.00           | 1.56  | 442.68                  | 23.21                | 0.35                                   |

| CRIOGENICA II        |               | DATOS DE DISEÑO |   |                         |                      |  |
|----------------------|---------------|-----------------|---|-------------------------|----------------------|--|
| PRESIÓN INICIAL      |               | 14 70 PSIA      | CONTRAPRESIÓN   |                         | 149 17 PSIA          |  |
| TEMPERATURA PROMEDIO |               | 591 81 °R       | PESO MOLECULAR  |                         | 18 70                |  |
| TRAMO No.            | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in)   | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>cm</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>0</sub> ) |
| 1                    | 554,605.89    | 36.00           | 1.51  | 503.55                  | 16.76                | 0.36                                   |
| 2                    | 554,605.89    | 36.00           | 1.51  | 503.55                  | 27.10                | 0.36                                   |

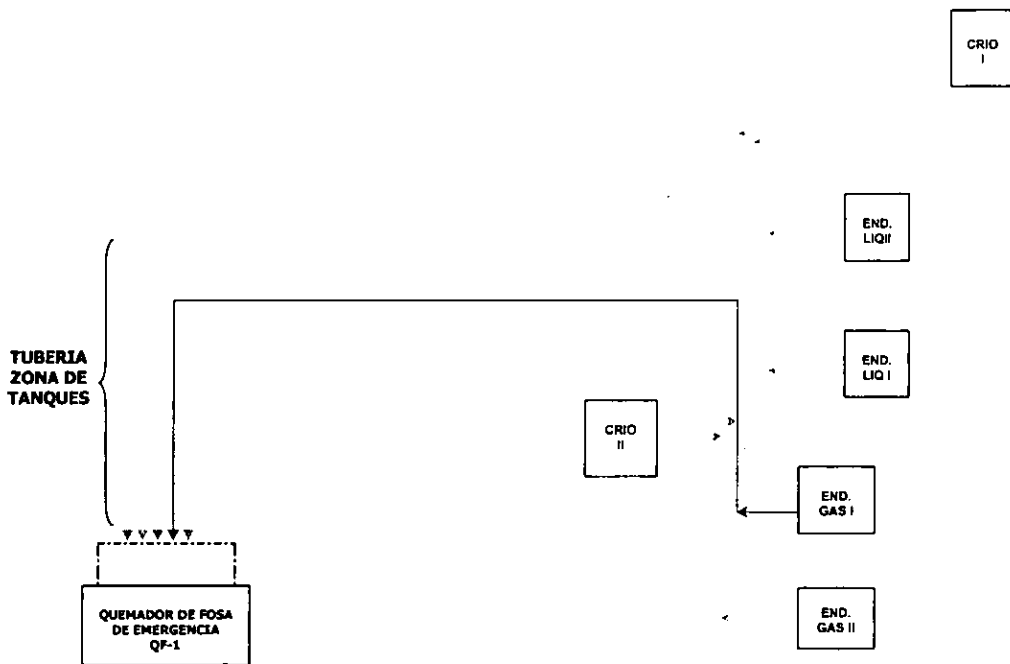
CABEZAL 2

| ENDULZADORA DE GAS II |               | DATOS DE DISEÑO |   |                         |                      |  |
|-----------------------|---------------|-----------------|---|-------------------------|----------------------|--|
| PRESIÓN INICIAL       |               | 14 70 PSIA      | CONTRAPRESIÓN   |                         | 359 70 PSIA          |  |
| TEMPERATURA PROMEDIO  |               | 619 31 °R       | PESO MOLECULAR  |                         | 23 55                |  |
| TRAMO No.             | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in)   | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>cm</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>0</sub> ) |
| 1                     | 1,043,121.00  | 48.00           | 1.56  | 442.68                  | 16.05                | 0.35                                   |
| 2                     | 1,043,121.00  | 48.00           | 1.56  | 442.68                  | 24.61                | 0.33                                   |

| CRIOGENICA II        |               | DATOS DE DISEÑO |   |                         |                      |  |
|----------------------|---------------|-----------------|---|-------------------------|----------------------|--|
| PRESIÓN INICIAL      |               | 14 70 PSIA      | CONTRAPRESIÓN   |                         | 149 17 PSIA          |  |
| TEMPERATURA PROMEDIO |               | 591 81 °R       | PESO MOLECULAR  |                         | 18 70                |  |
| TRAMO No.            | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in)   | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>cm</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>0</sub> ) |
| 1                    | 554,605.89    | 36.00           | 1.51  | 503.55                  | 16.76                | 0.36                                   |
| 2                    | 554,605.89    | 36.00           | 1.51  | 503.55                  | 27.10                | 0.36                                   |

**MEMORIA DE CALCULO**

**CABEZAL 1**



**PLANTA ENDULZADORA DE GAS I**

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA |          |
|-----------------|------------------|---------------------|----------|
|                 |                  | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 1,043,121.00     | 160.00              | 524.93   |
| TUBERIA TOTAL   | 1,043,121.00     | 1,242.00            | 4,074.79 |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

DATOS DE DISEÑO

---

|   |                      |
|---|----------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 1043121.000000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA       |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 619.310000 R         |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS ... | 23.550000            |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 4074.790000 ft       |

---

R E S U L T A D O S

---

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 24.00          | 23.50            | .39            | 1770.72      | 114.06     | 1.40          |
| 26.00          | 25.50            | .46            | 1508.78      | 92.53      | 1.19          |
| 28.00          | 27.50            | .53            | 1300.93      | 76.41      | 1.03          |
| 30.00          | 29.50            | .61            | 1133.26      | 64.12      | .90           |
| 32.00          | 31.50            | .70            | 996.03       | 54.59      | .79           |
| 34.00          | 33.50            | .78            | 882.29       | 47.11      | .70           |
| 36.00          | 35.50            | .88            | 786.98       | 41.17      | .62           |
| 38.00          | 37.50            | .98            | 706.32       | 36.42      | .56           |
| 40.00          | 39.50            | 1.09           | 637.46       | 32.59      | .50           |
| 42.00          | 41.50            | 1.20           | 578.19       | 29.49      | .46           |
| 44.00          | 43.50            | 1.31           | 526.82       | 26.96      | .42           |
| 46.00          | 45.50            | 1.44           | 482.01       | 24.90      | .38           |
| 48.00          | 47.50            | 1.56           | 442.68       | 23.21      | .35           |
| 50.00          | 49.50            | 1.70           | 407.97       | 21.82      | .32           |
| 52.00          | 51.50            | 1.84           | 377.19       | 20.67      | .30           |
| 54.00          | 53.50            | 1.98           | 349.77       | 19.73      | .28           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 48"**



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

DATOS DE DISEÑO

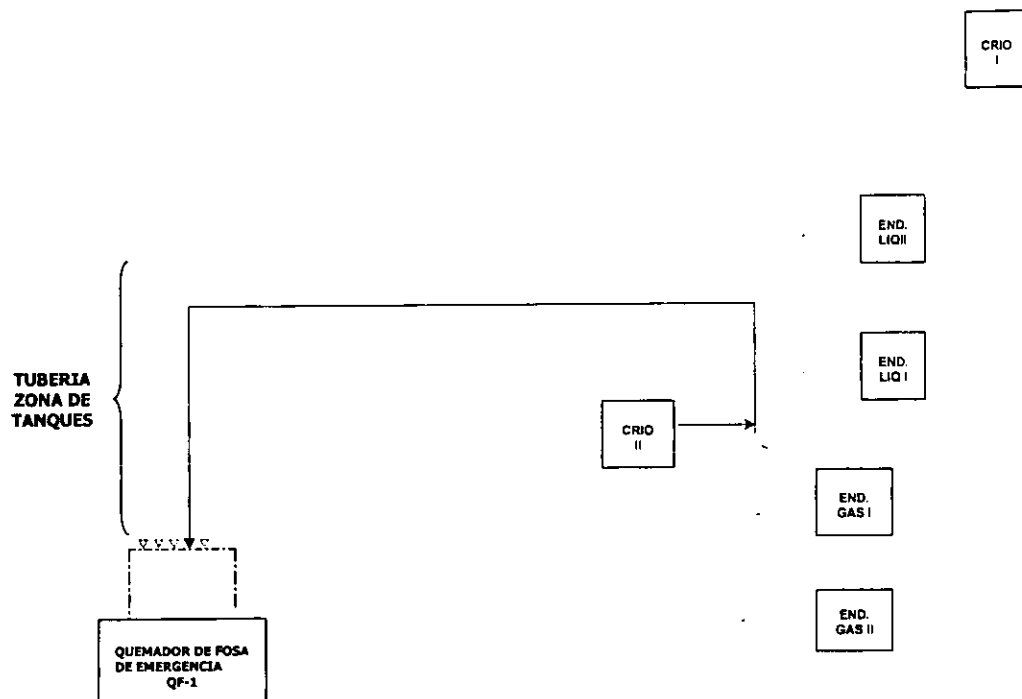
-----  
 FLUJO DE DISEÑO=..... 1043121.000000 Lb/Hr  
 PRESION EN EL PUNTO 1..... 14.700000 PSIA  
 TEMPERATURA PROMEDIO=..... 619.310000 R  
 PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... 23.550000  
 LONGITUD DE TUBERIA=..... 524.930000 ft  
 -----

R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 24.00          | 23.50            | .39            | 1770.72      | 43.18      | 1.40          |
| 26.00          | 25.50            | .46            | 1508.78      | 35.93      | 1.19          |
| 28.00          | 27.50            | .53            | 1300.93      | 30.67      | 1.03          |
| 30.00          | 29.50            | .61            | 1133.26      | 26.79      | .90           |
| 32.00          | 31.50            | .70            | 996.03       | 23.92      | .79           |
| 34.00          | 33.50            | .78            | 882.29       | 21.77      | .70           |
| 36.00          | 35.50            | .88            | 786.98       | 20.17      | .62           |
| 38.00          | 37.50            | .98            | 706.32       | 18.95      | .56           |
| 40.00          | 39.50            | 1.09           | 637.46       | 18.03      | .50           |
| 42.00          | 41.50            | 1.20           | 578.19       | 17.33      | .46           |
| 44.00          | 43.50            | 1.31           | 526.82       | 16.79      | .42           |
| 46.00          | 45.50            | 1.44           | 482.01       | 16.37      | .38           |
| 48.00          | 47.50            | 1.56           | 442.68       | 16.05      | .35           |
| 50.00          | 49.50            | 1.70           | 407.97       | 15.80      | .32           |
| 52.00          | 51.50            | 1.84           | 377.19       | 15.60      | .30           |
| 54.00          | 53.50            | 1.98           | 349.77       | 15.44      | .28           |

LA CONTRAPRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 48" ES DE 16.05 PSIA

CABEZAL 1



PLANTA CRIOGENICA II

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA |          |
|-----------------|------------------|---------------------|----------|
|                 |                  | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 554,605.89       | 160.00              | 524.93   |
| TUBERIA TOTAL   | 554,605.89       | 1,279.00            | 4,196.20 |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

DATOS DE DISEÑO

|   |                     |
|---|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 554605.900000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 591.810000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 18.700000           |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 4196.200000 ft      |

R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 26.00          | 25.50            | .79            | 965.38       | 56.04      | .70           |
| 28.00          | 27.50            | .91            | 832.39       | 46.75      | .60           |
| 30.00          | 29.50            | 1.05           | 725.11       | 39.76      | .52           |
| 32.00          | 31.50            | 1.19           | 637.30       | 34.41      | .46           |
| 34.00          | 33.50            | 1.35           | 564.53       | 30.30      | .41           |
| 36.00          | 35.50            | 1.51           | 503.55       | 27.10      | .36           |
| 38.00          | 37.50            | 1.68           | 451.94       | 24.60      | .33           |
| 40.00          | 39.50            | 1.86           | 407.87       | 22.64      | .29           |
| 42.00          | 41.50            | 2.05           | 369.95       | 21.10      | .27           |
| 44.00          | 43.50            | 2.25           | 337.08       | 19.88      | .24           |
| 46.00          | 45.50            | 2.46           | 308.41       | 18.91      | .22           |
| 48.00          | 47.50            | 2.68           | 283.24       | 18.14      | .20           |
| 50.00          | 49.50            | 2.91           | 261.04       | 17.53      | .19           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 36"**

EL DIAMETRO OPTIMO ES DE 36" Y EL TRAMO AL CUAL LE CORRESPONDE ESTE DIAMETRO SERA EL TRAMO DE TUBERIA QUE CONECTE LA PLANTA CRIOGENICA II EN LIMITE DE BATERIA CON EL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUE PROVENIENTE DE LA PLANTA ENDULZADORA DE GAS, MIENTRAS QUE LOS RESULTADOS REPORTADOS PARA UN DIAMETRO DE 48" REPRESENTA EL COMPORTAMIENTO QUE TENDRA EL FLUJO DE GAS DESFOGADO EN EL CABEZAL PRINCIPAL, CON LA FINALIDAD DE DEMOSTRAR QUE LA VELOCIDAD EN LA LINEA ES LA SUFICIENTE PARA LLEGAR AL QUEMADOR QF-1.



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

DATOS DE DISEÑO

|   |                     |
|---|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 554605.900000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 591.810000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 18.700000           |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 524.930000 ft       |

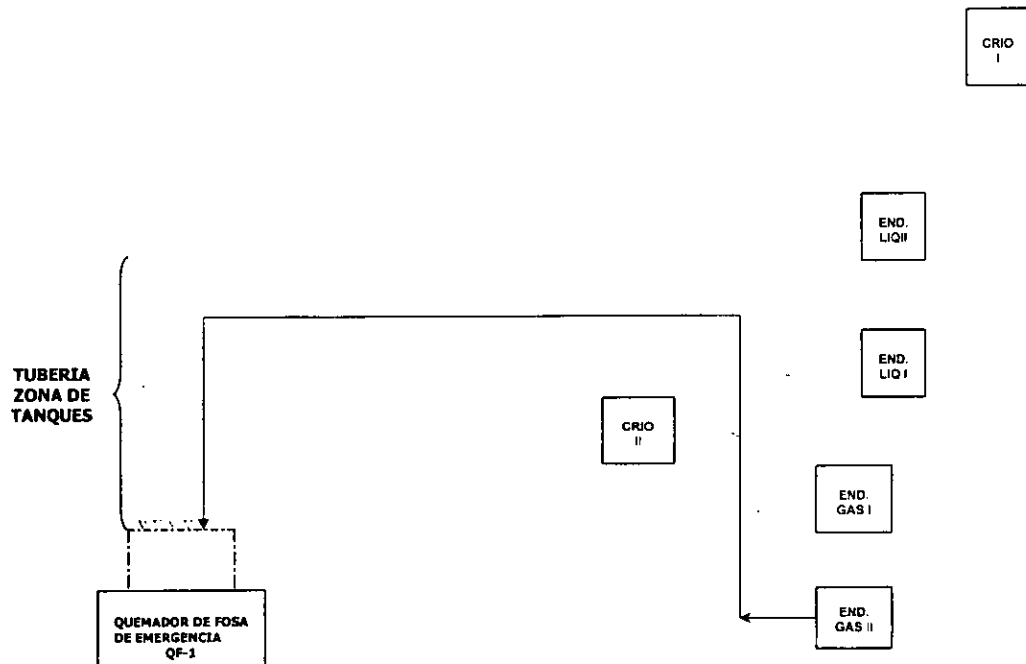
R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 26.00          | 25.50            | .79            | 965.38       | 24.12      | .70           |
| 28.00          | 27.50            | .91            | 832.39       | 21.51      | .60           |
| 30.00          | 29.50            | 1.05           | 725.11       | 19.67      | .52           |
| 32.00          | 31.50            | 1.19           | 637.30       | 18.36      | .46           |
| 34.00          | 33.50            | 1.35           | 564.53       | 17.43      | .41           |
| 36.00          | 35.50            | 1.51           | 503.55       | 16.76      | .36           |
| 38.00          | 37.50            | 1.68           | 451.94       | 16.27      | .33           |
| 40.00          | 39.50            | 1.86           | 407.87       | 15.91      | .29           |
| 42.00          | 41.50            | 2.05           | 369.95       | 15.64      | .27           |
| 44.00          | 43.50            | 2.25           | 337.08       | 15.44      | .24           |
| 46.00          | 45.50            | 2.46           | 308.41       | 15.29      | .22           |
| 48.00          | 47.50            | 2.68           | 283.24       | 15.17      | .20           |
| 50.00          | 49.50            | 2.91           | 261.04       | 15.08      | .19           |

LA CONTRA PRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 36" ES DE 16.76 PSIA



**CABEZAL 2**



**PLANTA ENDULZADORA DE GAS II**

| TRAMO No.       | FLUJO (Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA |          |
|-----------------|---------------|---------------------|----------|
|                 |               | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 1,043,121.00  | 160.00              | 524.93   |
| TUBERIA TOTAL   | 1,043,121.00  | 1,308.00            | 4,291.34 |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

DATOS DE DISEÑO

|   |                |       |
|---|----------------|-------|
| FLUJO DE DISEÑO.....                    | 1043121.000000 | lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1.....              | 14.700000      | PSIA  |
| TEMPERATURA PROMEDIO.....               | 619.310000     | R     |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 23.550000      |       |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 4291.340000    | ft    |

R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 26.00          | 25.50            | .46            | 1508.78      | 94.90      | 1.19          |
| 28.00          | 27.50            | .53            | 1300.93      | 78.35      | 1.03          |
| 30.00          | 29.50            | .61            | 1133.26      | 65.71      | .90           |
| 32.00          | 31.50            | .70            | 996.03       | 55.92      | .79           |
| 34.00          | 33.50            | .78            | 882.29       | 48.22      | .70           |
| 36.00          | 35.50            | .88            | 786.98       | 42.12      | .62           |
| 38.00          | 37.50            | .98            | 706.32       | 37.22      | .56           |
| 40.00          | 39.50            | 1.09           | 637.46       | 33.28      | .50           |
| 42.00          | 41.50            | 1.20           | 578.19       | 30.07      | .46           |
| 44.00          | 43.50            | 1.31           | 526.82       | 27.46      | .42           |
| 46.00          | 45.50            | 1.44           | 482.01       | 25.33      | .38           |
| 48.00          | 47.50            | 1.56           | 442.68       | 23.57      | .35           |
| 50.00          | 49.50            | 1.70           | 407.97       | 22.13      | .32           |
| 52.00          | 51.50            | 1.84           | 377.19       | 20.94      | .30           |
| 54.00          | 53.50            | 1.98           | 349.77       | 19.96      | .28           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 48"**



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

**DATOS DE DISEÑO**

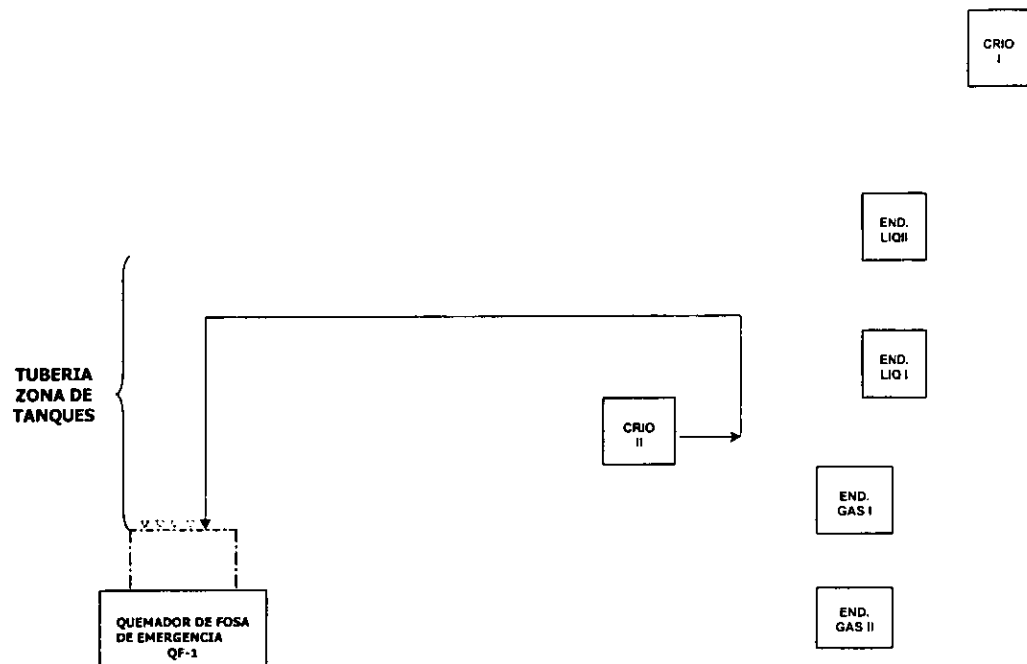
FLUJO DE DISEÑO..... 1043121.000000 Lb/Hr  
 PRESION EN EL PUNTO 1=..... 14.700000 PSIA  
 TEMPERATURA PROMEDIO ..... 619.310000 R  
 PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... 23.550000  
 LONGITUD DE TUBERIA=..... 524.930000 ft

**R E S U L T A D O S**

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 26.00          | 25.50            | .46            | 1508.78      | 35.93      | 1.19          |
| 28.00          | 27.50            | .53            | 1300.93      | 30.67      | 1.03          |
| 30.00          | 29.50            | .61            | 1133.26      | 26.79      | .90           |
| 32.00          | 31.50            | .70            | 996.03       | 23.92      | .79           |
| 34.00          | 33.50            | .78            | 882.29       | 21.77      | .70           |
| 36.00          | 35.50            | .88            | 786.98       | 20.17      | .62           |
| 38.00          | 37.50            | .98            | 706.32       | 18.95      | .56           |
| 40.00          | 39.50            | 1.09           | 637.46       | 18.03      | .50           |
| 42.00          | 41.50            | 1.20           | 578.19       | 17.33      | .46           |
| 44.00          | 43.50            | 1.31           | 526.82       | 16.79      | .42           |
| 46.00          | 45.50            | 1.44           | 482.01       | 16.37      | .38           |
| 48.00          | 47.50            | 1.56           | 442.68       | 16.05      | .35           |
| 50.00          | 49.50            | 1.70           | 407.97       | 15.80      | .32           |
| 52.00          | 51.50            | 1.84           | 377.19       | 15.60      | .30           |
| 54.00          | 53.50            | 1.98           | 349.77       | 15.44      | .28           |

LA CONTRAPRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 48" ES DE 16.05 PSIA

**CABEZAL 2**



**PLANTA CRIOGENICA II**

| TRAMO No.       | FLUJO (Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA (m) | (ft)     |
|-----------------|---------------|-------------------------|----------|
| ZONA DE TANQUES | 554,605.89    | 160.00                  | 524.93   |
| TUBERIA TOTAL   | 554,605.89    | 1,279.00                | 4,196.20 |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

**DATOS DE DISEÑO**

|   |                     |
|---|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 554635.930000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 591.810000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 18.700000           |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 4196.200000 ft      |

**R E S U L T A D O S**

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Geni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 26.00          | 25.50            | .79            | 965.38       | 56.04      | .70           |
| 28.00          | 27.50            | .91            | 832.39       | 46.75      | .60           |
| 30.00          | 29.50            | 1.05           | 725.11       | 39.76      | .52           |
| 32.00          | 31.50            | 1.19           | 637.30       | 34.41      | .46           |
| 34.00          | 33.50            | 1.35           | 564.53       | 30.30      | .41           |
| 36.00          | 35.50            | 1.51           | 503.55       | 27.10      | .36           |
| 38.00          | 37.50            | 1.68           | 451.94       | 24.60      | .33           |
| 40.00          | 39.50            | 1.86           | 407.87       | 22.64      | .29           |
| 42.00          | 41.50            | 2.05           | 369.95       | 21.10      | .27           |
| 44.00          | 43.50            | 2.25           | 337.08       | 19.88      | .24           |
| 46.00          | 45.50            | 2.46           | 308.41       | 18.91      | .22           |
| 48.00          | 47.50            | 2.68           | 283.24       | 18.14      | .20           |
| 50.00          | 49.50            | 2.91           | 261.04       | 17.53      | .19           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 36"**

EL DIAMETRO OPTIMO ES DE 36" Y EL TRAMO AL CUAL LE CORRESPONDE ESTE DIAMETRO SERA EL TRAMO DE TUBERIA QUE CONECTE LA PLANTA CRIOGENICA II EN LIMITE DE BATERIA CON EL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUE PROVENIENTE DE LA PLANTA ENDULZADORA DE GAS, MIENTRAS QUE LOS RESULTADOS REPORTADOS PARA UN DIAMETRO DE 48" REPRESENTA EL COMPORTAMIENTO QUE TENDRA EL FLUJO DE GAS DESFOGADO EN EL CABEZAL PRINCIPAL, CON LA FINALIDAD DE DEMOSTRAR QUE LA VELOCIDAD EN LA LINEA ES LA SUFICIENTE PARA LLEGAR AL QUEMADOR QF-1.



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

DATOS DE DISEÑO

|   |                     |
|---|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 554605.900000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 591.810000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 18.700000           |
| LONGITUD DE TUBERIA.....                | 524.930000 ft       |

RESULTADOS

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 26.00          | 25.50            | .79            | 965.36       | 24.12      | .70           |
| 28.00          | 27.50            | .91            | 832.39       | 21.51      | .60           |
| 30.00          | 29.50            | 1.05           | 725.11       | 19.67      | .52           |
| 32.00          | 31.50            | 1.19           | 637.30       | 18.36      | .46           |
| 34.00          | 33.50            | 1.35           | 564.53       | 17.43      | .41           |
| 36.00          | 35.50            | 1.51           | 503.55       | 16.76      | .36           |
| 38.00          | 37.50            | 1.68           | 451.94       | 16.27      | .33           |
| 40.00          | 39.50            | 1.86           | 407.87       | 15.91      | .29           |
| 42.00          | 41.50            | 2.05           | 369.95       | 15.64      | .27           |
| 44.00          | 43.50            | 2.25           | 337.08       | 15.44      | .24           |
| 46.00          | 45.50            | 2.46           | 308.41       | 15.29      | .22           |
| 48.00          | 47.50            | 2.68           | 283.24       | 15.17      | .20           |
| 50.00          | 49.50            | 2.91           | 261.04       | 15.08      | .19           |

LA CONTRA PRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 36" ES DE 16.76 PSIA



V.5.2 ANALISIS HIDRAULICO DE UN SISTEMA DE DESFOGUE SECCIÓN CRIOGENICA. PARA LAS PLANTAS ENDULZADORA DE CONDENSADOS I/II Y CRIOGENICA I.

**RESUMEN DE RESULTADOS**

**CABEZAL 3**

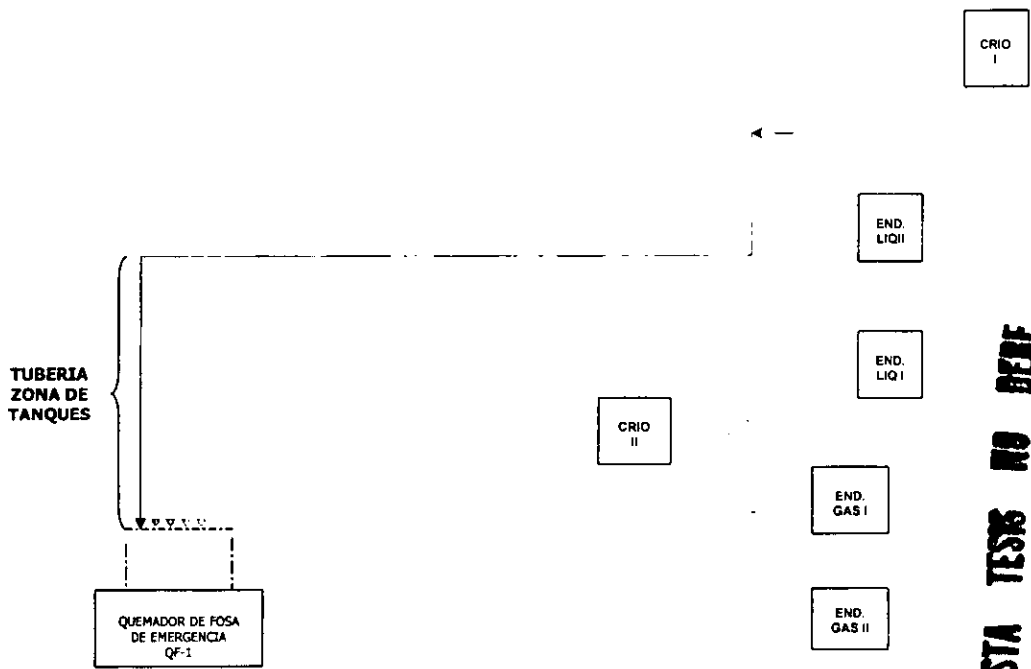
| CRIOGENICA I |               | DATOS DE DISEÑO      |   |                         |                      |   |
|--------------|---------------|----------------------|---|-------------------------|----------------------|---|
|              |               | PRESIÓN INICIAL      | 14 70 PSIA  | CONTRAPRESIÓN           | 169 32 PSIA          |   |
|              |               | TEMPERATURA PROMEDIO | 585 57 °R   | PESO MOLECULAR          | 17 30                |   |
| TRAMO No.    | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (In)        | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>crit</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>cr</sub> ) |
| 1            | 638,120.00    | 42.00                | 1.73  | 455.26                  | 16.02                | 0.32                                    |
| 2            | 638,120.00    | 42.00                | 1.73  | 455.26                  | 25.09                | 0.32                                    |

**CABEZAL 4**

| ENDULZADORA DE CONDENSADOS I |               | DATOS DE DISEÑO      |   |                         |                      |   |
|------------------------------|---------------|----------------------|---|-------------------------|----------------------|---|
|                              |               | PRESIÓN INICIAL      | 14 70 PSIA  | CONTRAPRESIÓN           | 428 59 PSIA          |   |
|                              |               | TEMPERATURA PROMEDIO | 603 05 °R   | PESO MOLECULAR          | 46 82                |   |
| TRAMO No.                    | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (In)        | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>crit</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>cr</sub> ) |
| 1                            | 384,500.00    | 24.00                | 1.52  | 319.68                  | 18.05                | 0.36                                    |
| 2                            | 384,500.00    | 24.00                | 1.52  | 319.68                  | 32.40                | 0.36                                    |

| ENDULZADORA DE CONDENSADOS II |               | DATOS DE DISEÑO      |   |                         |                      |   |
|-------------------------------|---------------|----------------------|---|-------------------------|----------------------|---|
|                               |               | PRESIÓN INICIAL      | 14 70 PSIA  | CONTRAPRESIÓN           | 428 59 PSIA          |   |
|                               |               | TEMPERATURA PROMEDIO | 603 05 °R   | PESO MOLECULAR          | 46 82                |   |
| TRAMO No.                     | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (In)        | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>crit</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>cr</sub> ) |
| 1                             | 384,500.00    | 24.00                | 1.52  | 319.68                  | 18.05                | 0.36                                    |
| 2                             | 384,500.00    | 24.00                | 1.52  | 319.68                  | 33.03                | 0.36                                    |

CABEZAL 3



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

PLANTA CRIOGENICA I

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA |          |
|-----------------|------------------|---------------------|----------|
|                 |                  | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 638,120.00       | 160.00              | 524.93   |
| TUBERIA TOTAL   | 638,120.00       | 1,631.00            | 5,351.05 |





**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

**DATOS DE DISEÑO**

FLUJO DE DISEÑO=..... 635120.00000 Lb/Hr  
 PRESION EN EL PUNTO 1=..... 14.700000 PSIA  
 TEMPERATURA PROMEDIO=..... 585.570000 R  
 PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... 17.300000  
 LONGITUD DE TUBERIA=..... 5351.050000 ft

**R E S U L T A D O S**

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 14.00          | 13.50            | .19            | 4097.31      | 383.60     | 2.86          |
| 16.00          | 15.50            | .25            | 3137.00      | 267.50     | 2.19          |
| 18.00          | 17.50            | .32            | 2478.62      | 195.02     | 1.73          |
| 20.00          | 19.50            | .39            | 2007.68      | 147.27     | 1.40          |
| 22.00          | 21.50            | .47            | 1659.24      | 114.46     | 1.16          |
| 24.00          | 23.50            | .56            | 1394.22      | 91.15      | .97           |
| 26.00          | 25.50            | .66            | 1187.98      | 74.13      | .83           |
| 28.00          | 27.50            | .77            | 1024.33      | 61.42      | .71           |
| 30.00          | 29.50            | .88            | 892.30       | 51.77      | .62           |
| 32.00          | 31.50            | 1.00           | 784.25       | 44.32      | .55           |
| 34.00          | 33.50            | 1.13           | 694.70       | 38.51      | .48           |
| 36.00          | 35.50            | 1.27           | 619.65       | 33.94      | .43           |
| 38.00          | 37.50            | 1.41           | 556.14       | 30.31      | .39           |
| 40.00          | 39.50            | 1.56           | 501.92       | 27.41      | .35           |
| 42.00          | 41.50            | 1.73           | 455.26       | 25.09      | .32           |
| 44.00          | 43.50            | 1.89           | 414.81       | 23.22      | .29           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 42"**



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

-----  
DATOS DE DISEÑO  
-----

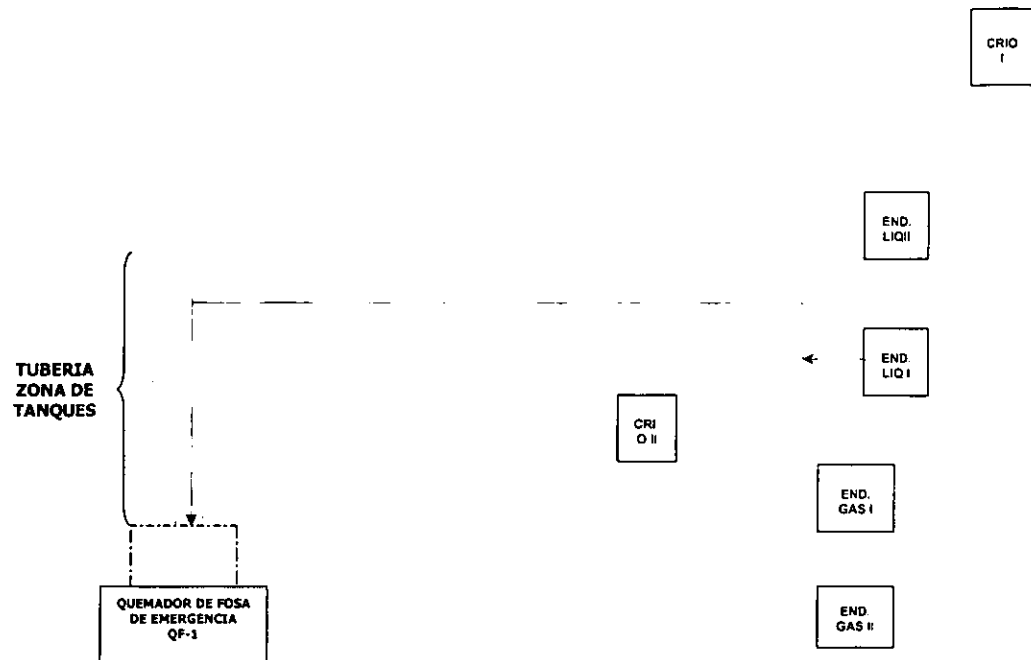
|   |                     |
|---|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 638120.000000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 585.570000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 17.300000           |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 524.930000 ft       |

-----  
R E S U L T A D O S  
-----

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 14.00          | 13.50            | .19            | 4097.31      | 120.96     | 2.86          |
| 16.00          | 15.50            | .25            | 3137.00      | 84.94      | 2.19          |
| 18.00          | 17.50            | .32            | 2478.62      | 62.66      | 1.73          |
| 20.00          | 19.50            | .39            | 2007.68      | 48.19      | 1.40          |
| 22.00          | 21.50            | .47            | 1659.24      | 38.47      | 1.16          |
| 24.00          | 23.50            | .56            | 1394.22      | 31.78      | .97           |
| 26.00          | 25.50            | .66            | 1187.98      | 27.09      | .83           |
| 28.00          | 27.50            | .77            | 1024.33      | 23.77      | .71           |
| 30.00          | 29.50            | .88            | 892.30       | 21.40      | .62           |
| 32.00          | 31.50            | 1.00           | 784.25       | 19.69      | .55           |
| 34.00          | 33.50            | 1.13           | 694.70       | 18.45      | .48           |
| 36.00          | 35.50            | 1.27           | 619.65       | 17.55      | .43           |
| 38.00          | 37.50            | 1.41           | 556.14       | 16.88      | .39           |
| 40.00          | 39.50            | 1.56           | 501.92       | 16.39      | .35           |
| 42.00          | 41.50            | 1.73           | 455.26       | 16.02      | .32           |
| 44.00          | 43.50            | 1.89           | 414.81       | 15.74      | .29           |

LA CONTRAPRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 42" ES DE 16.02 PSIA

**CABEZAL 4**



**PLANTA ENDULZADORA DE CONDENSADOS I**

| TRAMO No.       | FLUJO (Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERÍA |          |
|-----------------|---------------|---------------------|----------|
|                 |               | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 384,500.00    | 160.00              | 524.93   |
| TUBERÍA TOTAL   | 384,500.00    | 1,216.00            | 3,989.50 |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

DATOS DE DISEÑO

FLUJO DE DISEÑO=..... 384500.000000 Lb/Hr  
 PRESION EN EL PUNTO 1=..... 14.700000 PSIA  
 TEMPERATURA PROMEDIO=..... 603.050000 R  
 PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS: ... 46.820000  
 LONGITUD DE TUBERIA=..... 3989.500000 ft

R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 6.00           | 5.50             | .09            | 5114.88      | 1287.64    | 5.79          |
| 8.00           | 7.50             | .17            | 2877.12      | 572.36     | 3.25          |
| 10.00          | 9.50             | .26            | 1841.36      | 308.72     | 2.08          |
| 12.00          | 11.50            | .38            | 1278.72      | 187.68     | 1.45          |
| 14.00          | 13.50            | .52            | 939.47       | 123.90     | 1.06          |
| 16.00          | 15.50            | .67            | 719.28       | 86.97      | .81           |
| 18.00          | 17.50            | .85            | 568.32       | 64.12      | .64           |
| 20.00          | 19.50            | 1.05           | 460.34       | 49.27      | .52           |
| 22.00          | 21.50            | 1.27           | 380.45       | 39.29      | .43           |
| 24.00          | 23.50            | 1.52           | 319.68       | 32.40      | .36           |
| 26.00          | 25.50            | 1.78           | 272.39       | 27.57      | .31           |
| 28.00          | 27.50            | 2.06           | 234.87       | 24.13      | .27           |
| 30.00          | 29.50            | 2.37           | 204.60       | 21.68      | .23           |
| 32.00          | 31.50            | 2.69           | 179.82       | 19.90      | .20           |
| 34.00          | 33.50            | 3.04           | 159.29       | 18.62      | .18           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 24"**



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

**DATOS DE DISEÑO**

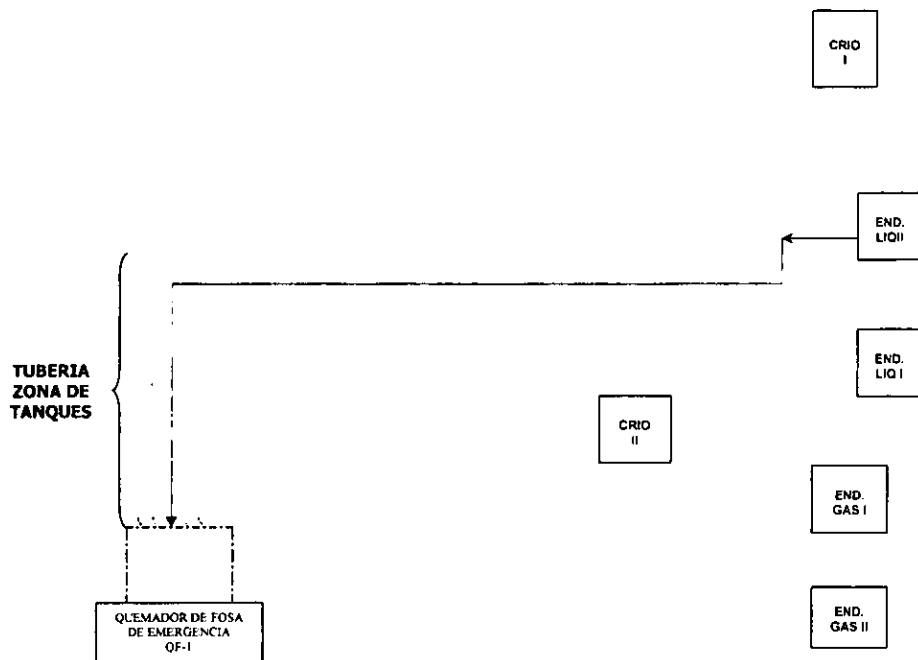
|                                     |                     |
|-------------------------------------|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO                     | 384500.000000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1               | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO                | 603.050000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS | 46.820000           |
| LONGITUD DE TUBERIA                 | 524.930000 ft       |

**R E S U L T A D O S**

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 6.00           | 5.50             | .09            | 5114.88      | 467.27     | 5.79          |
| 8.00           | 7.50             | .17            | 2877.12      | 208.07     | 3.25          |
| 10.00          | 9.50             | .26            | 1841.36      | 112.82     | 2.08          |
| 12.00          | 11.50            | .38            | 1278.72      | 69.44      | 1.45          |
| 14.00          | 13.50            | .52            | 939.47       | 46.98      | 1.06          |
| 16.00          | 15.50            | .67            | 719.28       | 34.39      | .81           |
| 18.00          | 17.50            | .85            | 568.32       | 26.99      | .64           |
| 20.00          | 19.50            | 1.05           | 460.34       | 22.52      | .52           |
| 22.00          | 21.50            | 1.27           | 380.45       | 19.77      | .43           |
| 24.00          | 23.50            | 1.52           | 319.68       | 18.05      | .36           |
| 26.00          | 25.50            | 1.78           | 272.39       | 16.96      | .31           |
| 28.00          | 27.50            | 2.06           | 234.87       | 16.26      | .27           |
| 30.00          | 29.50            | 2.37           | 204.60       | 15.79      | .23           |
| 32.00          | 31.50            | 2.69           | 179.82       | 15.48      | .20           |
| 34.00          | 33.50            | 3.04           | 159.29       | 15.27      | .18           |

LA CONTRAPRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 24" ES DE 18.05 PSIA

**CABEZAL 4**



**PLANTA ENDULZADORA DE CONDENSADOS II**

| TRAMO No.       | FLUJO (Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA (m) | (ft)     |
|-----------------|---------------|-------------------------|----------|
| ZONA DE TANQUES | 384,000.00    | 160.00                  | 524.93   |
| TUBERIA TOTAL   | 384,000.00    | 1,276.00                | 4,186.35 |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

**DATOS DE DISEÑO**

|   |               |       |
|---|---------------|-------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 384500.000000 | Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000     | PSIA  |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 603.050000    | R     |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 46.820000     |       |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 4186.350000   | ft    |

**R E S U L T A D O S**

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 6.00           | 5.50             | .09            | 5114.88      | 1319.02    | 5.79          |
| 8.00           | 7.50             | .17            | 2877.12      | 586.30     | 3.25          |
| 10.00          | 9.50             | .26            | 1841.36      | 316.22     | 2.08          |
| 12.00          | 11.50            | .38            | 1278.72      | 192.23     | 1.45          |
| 14.00          | 13.50            | .52            | 939.47       | 126.88     | 1.06          |
| 16.00          | 15.50            | .67            | 719.28       | 89.03      | .81           |
| 18.00          | 17.50            | .85            | 568.32       | 65.60      | .64           |
| 20.00          | 19.50            | 1.05           | 460.34       | 50.37      | .52           |
| 22.00          | 21.50            | 1.27           | 380.45       | 40.11      | .43           |
| 24.00          | 23.50            | 1.52           | 319.68       | 33.03      | .36           |
| 26.00          | 25.50            | 1.78           | 272.39       | 28.05      | .31           |
| 28.00          | 27.50            | 2.06           | 234.87       | 24.51      | .27           |
| 30.00          | 29.50            | 2.37           | 204.60       | 21.96      | .23           |
| 32.00          | 31.50            | 2.69           | 179.82       | 20.13      | .20           |
| 34.00          | 33.50            | 3.04           | 159.29       | 18.79      | .18           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 24"**



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

**DATOS DE DISEÑO**

|   |                     |
|---|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 384500.000000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 603.050000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 46.620000           |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 524.930000 ft       |

**R E S U L T A D O S**

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/V3 |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 6.00           | 5.50             | .09            | 5114.88      | 467.27     | 5.79          |
| 8.00           | 7.50             | .17            | 2877.12      | 208.07     | 3.25          |
| 10.00          | 9.50             | .26            | 1841.36      | 112.82     | 2.08          |
| 12.00          | 11.50            | .38            | 1278.72      | 69.44      | 1.45          |
| 14.00          | 13.50            | .52            | 939.47       | 46.98      | 1.06          |
| 16.00          | 15.50            | .67            | 719.28       | 34.39      | .81           |
| 18.00          | 17.50            | .85            | 568.32       | 26.99      | .64           |
| 20.00          | 19.50            | 1.05           | 460.34       | 22.52      | .52           |
| 22.00          | 21.50            | 1.27           | 380.45       | 19.77      | .43           |
| 24.00          | 23.50            | 1.52           | 319.68       | 18.05      | .36           |
| 26.00          | 25.50            | 1.78           | 272.39       | 16.96      | .31           |
| 28.00          | 27.50            | 2.06           | 234.87       | 16.26      | .27           |
| 30.00          | 29.50            | 2.37           | 204.60       | 15.79      | .23           |
| 32.00          | 31.50            | 2.69           | 179.82       | 15.48      | .20           |
| 34.00          | 33.50            | 3.04           | 159.29       | 15.27      | .18           |

LA CONTRAPRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 24" ES DE 18.05 PSIA





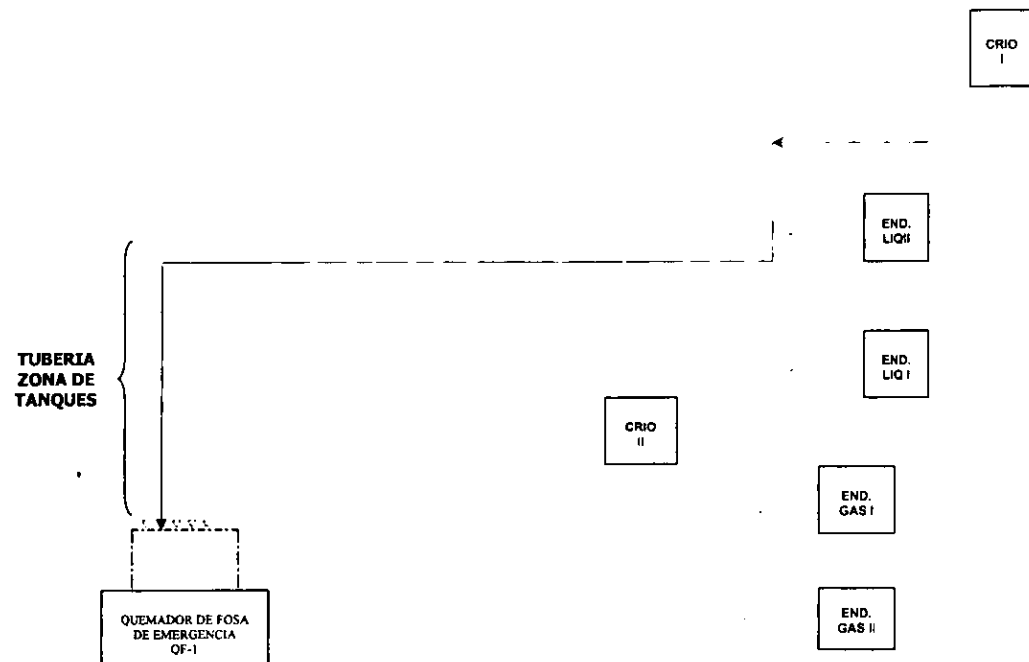
V.5.3 ANALISIS HIDRAULICO DE UN SISTEMA DE DESFOGUE SECO PARA LAS PLANTAS CRIOGENICA I Y II.

**RESUMEN DE RESULTADOS**  
**DESFOGUE SECO**

| CRIOGENICA I |               |               | DATOS DE DISEÑO  |                         |                      |  |
|--------------|---------------|---------------|--|-------------------------|----------------------|--|
|              |               |               | PRESION INICIAL  | 14 70 PSIA              | CONTRAPRESION        | 175 20 PSIA                            |
|              |               |               | TEMPERATURA PROMEDIO                                   | 291 64 °R               | PESO MOLECULAR       | 17 00                                  |
| TRAMO No.    | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in) | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>ent</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>S</sub> ) |
| 1            | 24,181.00     | 8.00          | 2 32   | 241.00                  | 21 05                | 0 24                                   |
| 2            | 24,181.00     | 8.00          | 2 32   | 241.00                  | 50 29                | 0 24                                   |

| CRIOGENICA II |               |               | DATOS DE DISEÑO  |                         |                      |  |
|---------------|---------------|---------------|--|-------------------------|----------------------|--|
|               |               |               | PRESION INICIAL  | 14 70 PSIA              | CONTRAPRESION        | 355 64 PSIA                            |
|               |               |               | TEMPERATURA PROMEDIO                                   | 343 07 °R               | PESO MOLECULAR       | 18 60                                  |
| TRAMO No.     | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in) | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>ent</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>S</sub> ) |
| 1             | 68,951.78     | 12.00         | 1 77   | 328 38                  | 28 15                | 0 31                                   |
| 2             | 68,951.78     | 12.00         | 1 77   | 328 38                  | 43 72                | 0 31                                   |

CABEZAL 6



PLANTA CRIOGENICA I

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA |          |
|-----------------|------------------|---------------------|----------|
|                 |                  | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 24,181.00        | 160.00              | 524.93   |
| TUBERIA TOTAL   | 24,181.00        | 1,631.00            | 5,351.05 |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

-----  
DATOS DE DISEÑO  
-----

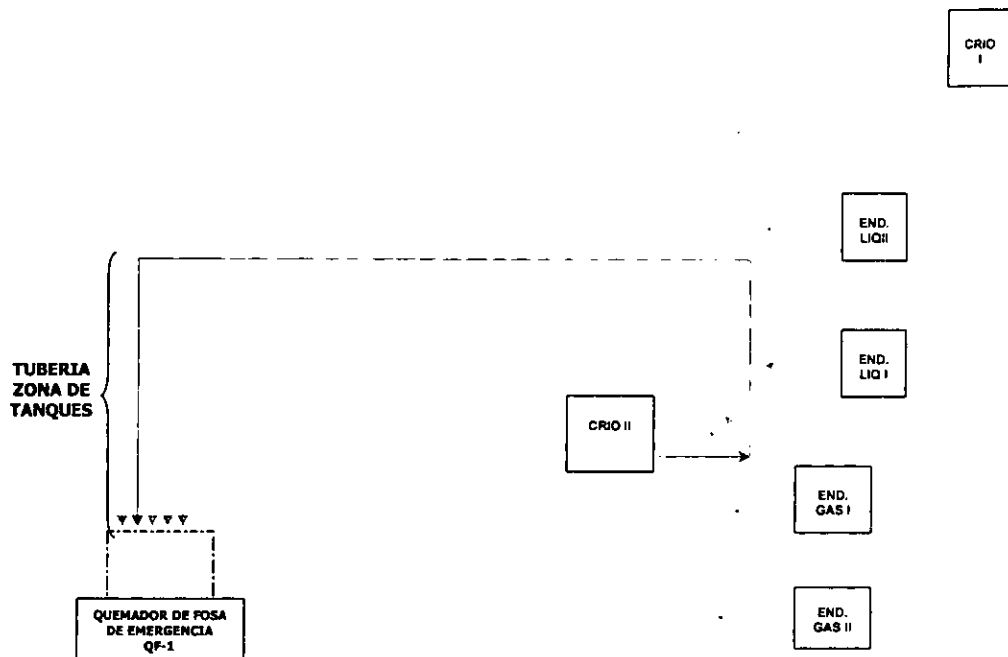
|   |                    |
|---|--------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 24181.000000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA     |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 291.640000 R       |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS.... | 17.000000          |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 5351.050000 ft     |

-----  
R E S U L T A D O S  
-----

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 2.00           | 1.50             | .15            | 3855.95      | 3235.31    | 3.78          |
| 4.00           | 3.50             | .58            | 963.99       | 353.21     | .94           |
| 6.00           | 5.50             | 1.31           | 428.44       | 109.22     | .42           |
| 8.00           | 7.50             | 2.32           | 241.00       | 50.29      | .24           |
| 10.00          | 9.50             | 3.63           | 154.24       | 29.80      | .15           |
| 12.00          | 11.50            | 5.22           | 107.11       | 21.53      | .10           |
| 14.00          | 13.50            | 7.11           | 78.69        | 17.97      | .08           |
| 16.00          | 15.50            | 9.28           | 60.25        | 16.37      | .06           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 8"**

EL DIAMETRO OPTIMO ES DE 8" Y EL TRAMO AL CUAL LE CORRESPONDE ESTE DIAMETRO SERA EL TRAMO DE TUBERIA QUE CONECTE LA PLANTA CRIOGENICA I EN LIMITE DE BATERIA CON EL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUE PROVENIENTE DE LA PLANTA CRIOGENICA II, MIENTRAS QUE LOS RESULTADOS REPORTADOS PARA UN DIAMETRO DE 12" REPRESENTA EL COMPORTAMIENTO QUE TENDRA EL FLUJO DE GAS DESFOGADO EN EL CABEZAL PRINCIPAL, CON LA FINALIDAD DE DEMOSTRAR QUE LA VELOCIDAD EN LA LINEA ES LA SUFICIENTE PARA LLEGAR AL QUEMADOR QF-1.



### PLANTA CRIOGENICA II

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERÍA |          |
|-----------------|------------------|---------------------|----------|
|                 |                  | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 68,951.78        | 160.00              | 524.93   |
| TUBERIA TOTAL   | 68,951.78        | 1,279.00            | 4,196.20 |



DIAMETRO TUBERIA TOTAL.

DATOS DE DISEÑO

|                                      |              |       |
|--------------------------------------|--------------|-------|
| FLUJO DE DISEÑO=                     | 68951.780000 | Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=               | 14.700000    | PSIA  |
| TEMPERATURA PROMEDIO                 | 343.070000   | R     |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS= | 18.600000    |       |
| LONGITUD DE TUBERIA=                 | 4196.200000  | ft    |

RESULTADOS

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G, Scni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|-----------------|--------------|------------|---------------|
| 2.00           | 1.50             | .05             | *****        | 8470.86    | 11.18         |
| 4.00           | 3.50             | .20             | 2955.39      | 924.11     | 2.79          |
| 6.00           | 5.50             | .44             | 1313.51      | 283.75     | 1.24          |
| 8.00           | 7.50             | .78             | 738.85       | 126.78     | .70           |
| 10.00          | 9.50             | 1.23            | 472.86       | 69.44      | .45           |
| 12.00          | 11.50            | 1.77            | 328.38       | 43.72      | .31           |
| 14.00          | 13.50            | 2.40            | 241.26       | 30.81      | .23           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 12"**

V.5.4 ANALISIS HIDRAULICO DE UN SISTEMA DE DESFOGUE ACIDO PARA LAS PLANTAS  
ENDULZADORAS DE GAS I Y II, ENDULZADORA DE LIQUIDO I Y II.

RESUMEN DE RESULTADOS

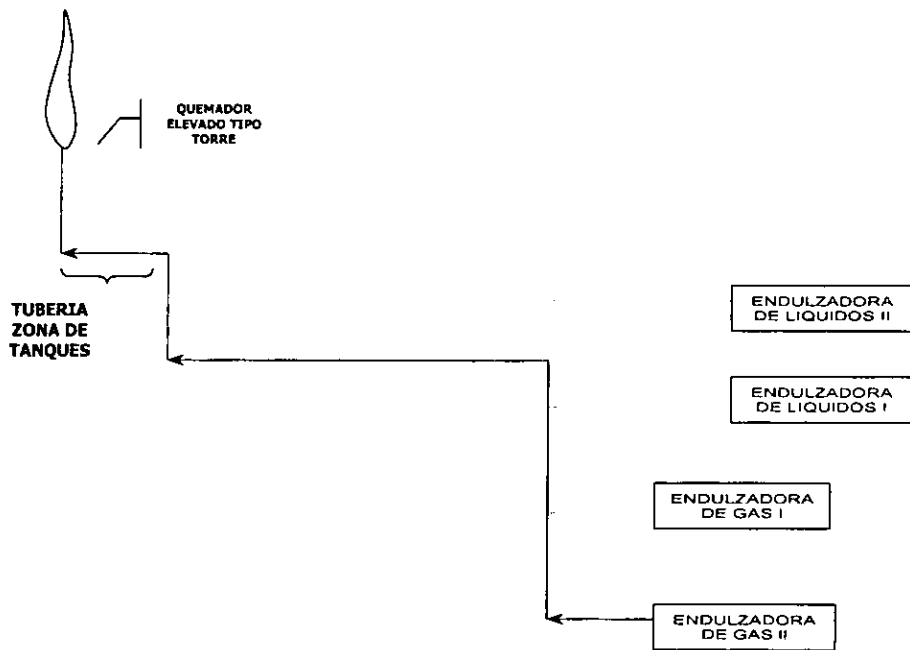
| ENDULZADORA DE GAS II |               |                      |   | DATOS DE DISEÑO         |                      |  |
|-----------------------|---------------|----------------------|---|-------------------------|----------------------|--|
|                       |               | PRESIÓN INICIAL      | 14 70 PSIA  | CONTRAPRESION           | 22 50 PSIA           |  |
|                       |               | TEMPERATURA PROMEDIO | 726.64 °R   | PESO MOLECULAR          | 26 55                |  |
| TRAMO No              | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in)        | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>cm</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>g</sub> ) |
| 1                     | 334,777.20    | 36.00                | 2.69  | 262.86                  | 15.11                | 0.20                                   |
| 2                     | 334,777.20    | 36.00                | 2.69  | 262.86                  | 18.74                | 0.20                                   |

| ENDULZADORA DE GAS |               |                      |   | DATOS DE DISEÑO         |                      |  |
|--------------------|---------------|----------------------|---|-------------------------|----------------------|--|
|                    |               | PRESIÓN INICIAL      | 14 70 PSIA  | CONTRAPRESION           | 22 50 PSIA           |  |
|                    |               | TEMPERATURA PROMEDIO | 726 64 °R   | PESO MOLECULAR          | 26 55                |  |
| TRAMO No           | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in)        | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>cm</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>g</sub> ) |
| 1                  | 334,777.20    | 36.00                | 2.69  | 262.86                  | 15.11                | 0.20                                   |
| 2                  | 334,777.20    | 36.00                | 2.69  | 262.86                  | 18.52                | 0.20                                   |

| ENDULZADORA DE LIQUIDOS I |               |                      |   | DATOS DE DISEÑO         |                      |  |
|---------------------------|---------------|----------------------|---|-------------------------|----------------------|--|
|                           |               | PRESIÓN INICIAL      | 14 70 PSIA  | CONTRAPRESION           | 64 48 PSIA           |  |
|                           |               | TEMPERATURA PROMEDIO | 760 20 °R   | PESO MOLECULAR          | 21 68                |  |
| TRAMO No                  | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in)        | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>cm</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>g</sub> ) |
| 1                         | 32,255.83     | 36.00                | 26.15   | 28.80                   | 14.70                | 0.02                                   |
| 2                         | 32,255.83     | 36.00                | 26.15   | 28.80                   | 14.74                | 0.02                                   |

| ENDULZADORA DE LIQUIDOS II |               |                      |   | DATOS DE DISEÑO         |                      |  |
|----------------------------|---------------|----------------------|---|-------------------------|----------------------|--|
|                            |               | PRESIÓN INICIAL      | 14 70 PSIA  | CONTRAPRESION           | 64 48 PSIA           |  |
|                            |               | TEMPERATURA PROMEDIO | 726 64 °R   | PESO MOLECULAR          | 26 55                |  |
| TRAMO No                   | FLUJO (Lb/Hr) | DIAMETRO (in)        | (P <sub>1</sub> /P <sub>0</sub> / G/G <sub>cm</sub> ) | V <sub>L</sub> (ft/sec) | P <sub>0</sub> (psi) | MACH (V <sub>L</sub> /V <sub>g</sub> ) |
| 1                          | 32,255.83     | 36.00                | 26.15   | 28.80                   | 14.70                | 0.02                                   |
| 2                          | 32,255.83     | 36.00                | 26.15   | 28.80                   | 14.75                | 0.02                                   |

MEMORIA DE CALCULO



**PLANTA ENDULZADORA DE GAS II**

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD<br>(mts) | LONGITUD<br>(ft) |
|-----------------|------------------|-------------------|------------------|
| ZONA DE TANQUES | 334,777.20       | 95.00             | 311.68           |
| TUBERIA TOTAL   | 334,777.20       | 1,059.00          | 3,474.42         |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

-----  
DATOS DE DISEÑO  
-----

|   |               |       |
|---|---------------|-------|
| FLUJO DE DISEÑO.....                    | 334777.200000 | Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000     | PSIA  |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 726.640000    | R     |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS ... | 26.550000     |       |
| LONGITUD DE TUBERIA.....                | 3474.420000   | ft    |

-----  
R E S U L T A D O S  
-----

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 10.00          | 9.50             | .21            | 3406.67      | 365.53     | 2.64          |
| 12.00          | 11.50            | .30            | 2365.74      | 222.10     | 1.84          |
| 14.00          | 13.50            | .41            | 1738.10      | 146.45     | 1.35          |
| 16.00          | 15.50            | .53            | 1330.73      | 102.59     | 1.03          |
| 18.00          | 17.50            | .67            | 1051.44      | 75.37      | .82           |
| 20.00          | 19.50            | .83            | 851.67       | 57.61      | .66           |
| 22.00          | 21.50            | 1.00           | 703.86       | 45.59      | .55           |
| 24.00          | 23.50            | 1.19           | 591.44       | 37.22      | .46           |
| 26.00          | 25.50            | 1.40           | 503.95       | 31.29      | .39           |
| 28.00          | 27.50            | 1.63           | 434.52       | 27.02      | .34           |
| 30.00          | 29.50            | 1.87           | 378.52       | 23.92      | .29           |
| 32.00          | 31.50            | 2.12           | 332.68       | 21.65      | .26           |
| 34.00          | 33.50            | 2.40           | 294.69       | 19.98      | .23           |
| 36.00          | 35.50            | 2.69           | 262.86       | 18.74      | .20           |
| 38.00          | 37.50            | 2.99           | 235.92       | 17.82      | .18           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 36"**



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

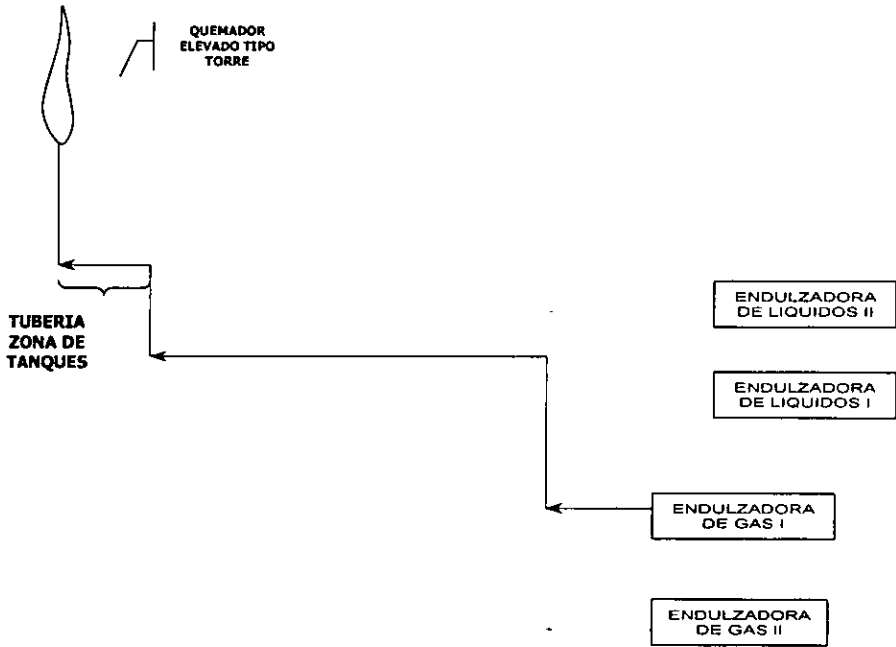
DATOS DE DISEÑO

|   |                     |
|---|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 334777.200000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO.....               | 726.640000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 26.550000           |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 311.680000 ft       |

R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 10.00          | 9.50             | .21            | 3406.67      | 110.38     | 2.64          |
| 12.00          | 11.50            | .30            | 2365.74      | 67.98      | 1.84          |
| 14.00          | 13.50            | .41            | 1738.10      | 46.05      | 1.35          |
| 16.00          | 15.50            | .53            | 1330.73      | 33.78      | 1.03          |
| 18.00          | 17.50            | .67            | 1051.44      | 26.58      | .82           |
| 20.00          | 19.50            | .83            | 851.67       | 22.24      | .66           |
| 22.00          | 21.50            | 1.00           | 703.86       | 19.57      | .55           |
| 24.00          | 23.50            | 1.19           | 591.44       | 17.92      | .46           |
| 26.00          | 25.50            | 1.40           | 503.95       | 16.87      | .39           |
| 28.00          | 27.50            | 1.63           | 434.52       | 16.19      | .34           |
| 30.00          | 29.50            | 1.87           | 378.52       | 15.75      | .29           |
| 32.00          | 31.50            | 2.12           | 332.68       | 15.45      | .26           |
| 34.00          | 33.50            | 2.40           | 294.69       | 15.25      | .23           |
| 36.00          | 35.50            | 2.69           | 262.86       | 15.11      | .20           |
| 38.00          | 37.50            | 2.99           | 235.92       | 15.01      | .18           |

LA CONTRA PRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 36" ES DE 15.11 PSIA



**PLANTA ENDULZADORA DE GAS I**

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA |          |
|-----------------|------------------|---------------------|----------|
|                 |                  | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 334.777.20       | 95.00               | 311.18   |
| TUBERIA TOTAL   | 334.777.20       | 993.00              | 3,257.88 |



**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

**DATOS DE DISEÑO**

|   |                     |
|---|---------------------|
| FLUJO DE DISEÑO <sup>2</sup> .....      | 334777.200000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1.....              | 14.700000 PSIA      |
| TEMPERATURA PROMEDIO <sup>2</sup> ..... | 726.640000 R        |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS ... | 26.550000           |
| LONGITUD DE TUBERIA <sup>2</sup> .....  | 3257.880000 ft      |

**R E S U L T A D O S**

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 10.00          | 9.50             | .21            | 3406.67      | 353.98     | 2.64          |
| 12.00          | 11.50            | .30            | 2365.74      | 215.10     | 1.84          |
| 14.00          | 13.50            | .41            | 1738.10      | 141.86     | 1.35          |
| 16.00          | 15.50            | .53            | 1330.73      | 99.41      | 1.03          |
| 18.00          | 17.50            | .67            | 1051.44      | 73.08      | .82           |
| 20.00          | 19.50            | .83            | 851.67       | 55.91      | .66           |
| 22.00          | 21.50            | 1.00           | 703.86       | 44.30      | .55           |
| 24.00          | 23.50            | 1.19           | 591.44       | 36.23      | .46           |
| 26.00          | 25.50            | 1.40           | 503.95       | 30.52      | .39           |
| 28.00          | 27.50            | 1.63           | 434.52       | 26.42      | .34           |
| 30.00          | 29.50            | 1.87           | 378.52       | 23.45      | .29           |
| 32.00          | 31.50            | 2.12           | 332.68       | 21.28      | .26           |
| 34.00          | 33.50            | 2.40           | 294.69       | 19.69      | .23           |
| 36.00          | 35.50            | 2.69           | 262.86       | 18.52      | .20           |
| 38.00          | 37.50            | 2.99           | 235.92       | 17.64      | .18           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 36"**



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

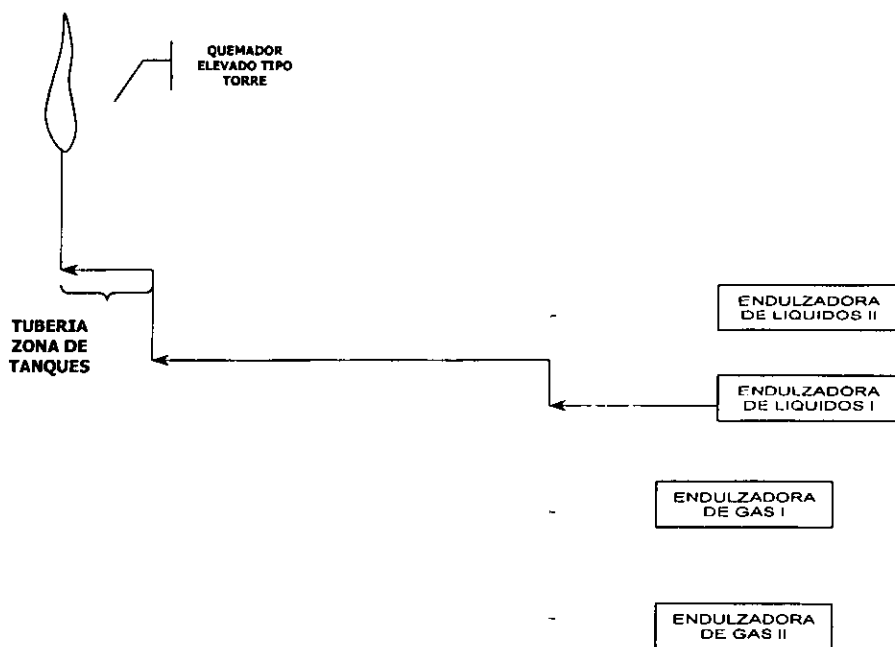
DATOS DE DISEÑO

FLUJO DE DISEÑO=..... 334777.200000 Lb/Hr  
 PRESION EN EL PUNTO 1=..... 14.700000 PSIA  
 TEMPERATURA PROMEDIO=..... 726.640000 R  
 PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... 26.550000  
 LONGITUD DE TUBERIA..... 311.680000 ft

R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 10.00          | 9.50             | .21            | 3406.67      | 110.38     | 2.64          |
| 12.00          | 11.50            | .30            | 2365.74      | 67.98      | 1.84          |
| 14.00          | 13.50            | .41            | 1738.10      | 46.05      | 1.35          |
| 16.00          | 15.50            | .53            | 1330.73      | 33.78      | 1.03          |
| 18.00          | 17.50            | .67            | 1051.44      | 26.58      | .82           |
| 20.00          | 19.50            | .83            | 851.67       | 22.24      | .66           |
| 22.00          | 21.50            | 1.00           | 703.86       | 19.57      | .55           |
| 24.00          | 23.50            | 1.19           | 591.44       | 17.92      | .46           |
| 26.00          | 25.50            | 1.40           | 503.95       | 16.87      | .39           |
| 28.00          | 27.50            | 1.63           | 434.52       | 16.19      | .34           |
| 30.00          | 29.50            | 1.87           | 378.52       | 15.75      | .29           |
| 32.00          | 31.50            | 2.12           | 332.68       | 15.45      | .26           |
| 34.00          | 33.50            | 2.40           | 294.69       | 15.25      | .23           |
| 36.00          | 35.50            | 2.69           | 262.86       | 15.11      | .20           |
| 38.00          | 37.50            | 2.99           | 235.92       | 15.01      | .18           |

LA CONTRAPRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 36" ES DE 15.11 PSIA



PLANTA ENDULZADORA DE LIQUIDOS I

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA |          |
|-----------------|------------------|---------------------|----------|
|                 |                  | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 32,255.83        | 95.00               | 311.68   |
| TUBERIA TOTAL   | 32,255.83        | 965.00              | 3,166.01 |

**DIAMETRO TUBERIA TOTAL.**

-----  
DATOS DE DISEÑO  
-----

FLUJO DE DISEÑO..... 32255.830000 Lb/Hr  
 PRESION EN EL PUNTO 1..... 14.700000 PSIA  
 TEMPERATURA PROMEDIO..... 747.000000 R  
 PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS.... 24.000000  
 LONGITUD DE TUBERIA..... 3166.010000 ft

-----  
R E S U L T A D O S  
-----

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 10.00          | 9.50             | 2.02           | 373.28       | 38.72      | .27           |
| 12.00          | 11.50            | 2.91           | 259.22       | 26.24      | .19           |
| 14.00          | 13.50            | 3.95           | 190.45       | 20.50      | .14           |
| 16.00          | 15.50            | 5.17           | 145.81       | 17.76      | .11           |
| 18.00          | 17.50            | 6.54           | 115.21       | 16.39      | .08           |
| 20.00          | 19.50            | 8.07           | 93.32        | 15.68      | .07           |
| 24.00          | 23.50            | 11.62          | 64.81        | 15.08      | .05           |
| 26.00          | 25.50            | 13.64          | 55.22        | 14.95      | .04           |
| 28.00          | 27.50            | 15.82          | 47.61        | 14.87      | .03           |
| 30.00          | 29.50            | 18.16          | 41.48        | 14.82      | .03           |
| 32.00          | 31.50            | 20.66          | 36.45        | 14.78      | .03           |
| 34.00          | 33.50            | 23.32          | 32.29        | 14.76      | .02           |
| 36.00          | 35.50            | 26.15          | 28.80        | 14.74      | .02           |
| 38.00          | 37.50            | 29.14          | 25.85        | 14.73      | .02           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 10"**

EL DIAMETRO OPTIMO ES DE 10" Y EL TRAMO AL CUAL LE CORRESPONDE ESTE DIAMETRO SERA EL TRAMO DE TUBERIA QUE CONECTE LA PLANTA ENDULZADORA DE CONDENSADOS I EN LIMITE DE BATERIA CON EL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUE PROVENIENTE DE LA PLANTA ENDULZADORA DE GAS, MIENTRAS QUE LOS RESULTADOS REPORTADOS PARA UN DIAMETRO DE 36" REPRESENTA EL COMPORTAMIENTO QUE TENDRA EL FLUJO DE GAS DESFOGADO EN EL CABEZAL PRINCIPAL, CON LA FINALIDAD DE DEMOSTRAR QUE LA VELOCIDAD EN LA LINEA ES LA SUFICIENTE PARA LLEGAR AL QUEMADOR QE-01.



**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

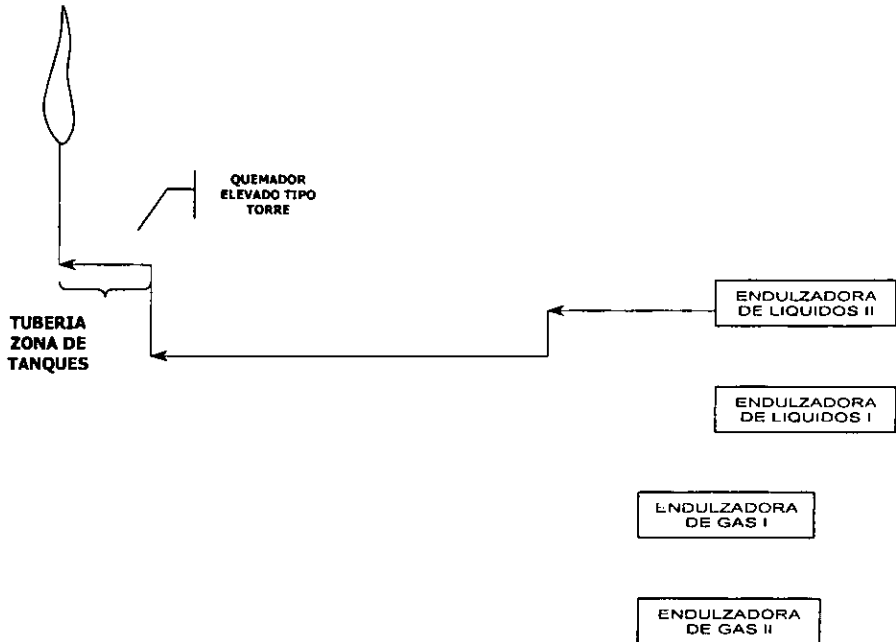
**DATOS DE DISEÑO**

|  |              |       |
|--|--------------|-------|
| FLUJO DE DISEÑO.....                     | 32255.830000 | Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1.....               | 14.700000    | PSIA  |
| TEMPERATURA PROMEDIO.....                | 747.000000   | R     |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS..... | 24.000000    |       |
| LONGITUD DE TUBERIA.....                 | 311.680000   | ft    |

**R E S U L T A D O S**

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Geni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 10.00          | 9.50             | 2.02           | 373.28       | 18.50      | .27           |
| 12.00          | 11.50            | 2.91           | 259.22       | 16.21      | .19           |
| 14.00          | 13.50            | 3.95           | 190.45       | 15.37      | .14           |
| 16.00          | 15.50            | 5.17           | 145.81       | 15.03      | .11           |
| 18.00          | 17.50            | 6.54           | 115.21       | 14.87      | .08           |
| 20.00          | 19.50            | 8.07           | 93.32        | 14.80      | .07           |
| 22.00          | 21.50            | 9.77           | 77.12        | 14.76      | .06           |
| 26.00          | 25.50            | 13.64          | 55.22        | 14.72      | .04           |
| 28.00          | 27.50            | 15.82          | 47.61        | 14.72      | .03           |
| 30.00          | 29.50            | 18.16          | 41.48        | 14.71      | .03           |
| 32.00          | 31.50            | 20.66          | 36.45        | 14.71      | .03           |
| 34.00          | 33.50            | 23.32          | 32.29        | 14.71      | .02           |
| 36.00          | 35.50            | 26.15          | 28.80        | 14.70      | .02           |
| 38.00          | 37.50            | 29.14          | 25.85        | 14.70      | .02           |

LA CONTRA PRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 30" ES DE 14.7 PSIA



PLANTA ENDULZADORA DE LIQUIDOS II

| TRAMO<br>No.    | FLUJO<br>(Lb/Hr) | LONGITUD DE TUBERIA |          |
|-----------------|------------------|---------------------|----------|
|                 |                  | (m)                 | (ft)     |
| ZONA DE TANQUES | 32,255.83        | 95.00               | 311.68   |
| TUBERIA TOTAL   | 32,255.83        | 1025.00             | 3,362.86 |





**DIAMETRO TUBERIA TOTAL**

-----  
DATOS DE DISEÑO

|   |                    |
|---|--------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 32255.830000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA     |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 747.000000 R       |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 24.000000          |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 3362.860000 ft     |

-----  
R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 10.00          | 9.50             | 2.02           | 373.28       | 39.74      | .27           |
| 12.00          | 11.50            | 2.91           | 259.22       | 26.79      | .19           |
| 14.00          | 13.50            | 3.95           | 190.45       | 20.81      | .14           |
| 16.00          | 15.50            | 5.17           | 145.81       | 17.93      | .11           |
| 18.00          | 17.50            | 6.54           | 115.21       | 16.49      | .08           |
| 20.00          | 19.50            | 8.07           | 93.32        | 15.74      | .07           |
| 22.00          | 21.50            | 9.77           | 77.12        | 15.33      | .06           |
| 26.00          | 25.50            | 13.64          | 55.22        | 14.96      | .04           |
| 28.00          | 27.50            | 15.82          | 47.61        | 14.88      | .03           |
| 30.00          | 29.50            | 18.16          | 41.48        | 14.82      | .03           |
| 32.00          | 31.50            | 20.66          | 36.45        | 14.79      | .03           |
| 34.00          | 33.50            | 23.32          | 32.29        | 14.76      | .02           |
| 36.00          | 35.50            | 26.15          | 28.80        | 14.75      | .02           |
| 38.00          | 37.50            | 29.14          | 25.85        | 14.74      | .02           |

**DIAMETRO SELECCIONADO 10"**

EL DIAMETRO OPTIMO ES DE 10" Y EL TRAMO AL CUAL LE CORRESPONDE ESTE DIAMETRO SERA EL TRAMO DE TUBERIA QUE CONECTE LA PLANTA ENDULZADORA DE CONDENSADOS II EN LIMITE DE BATERIA CON EL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUE PROVENIENTE DE LA PLANTA ENDULZADORA DE GAS, MIENTRAS QUE LOS RESULTADOS REPORTADOS PARA UN DIAMETRO DE 36" REPRESENTA EL COMPORTAMIENTO QUE TENDRA EL FLUJO DE GAS DESFOGADO EN EL CABEZAL PRINCIPAL, CON LA FINALIDAD DE DEMOSTRAR QUE LA VELOCIDAD EN LA LINEA ES LA SUFICIENTE PARA LLEGAR AL QUEMADOR QE-01.



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
LINEAS DE DESFOGUE

**ΔP EN EL TRAMO DE TUBERIA DE LA ZONA DE TANQUES**

DATOS DE DISEÑO

|   |                    |
|---|--------------------|
| FLUJO DE DISEÑO=.....                   | 32255.830000 Lb/Hr |
| PRESION EN EL PUNTO 1=.....             | 14.700000 PSIA     |
| TEMPERATURA PROMEDIO=.....              | 747.000000 R       |
| PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA DEL GAS=... | 24.000000          |
| LONGITUD DE TUBERIA=.....               | 311.680000 ft      |

R E S U L T A D O S

| DIAMETRO<br>in | DIAM. INT.<br>in | (P1/PO/G/Gcni) | VL<br>ft/sec | PO<br>psia | MACH<br>VL/VS |
|----------------|------------------|----------------|--------------|------------|---------------|
| 10.00          | 9.50             | 2.02           | 373.28       | 18.50      | .27           |
| 12.00          | 11.50            | 2.91           | 259.22       | 16.21      | .19           |
| 14.00          | 13.50            | 3.95           | 190.45       | 15.37      | .14           |
| 16.00          | 15.50            | 5.17           | 145.81       | 15.03      | .11           |
| 18.00          | 17.50            | 6.54           | 115.21       | 14.87      | .08           |
| 20.00          | 19.50            | 8.07           | 93.32        | 14.80      | .07           |
| 22.00          | 21.50            | 9.77           | 77.12        | 14.76      | .06           |
| 26.00          | 25.50            | 13.64          | 55.22        | 14.72      | .04           |
| 28.00          | 27.50            | 15.82          | 47.61        | 14.72      | .03           |
| 30.00          | 29.50            | 18.16          | 41.48        | 14.71      | .03           |
| 32.00          | 31.50            | 20.66          | 36.45        | 14.71      | .03           |
| 34.00          | 33.50            | 23.32          | 32.29        | 14.71      | .02           |
| 36.00          | 35.50            | 26.15          | 28.80        | 14.70      | .02           |
| 38.00          | 37.50            | 29.14          | 25.85        | 14.70      | .02           |

LA CONTRAPRESION PARA LA TUBERIA EN LA ZONA DE TANQUES CON UN DIAMETRO DE 30" ES DE 14.70 PSIA



### TUBERIAS DE DESFOGUES.

El sistema actual de cabezales de desfogue lo constituyen:

#### Cabezal de Desfogue Acido.

Actualmente el desfogue ácido lo constituye un cabezal de 36"  $\phi$ . De los resultados obtenidos en el inciso V.5.4 el diámetro de este cabezal es adecuado para operar con el flujo de desfogue ácido de las Plantas Endulzadoras de Gas I y II.

Con una contrapresión disponible de 22.5 psia contra una calda de presión de 18.74 psia desarrollando un número de Mach de 0.20.

#### Cabezal de Desfogue Amargo.

Actualmente el cabezal de desfogue amargo es de 42" de diámetro. De los cálculos realizados concluimos que para un flujo de 1,043,121 lb/hr se tiene un Mach de 0.46 y una velocidad en línea de 578.19 ft/seg, esta condición está considerada como excesiva para líneas de desfogue. Para este cabezal las condiciones óptimas se reflejan para un diámetro de 48"  $\phi$  con un número de Mach de 0.35 y una velocidad de 442.68 ft/seg, por lo que se recomienda sustituirlo.

#### Cabezal de Desfogue Húmedo.

Actualmente el cabezal de desfogue húmedo es de 24" de diámetro, de los resultados obtenidos en el inciso V.5.4 el diámetro de este cabezal es adecuado para operar con el flujo de gas desfogado de las Plantas Endulzadoras de Condensados I y II, las condiciones de diseño para este cabezal son:

Contrapresión de 428.59 psia contra una calda de presión de 33.03 psi desarrollando un número de Mach de 0.36.

#### Nueva Planta Criogénica II.

El sistema propuesto de los cabezales de desfogue para la integración de la Nueva Planta Criogénica II es de acuerdo a lo siguiente:

#### Cabezal de Desfogue Húmedo.

Para la integración de la nueva Planta Criogénica II, debido a la proximidad de la planta con las Plantas Endulzadoras de Gas se tiene la facilidad para integrar el desfogue húmedo a los cabezales de gas amargo de las Endulzadoras de Gas. El flujo total de desfogue húmedo de la Planta Criogénica II es dividido en dos cabezales para integrar cada uno a los cabezales de gas amargo.



### Cabezal de Desfogue Seco.

El cabezal de desfogue seco de la nueva planta, se integrará al cabezal de desfogue seco proveniente de la Planta Criogénica I. Este cabezal será modificado debido a que la cantidad de gas relevado por la Planta Criogénica II es mayor al de la Planta Criogénica I.

El nuevo cabezal de desfogue seco será de 12" de diámetro, desarrollando un número de Mach de 0.31 con una contrapresión de 333.94 psia contra una calda de presión de 43.72 psi para un flujo de 384 500 Lb/Hr.

El plano K-001 representa un análisis de las tuberías a través de las caldas de presión, con la finalidad de demostrar que la presión en limite de batería es la suficiente para llegar al sistema de quemadores.





## VI RECIPIENTES

Todo sistema de relevo de presión debe incluir Separadores que se emplean en la siguiente forma.

- a.- Un recipiente separador evita que las partículas grandes de líquido arrastradas en la corriente de gas entren al quemador y sean arrojadas por éste como gotas encendidas que puedan causar incendios en los alrededores. La entrada de partículas de líquido ocasiona pérdida de eficiencia en la operación del quemador.
- b.- La recuperación de gran parte de líquidos ya sea a partir de gotas o como descarga de condensado de cabezal llega a tener un alto valor económico, de ahí la importancia de su recuperación.

### VI.1 TANQUES ACUMULADORES.

Es recomendable instalar un tanque recolector de líquidos inmediatamente antes del tanque de sello con agua, a fin de recuperar los líquidos que han condensado en las diversas líneas de desfogue.(Figura 6)

Estos recipientes pueden instalarse en posición horizontal o vertical, sin embargo en muchas ocasiones la posición del recipiente es horizontal ya que se recomiendan relaciones de L/D grandes y como éstos tanques tienen tiempos de residencia amplios, resultan tanques bastante largos.

#### VI.1.1 FACTORES DE DISEÑO.

- 1.- Dependiendo de las necesidades de operación del sistema de desfogue y la composición del vapor, puede seleccionarse un tiempo de permanencia de los líquidos.
- 2.- El espacio libre arriba de la superficie de líquido es de 2/3 partes del diámetro del tanque o cuando menos 3 pies (considerando lo que resulte menor).
- 3.- La capacidad de la bomba para manejo del líquido condensado debe ser tal que vacíe el tanque en 20 ó 30 minutos.
- 4.- Por lo general el diámetro del tanque es de 1/2 a 1/3 de su longitud.
- 5.- Es recomendable que cuando se tienen tuberías de diámetros muy grandes la corriente de gas no pase directamente al tanque, sino que los líquidos sean recolectados dando una pendiente a las líneas de desfogue de 1:1000 hacia el recipiente.
- 6.- Los líquidos recuperados deberán ser enviados mediante bombeo a reproceso o bien a tanques de crudo, lo que dependerá de que sean limpios y de algún valor económico o líquidos contaminados.

Cuando los líquidos recuperados sean escasos, se pueden incinerar en la misma fosa de quemado.

Cuando se trate de condensados ácidos, deben ser neutralizados antes de enviarlos al drenaje.

## VI.2 TANQUES DE SELLO.

Un tanque de sello es un recipiente al que se le ha puesto agua u otro líquido no inflamable a fin de extinguir una flama que ha retrocedido desde el quemador (flash back). (Figuras. 7 y 8)

En el empleo de tanques de agua, se deben tener en cuenta para diseño los siguientes detalles:

- a.- Al diseñarse adecuadamente ofrecen seguridad al sistema.
- b.- El empleo de dos tanques o más dará como resultado una gran versatilidad al sistema, pudiendo utilizar un quemador sin humo en desfogues normales y un quemador con humo en operaciones de emergencia.
- c.- Puede mantenerse una operación de flujo máximo en fosas de emergencia como resultado de operaciones de mantenimiento del quemador sin humo.
- d.- Tanto los tanques separadores como los de sello no deben estar aislados más que para protección personal.
- e.- La localización de los recipientes deberá darse de acuerdo al estudio de radiación resultante a carga máxima del quemador, para un valor de 3,000 BTU/hr-ft<sup>2</sup>.
- f.- Debe darse un flujo constante de agua al tanque, de tal manera que al circular dentro de él pueda arrastrar el aceite y además materiales atrapados. Un valor recomendable es de 0.5 GPM.
- g.- Es recomendable usar placas perforadas o algún elemento similar con el objeto de minimizar las pulsaciones del gas al formar olas y con ello minimizar también las variaciones de presión en el tanque de sello.
- h.- Debe instalarse una columna de agua en el exterior del tanque con el objeto de mantener automáticamente el nivel del sello de agua. Un equivalente a esto es una válvula de control de nivel en el dren del tanque.
- i.- La mayoría de los tanques de sello trabajan a presiones muy bajas: sin embargo deben ser diseñados a presiones de 150 psig como mínimo, con el objeto de que resistan el efecto explosivo de una flama que ha retrocedido desde el quemador.
- j.- En el caso de tanques horizontales puede darse la entrada del flujo de vapor por el centro y la salida por ambos extremos, de tal manera que el diámetro se vea reducido a 0.7 veces el calculado.

- k.- El fuerte burbujeo del gas a través de la tubería sumergida puede verse disminuida haciendo numerosos cortes en "V" alrededor de la boca del tubo
- l.- Para el diseño de las boquillas, soportes, o internos debe tomarse en cuenta el choque por cargas resultantes de efectos térmicos o expansión de gas.
- m.- Deben darse facilidades para su acceso y mantenimiento, tales como boquillas de inspección registros hombre (maholes o handholes), que dan fácil acceso al personal para las tareas de limpieza.
- n.- Deben utilizarse válvulas tipo ON-OFF, para evitar la ruptura del sello en los sistemas de alta presión.
- o.- A los tanques de sello deben enviarse exclusivamente las corrientes de gas con temperatura por arriba de la de congelación del agua a fin de evitar el taponamiento del mismo.
- p.- La distancia "D", desde el nivel del líquido hasta donde inicia el corte (nivel del líquido de sello), puede ser de 3 a 4 plg. (Figuras 7 y 8).
- q.- La distancia entre el final del corte y el fondo del tanque podría ser por lo menos  $d/4$ , considerando "d" como el diámetro del cabezal de desfogue sumergido. (Figuras 7 y 8).

#### VI.2.1 SELLOS DE AGUA ADICIONALES.

Una vez determinado el número de boquillas de quemado que deben posicionarse en una fosa, y con el fin de proporcionar una máxima seguridad al sistema de desfogue, es conveniente localizar un sello de agua lo más cercano posible al quemador de emergencia. Esto puede conseguirse en dos formas:

- 1.- Haciendo en la línea de desfogue, detrás de cada una de las boquillas de quemado, una curva en forma de "U" y proporcionando un nivel constante de agua. Este tipo de sello tiene una gran efectividad durante el retroceso de flama, sin embargo, durante una gran acometida del gas puede perder el agua contenida y por tanto su función de sello.
- 2.- Localizando un pequeño tambor con agua de sello inmediatamente detrás de la fosa de quemado, colocándolo para cada boquilla o grupo de boquillas.

Este tipo de sello permite escalar el flujo de quemado a diferentes presiones utilizando las boquillas según la naturaleza misma del sistema, por etapas de quemado.

Es indispensable proteger este equipo de la radiación de la fosa misma, ya sea mediante trinchera o algún muro de tabique refractario.



### VI.2.2 AGUA PARA SELLO.

Es elemental seleccionar el fluido con que se llenan los recipientes de sello para detener el retroceso de la flama.

El agua glicolada en una solución al 25%, debe emplearse en corrientes gaseosas con temperaturas hasta 5°C.

Nunca deberá emplearse cualquier otro fluido que no sea agua para servicios o agua glicolada. Aún no se conoce algún compuesto que cumpla la doble función de ahogar la llama sin prenderse y soportar temperaturas extremadamente bajas.

### VI.2.3 DISEÑO MECANICO.

De acuerdo a las figuras 7 y 8, el sello dado en el tanque vendrá determinado por la profundidad a que se sumerja el cabezal de desfogue en el líquido. Esto depende de la presión disponible y del efecto requerido.

La relación del área de la tubería de entrada al área libre encima de la superficie del líquido, será como mínimo de 1 a 3 para prevenir arrastres de líquido al quemador:

$$h = \frac{144 \cdot P}{\rho_L}$$

DONDE:

h = Altura del sello, ft

P = Máxima presión de salida del gas en el cabezal de entrada, psig

$\rho_L$  = Densidad del líquido sellante, Lbs/ft<sup>3</sup>

El área para el gas arriba de la superficie del líquido deberá ser igual o menor que un círculo cuyo diámetro D, es igual a 2d, donde d es igual al diámetro de la tubería de gas de entrada y D el diámetro del tanque. Esto puede representarse en un tanque vertical que tiene un área interna igual a  $(\pi \cdot D)/4$  y una tubería de entra con un área igual a  $(\pi \cdot d)/4$ . Igualando las ecuaciones se tiene que el área anular es  $\pi/4 (D^2 - d^2)$ .

La razón sugerida es 1 a 3, por lo que:

$$(D^2 - d^2) = 3d^2 \text{ ó } D^2 = 4d^2$$

entonces

$$D = 2 \cdot d$$

Para un tanque vertical la altura H del espacio de vapor, será aproximadamente de 0.5 a 1 veces el diámetro del tanque. Se recomienda una altura mínima de 3 pies en el caso de tanques horizontales.

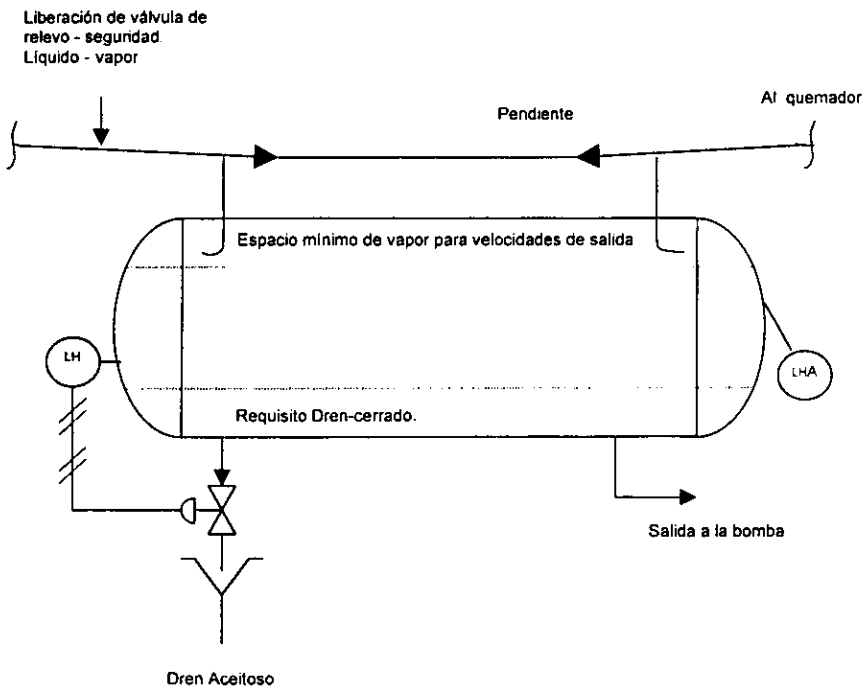
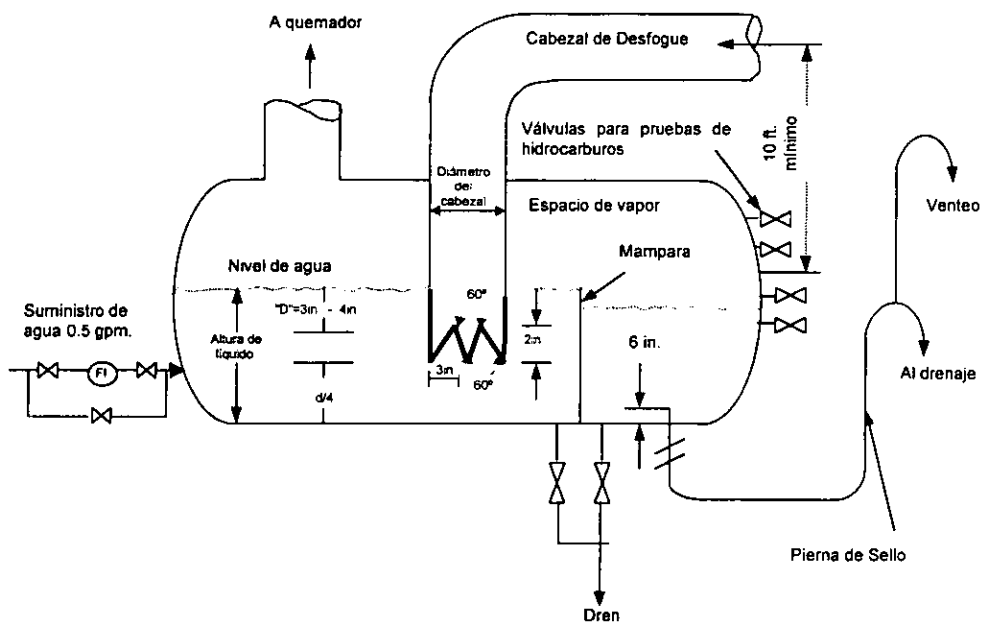
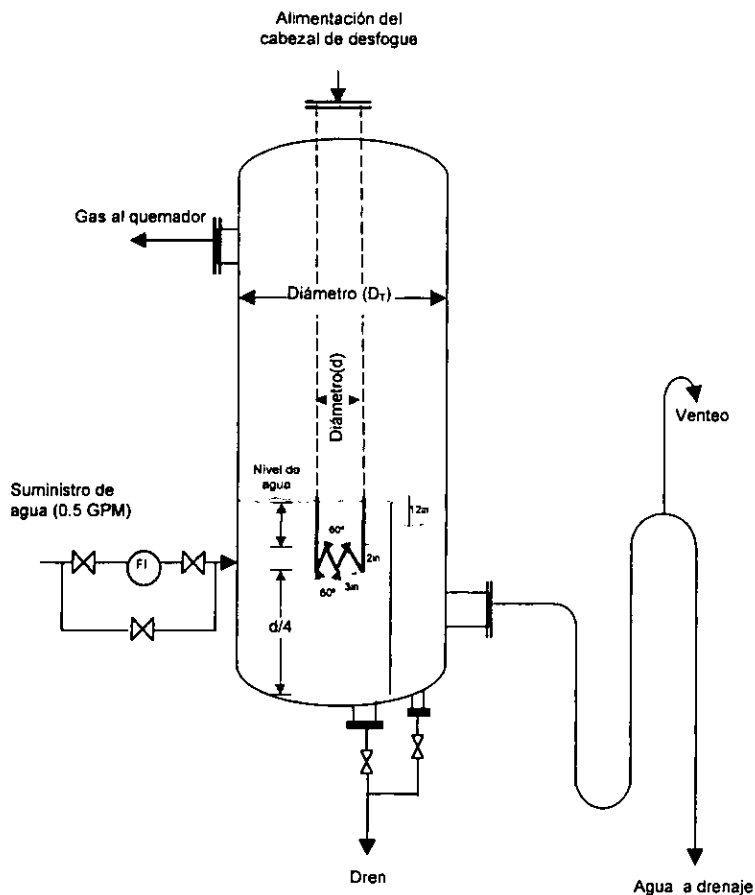


FIGURA 6. TANQUE ACUMULADOR



**FIGURA 7. TANQUE DE SELLO HORIZONTAL  
 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO**



**FIGURA 8. TANQUE DE SELLO VERTICAL, CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO**

### VI.3 DISEÑO DE RECIPIENTES PARA LAS CORRIENTES DE DESFOGUE DEL C.P.G. CD. PEMEX.

En el diseño del sistema de desfogue para el C.P.G. CD. Pemex deben incluirse recipientes separadores líquido-vapor o acumuladores de líquido según sea el caso, con la finalidad de separar las partículas de líquido arrastrado en la corriente de gas desfogada, para evitar que entren al quemador y sean proyectadas a los alrededores en forma de bolas de fuego y así generar incendios no deseados. Por otro lado la recuperación de estos líquidos llega a tener un alto valor económico.

Bajo las condiciones que opere el sistema dependerá la necesidad de tener un separador líquido - vapor ó un acumulador de líquidos condensados por lo que es necesario hacer un estudio de la trayectoria y comportamiento del gas desfogado desde el punto donde es desfogado el gas hasta el punto donde habrá de llevarse acabo la combustión. El estudio comprende el predecir que cantidad de gas será condensada a través de la tubería, como afecta el área de la tubería, su longitud y la composición del gas.

Para el diseño de los recipientes en el sistema de desfogues del Complejo Ciudad Pemex, primeramente se valoró la magnitud de los cabezales. Debido a que se cuenta con dimensiones suficientemente grandes para que pudiese llevarse acabo una separación completa de la fase líquida y la fase vapor a través de la tubería sin la necesidad del empleo de un tanque separador, únicamente deberá incluirse un tanque acumulador tal como se demuestra en el Capítulo VI.3.1

Para determinar la presencia de condensados en las tuberías de desfogue del C.P.G. CD. Pemex, se determinó a partir de un análisis termodinámico y las ecuaciones de estado correspondientes.

Con la finalidad de obtener un comportamiento real y simplificar el tiempo de cálculo, es necesario hacer uso de las ecuaciones de estado a través de un simulador de procesos.

El objetivo de la simulación es crear un modelo para el sistema, que represente el comportamiento que seguirá el sistema simulado.

El tipo de simulador empleado es HYSIS versión VI.5.2

HYSYS Tubería

Planta . hsc

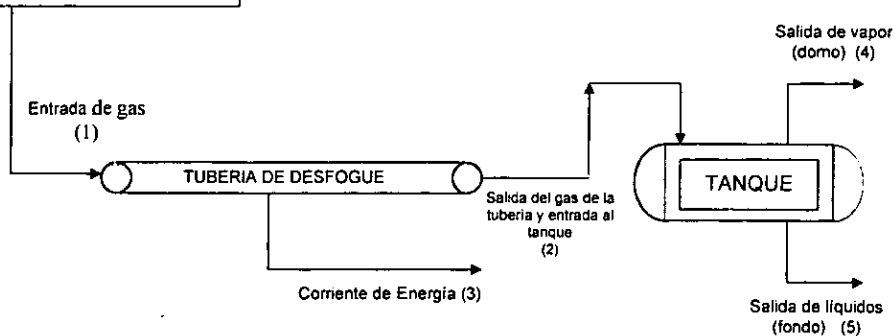
Diagrama Representativo de Tubería y Tanque

| Entrada |           | Salida |          |       | Energía |          |
|---------|-----------|--------|----------|-------|---------|----------|
| NOMBRE  | DE OPERAR | NOMBRE | A OPERAR |       | NOMBRE  | A OPERAR |
| 1       | Tubería   | 2      | Tanque   |       | 3       |          |
| 2       | Tanque    | 3      | 4        | Domo  |         |          |
|         |           |        | 5        | Fondo |         |          |

**PLANTAS:**

- Endulzadoras de Gas I/II
- Endulzadoras de Condensados I/II.
- Criogénicas I/II

Desfogues Acido,  
Amargo y Húmedo.



Fecha.

Versión HYSYS v1.5.2

Página No 1

De: 1



| HYSYS Tubería  |           |                      |                     | End I/II.hsc                   |          |
|--|-----------|----------------------|---------------------|--------------------------------|----------|
| <b>Tubería Endulzadora de Gas I/II (Desfogue Acido).</b>                   |           |                      |                     |                                |          |
| Entrada  |           | Salida               |                     | Energía                        |          |
| NOMBRE   | DE OPERAR | NOMBRE               | A OPERAR            | NOMBRE                         | A OPERAR |
| 1  | Tubería   | 2                    | Tanque              | 3                              |          |
| <b>Caída de Presión/Parámetros de la Tubería</b>                           |           |                      |                     |                                |          |
| Caída de presión: 3 249 psi  |           |                      |                     |                                |          |
| <b>Dimensiones Longitud/Elevación</b>                                      |           |                      |                     |                                |          |
| Número de Segmento   |           | 1.00                 |                     |                                |          |
| Equipo/Tubería   |           | Tubería              |                     |                                |          |
| Distancia (m)  |           | 979.0                |                     |                                |          |
| Diámetro Externo (in)  |           | 36.00                |                     |                                |          |
| Diámetro Interno (in)  |           | 35.5                 |                     |                                |          |
| Material   |           | Acero al Carbón      |                     |                                |          |
| Incrementos  |           | 2.00                 |                     |                                |          |
| <b>Transferencia de Calor</b>  |           |                      |                     |                                |          |
| Perdidas de Calor: 1.183e+08 KJ/hr   |           | Temp Ambiente: 28°C  |                     | Coef. Global: 793.2 KJ/hr-m2-C |          |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (Interior)</b>     |           |                      |                     |                                |          |
| Estimado Coef. Transf. Interno   |           |                      | Correlación: Sieder |                                |          |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (Exterior)</b>     |           |                      |                     |                                |          |
| Estimado Coef. Transf. Ext   |           | Diámetro Externo     |                     | Medio Ambiente                 |          |
| ---  |           | ---                  |                     | Aire                           |          |
|  |           |                      |                     | Velocidad: 8.941 m/s           |          |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor por Conducción</b> |           |                      |                     |                                |          |
| Conducción Incluida: No  |           | Tipo:                |                     | Cond. Térmica: 0.0180 W/m-k    |          |
|  |           |                      |                     | Espesor: 0.01000 m             |          |
| <b>Datos Tubería</b>   |           |                      |                     |                                |          |
| Distancia (m)  |           | Elevación (m)        |                     | Incrementos                    |          |
| 979.0  |           | 0.0000               |                     | 2                              |          |
| <b>Perfil de Tubería</b>   |           |                      |                     |                                |          |
| Longitud (m)   |           | 0.00                 |                     | 489.5                          |          |
| Presión (Kg/cm2_g)   |           | 0.54                 |                     | 0.44                           |          |
| Temperatura (C)  |           | 130.4                |                     | 90.20                          |          |
| Transferencia de Calor (kj/h-m)  |           | ----                 |                     | -1.193e+05                     |          |
| Tipo de Flujo  |           | Solo vapor           |                     | Distribuido                    |          |
| Gradiente de Frcción (kPa/m)   |           | 0.02199              |                     | .03076                         |          |
| Reynolds líquido y vapor   |           | --- y 4.729e+06      |                     | 2.754e+04 y 4.257e+06          |          |
| Velocidad líquido y vapor (m/s)  |           | --- y 53.35          |                     | 40.58                          |          |
| Reynolds vapor   |           |                      |                     | 4.724e+04 y 3.197e+06          |          |
| Velocidad vapor  |           |                      |                     | 29.86                          |          |
| Fecha:   |           | Versión HYSYS v1.5.2 |                     | Página No. 1                   |          |
|  |           |                      |                     | De 5                           |          |



HYSYS Tubería

End I/II.hsc

Tubería Endulzadora de Gas I/II (continuación)

Propiedades del gas a la entrada de la tubería

|                                       | Total      | Fase vapor |  |
|---------------------------------------|------------|------------|--|
| Fracción Fase Vapor                   | 1 000      | 1.000      |  |
| Temperatura (C)                       | 130.4      | 130.4      |  |
| Presión (Kg/cm <sup>2</sup> _g)       | 0.54       | 0.54       |  |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 5713       | 5713       |  |
| Flujo Másico (lb/h)                   | 334.777    | 334.777    |  |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 766.8      | 766.8      |  |
| Entalpía Molar (kcal/kgmol)           | -5.596e+04 | -5.596e+04 |  |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -2105      | -2105      |  |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 191.0      | 191.0      |  |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 7.187      | 7.187      |  |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -1.338e+09 | -1.338e+09 |  |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.001238   | 0.001238   |  |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 36.49      | 36.49      |  |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 1.373      | 1.373      |  |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.02585    | 0.02585    |  |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01260    | 0.01260    |  |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | --         | --         |  |
| Peso Molecular                        | 26.58      | 26.58      |  |
| Factor Z                              | 0.9925     | 0.9925     |  |

Propiedades del gas a la Salida de la tubería

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase líquida |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fracción Fase Vapor                   | 0.5564     | 0.5564     | 0.4436       |
| Temperatura (C)                       | 74.03      | 74.03      | 74.03        |
| Presión (kg/cm <sup>2</sup> _g)       | 0.32       | 0.3200     | 0.3200       |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 5713       | 3179       | 2534         |
| Flujo Másico (lb/h)                   | 334.777    | 234.077    | 100.700      |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 766.8      | 565.3      | 201.5        |
| Entalpía Molar (kcal/kgmol)           | -6.091e+04 | -5.582e+04 | -6.729e+04   |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -2291      | -1671      | -3733        |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 134.9      | 190.2      | 65.62        |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 5.076      | 5.694      | 3.641        |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -1.456e+09 | -7.425e+08 | -7.134e+08   |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.002211   | 0.001547   | 0.9692       |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 55.27      | 36.90      | 78.31        |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.079      | 1.105      | 4.345        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | --         | 0.02090    | 0.6655       |
| Viscosidad (cP)                       | --         | 0.01303    | 0.3792       |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | --         | --         | 63.41        |
| Peso Molecular                        | 26.58      | 33.40      | 18.02        |
| Factor Z                              | --         | 0.9927     | 0.0008549    |

Notas:





**HYSYS Tanque**

**End I/II.hsc**

**Tanque para Endulzadora de Gas/II (Desfogue Acido)**

| Entrada |           | Salida |          | Energía |          |
|---------|-----------|--------|----------|---------|----------|
| NOMBRE  | DE OPERAR | NOMBRE | A OPERAR | NOMBRE  | A OPERAR |
| 2       | Tanque    | 4      | Domo     |         |          |
|         |           | 5      | Fondos   |         |          |

**Parámetros Físicos**

|                                    |                           |                        |                                   |
|------------------------------------|---------------------------|------------------------|-----------------------------------|
| Volumen del Tanque ---             | Nivel SP ---              | Volumen de Liquido --- | Alimentación Inicial de productos |
| Presión del Tanque: 0.319 kg/cm2_g | Calda de Presión 0.01 psi | Duty: 0.0000           | Modo de Transferencia de Calor    |

**Propiedades del gas alimentación al Tanque**

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase líquida |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fración Fase Vapor                    | 0.5564     | 0.5564     | 0.4436       |
| Temperatura (C)                       | 74.03      | 74.03      | 74.03        |
| Presión (kg/cm2_g)                    | 0.32       | 0.3200     | 0.3200       |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 5713       | 3179       | 2534         |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 334.777    | 234.077    | 100.700      |
| Flujo de Volumen Liquido (USGPM)      | 766.8      | 565.3      | 201.5        |
| Enpalpia Molar (kcal/kgmol)           | -6.091e+04 | -5.582e+04 | -6.729e+04   |
| Entalpia Másica (kcal/kg)             | -2291      | -1671      | -3733        |
| Entropia Molar (kj/kgmol-C)           | 134.9      | 190.2      | 65.62        |
| Entropia Másica (kj/kg-C)             | 5.076      | 5.694      | 3.641        |
| Flujo de Calor (KJ/h)                 | -1.456e+09 | -7.425e+08 | -7.134e+08   |
| Densidad Másica (g/cm3)               | 0.002211   | 0.001547   | 0.9692       |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-F) | 55.27      | 36.90      | 78.31        |
| Capacidad de Calor Masico (kj/kg-C)   | 2.079      | 1.105      | 4.345        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | ---        | 0.02090    | 0.6655       |
| Viscosidad (cP)                       | ---        | 0.01303    | 0.3792       |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | ---        | ---        | 63.41        |
| Peso Molecular                        | 26.58      | 33.40      | 18.02        |
| Factor Z                              | ---        | 0.9927     | 0.0008549    |

**Propiedades del gas salida de vapor (Domo)**

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase liquido |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fración Fase Vapor                    | 1.000      | 1.000      | 0.0000       |
| Temperatura (C)                       | 74.01      | 74.01      | 74.01        |
| Presión (kg/cm2_g)                    | 0.31       | 0.31       | 0.31         |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 3179       | 3179       | 0.0000       |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 234.077    | 234.077    | 0.0000       |
| Flujo de Volumen Liquido (USGPM)      | 565.3      | 565.3      | 0.0000       |
| Enpalpia Molar (kcal/kgmol)           | -5.582e+04 | -5.582e+04 | -.729e+04    |
| Entalpia Másica (kcal/kg)             | -1671      | -1671      | -3733        |
| Entropia Molar (kj/kgmol-C)           | 190.2      | 190.2      | 65.62        |
| Entropia Másica (kj/kg-C)             | 5.694      | 5.694      | 3.641        |
| Flujo de Calor (KJ/h)                 | -7.425e+08 | -7.425e+08 | 0.0000       |
| Densidad Másica (g/cm3)               | 0.001546   | 0.001547   | 0.9692       |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 36.90      | 36.90      | 78.31        |
| Capacidad de Calor Masico (kj/kg-C)   | 1.105      | 1.105      | 4.345        |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01303    | 0.01303    | 0.3792       |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | ---        | ---        | 63.41        |
| Peso Molecular                        | 33.40      | 33.40      | 18.02        |
| Factor Z                              | 0.0027     | 0.9927     | 0.0008545    |



HYSYS Tanque

End I/II.hsc

Tanque (continuación)

Propiedades del gas salida de líquidos (Fondo)

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase liquido |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fración Fase Vapor                    | 0.000      | 0.000      | 1.0000       |
| Temperatura (C)                       | 74.01      | 74.01      | 74.01        |
| Presión (Kg/cm <sup>2</sup> -g)       | 0.31       | 0.31       | 0.31         |
| Flujo Molar (kmol/h)                  | 2534       | 0.0000     | 2534         |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 100,700    | 0.0000     | 100,700      |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 201.5      | 0.0000     | 201.5        |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -6.729e+04 | -5.582e+04 | -6.729e+04   |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -3733      | -1671      | -3733        |
| Entropía Molar (kJ/kgmol-C)           | 65.62      | 190.2      | 65.62        |
| Entropía Másica (kJ/kg-C)             | 3.641      | 5.694      | 3.641        |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -7.134e+08 | 0.0000     | -7.134e+08   |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.9692     | 0.001546   | 0.9692       |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-F) | 78.31      | 36.90      | 78.31        |
| Capacidad de Calor Masico (kJ/kg-C)   | 4.345      | 1.105      | 4.345        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.6655     | 0.02090    | 0.6655       |
| Viscosidad (cP)                       | 0.3792     | 0.01303    | 0.3792       |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | 63.41      | ---        | 63.41        |
| Peso Molecular                        | 18.02      | 33.40      | 18.02        |
| Factor Z                              | 0.0008545  | 0.9927     | 0.0008545    |

CONCLUSIONES:

Para las Plantas Endulzadoras de Gas I/II, desfogue ácido de acuerdo a los datos reportados por el Simulador; se obtiene un flujo de condensados de 100,700 Lb/hr a una temperatura de 74.01°C y una presión de 0.31 Kg/cm<sup>2</sup> -g.



**HYSYS Composición**

**End I/II.hsc**

**Composición de la corriente de desfogue ácido (continuación)**

|  |                     |                         |
|--|---------------------|-------------------------|
| <b>Alimentación a:</b>                       | <b>Producto de:</b> | <b>Conexión lógica:</b> |
| Segmento de Tubería: Endulzadora de gas I/II |                     |                         |

**Propiedades del gas**

| NOMBRE                           | 1          | 2          | 4          | 5          |
|----------------------------------|------------|------------|------------|------------|
| Fracción Vapor                   | 1.0000     | 0.5564     | 1.0000     | 0.0000     |
| Temperatura (C)                  | 130.4      | 74.03      | 74.01      | 74.01      |
| Presión (lb/in2_g)               | 0.54       | 0.32       | 0.31       | 0.3193     |
| Flujo Molar (kgmol/h)            | 5713       | 5713       | 3179       | 2534       |
| Flujo Másico (Lb/h)              | 334,777    | 334,777    | 234077     | 100,700    |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM) | 766.8      | 766.8      | 565.3      | 201.5      |
| Flujo de Calor (KJ/h)            | -1.338e+09 | -1.456e+09 | -7.425e+08 | -7.134e+08 |

**Composición**

| NOMBRE                      | 1      | 2      | 4      | 5      |
|-----------------------------|--------|--------|--------|--------|
| Comp. Fracción Mol (Metano) | 0.0065 | 0.0065 | 0.0117 | 0.0000 |
| Comp. Fracción Mol (CO2)    | 0.2270 | 0.2270 | 0.4079 | 0.0001 |
| Comp. Fracción Mol (H2S)    | 0.1667 | 0.1667 | 0.2993 | 0.0003 |
| Comp. Fracción Mol (H2O)    | 0.5998 | 0.5998 | 0.2811 | 0.9996 |
| Total                       | 1.0000 | 1.0000 | 1.0000 | 1.0000 |

**Corrientes de Energía**

| NOMBRE                 | 3         |  |  |  |
|------------------------|-----------|--|--|--|
| Flujo de Calor (Kj/hr) | 1.183e+08 |  |  |  |

**Unidades de Operación**

| Operación  | Tipo de Operación | Alimentación     | Productos  |
|------------|-------------------|------------------|------------|
| Tubería de | Segmento tubería  | 1 (alimentación) | 2 (salida) |
|            |                   |                  | 3 (salida) |
| Tanque     | Acumulador        | 2 (alimentación) | 4 (domo)   |
|            |                   |                  | 5 (fondo)  |



| HYSYS Tubería  |                      |                            |                     | End I/II.hsc  |                  |
|--|----------------------|----------------------------|---------------------|---------------|------------------|
| <b>Tubería Endulzadora de Gas I/II (Desfogue Amargo).</b>                  |                      |                            |                     |               |                  |
| Entrada  |                      | Salida                     |                     | Energía       |                  |
| NOMBRE   | DE OPERAR            | NOMBRE                     | A OPERAR            | NOMBRE        | A OPERAR         |
| 1  | Tubería              | 2                          | Tanque              | 3             |                  |
| <b>Caída de Presión/Parámetros de la Tubería</b>                           |                      |                            |                     |               |                  |
| Caída de presión: 0.5182 psi   |                      |                            |                     |               |                  |
| <b>Dimensiones Longitud-Elevación</b>                                      |                      |                            |                     |               |                  |
| Número de Segmento   |                      | 1.00                       |                     |               |                  |
| Equipo/Tubería   |                      |                            |                     |               |                  |
| Distancia  | (m)                  | 1308                       |                     |               |                  |
| Diámetro Externo   | (in)                 | 48.00                      |                     |               |                  |
| Diámetro Interno   | (in)                 | 47.50                      |                     |               |                  |
| Material   |                      | Acero al Carbón            |                     |               |                  |
| Incrementos  |                      | 2.00                       |                     |               |                  |
| <b>Transferencia de Calor</b>  |                      |                            |                     |               |                  |
| Perdidas de Calor:   | Btu/hr               | Temp Ambiente:             | 28°C                | Coef. Global: | 75.76 Kj/hr-m2-C |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (Interior)</b>     |                      |                            |                     |               |                  |
| Estimado Coef. Transf. Interno   |                      |                            | Correlación: Sieder |               |                  |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (exterior)</b>     |                      |                            |                     |               |                  |
| Estimado Coef. Transf. Ext   | Diámetro Externo     | Medio Ambiente             | Velocidad           |               |                  |
| —  | —                    | Aire                       | 8.941 m/s           |               |                  |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor por Conducción</b> |                      |                            |                     |               |                  |
| Conducción Incluida:   | Tipo:                | Cond. Termica: 0.018 W/m-k | Espesor:            |               | 0.01000 m        |
| <b>Datos Tubería</b>   |                      |                            |                     |               |                  |
| Distancia  | Elevación            | Incrementos                |                     |               |                  |
| (m)  | (m)                  |                            |                     |               |                  |
| 1308   | 0.0000               |                            |                     |               |                  |
| <b>Perfil de Tubería</b>   |                      |                            |                     |               |                  |
| Longitud   | (m)                  | 0.0000                     | 654.0               | 1308          |                  |
| Presión  | (kg/cm2_g)           | 23.73                      | 23.71               | 23.69         |                  |
| Temperatura  | (C)                  | 70.60                      | 63.38               | 57.35         |                  |
| Transferencia de Calor   | (kj/h-m)             | —                          | -1.129e+04          | -9364         |                  |
| Tipo de Flujo  |                      | Vapor                      | Vapor               | Vapor         |                  |
| Gradiente de Fricción  | (kPa/m)              | 0.00028                    | 0.00027             | 0.00025       |                  |
| Reynolds Vapor   |                      | 1.061e+07                  | 1.080e+07           | 1.096e+07     |                  |
| Velocidad Vapor  | (m/s)                | 5.617                      | 5.475               | 5.357         |                  |
| Fecha  | Versión HYSYS v1.5.2 |                            | Página No. 1        |               | De: 5            |

HYSYS Tubería

End I/II.hsc

Tubería Endulzadora de Gas I/II (continuación)

Propiedades del gas a la entrada de la tubería

|                                       | Total      | Fase vapor |  |
|---------------------------------------|------------|------------|--|
| Fracción Fase Vapor                   | 1.000      | 1.000      |  |
| Temperatura (C)                       | 70.60      | 70.60      |  |
| Presión (kg/cm <sup>2</sup> _g)       | 23.73      | 23.73      |  |
| Flujo Molar (kmol/h)                  | 2.094e+04  | 2.094e+04  |  |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 1,043,121  | 1,043,121  |  |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 5664       | 5664       |  |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -2.097e+04 | -2.096e+07 |  |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -928.00    | -928.00    |  |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 169.40     | 169.40     |  |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 7.495      | 7.495      |  |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -1.837e+09 | -1.837e+09 |  |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.02047    | 0.02047    |  |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-F) | 49.05      | 49.05      |  |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.171      | 2.171      |  |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.0361     | 0.0361     |  |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01307    | 0.01307    |  |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | ---        | ---        |  |
| Peso Molecular                        | 22.60      | 22.60      |  |
| Factor Z                              | 0.9381     | 0.9381     |  |

Propiedades del gas a la Salida de la tubería

|                                       | Total      | Fase vapor |  |
|---------------------------------------|------------|------------|--|
| Fracción Fase Vapor                   | 1.000      | 1.000      |  |
| Temperatura (C)                       | 57.35      | 57.35      |  |
| Presión (kg/cm <sup>2</sup> _g)       | 23.69      | 23.69      |  |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 2.094e+04  | 2.094e+04  |  |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 1,043,121  | 1,043,121  |  |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 5664       | 5664       |  |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -2.113e+04 | -2.113e+04 |  |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -934.9     | -934.9     |  |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 167.5      | 167.5      |  |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 7.411      | 7.411      |  |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -1.851e+09 | -1.851e+09 |  |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.02146    | 0.02146    |  |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-F) | 48.49      | 48.49      |  |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.146      | 2.146      |  |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.03446    | 0.03446    |  |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01265    | 0.01265    |  |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | ---        | ---        |  |
| Peso Molecular                        | 22.60      | 22.60      |  |
| Factor Z                              | 0.9292     | 0.9292     |  |

Notas:



| HYSYS Tanque  |                      |                           |              | End I/II.hsc                      |          |
|---|----------------------|---------------------------|--------------|-----------------------------------|----------|
| Tanque para Endulzadora de Gas/II (Desfogue Amargo) |                      |                           |              |                                   |          |
| Entrada   |                      | Salida                    |              | Energía                           |          |
| NOMBRE  | DE OPERAR            | NOMBRE                    | A OPERAR     | NOMBRE                            | A OPERAR |
| 2   | Tanque               | 4                         | Domo         |                                   |          |
|   |                      | 5                         | Fondos       |                                   |          |
| Parámetros Físicos                                  |                      |                           |              |                                   |          |
| Volumen del Tanque: --- m3                          |                      | Nivel SP: --- %           |              | Volumen de Líquido --- m3         |          |
| Presión del Tanque: 23.69 kg/cm2_g                  |                      | Caída de Presión 0.01 psi |              | Duty: 0.0000                      |          |
|   |                      |                           |              | Alimentación Inicial de productos |          |
|   |                      |                           |              | Modo de Transferencia de Calor    |          |
| Propiedades del gas alimentación al Tanque          |                      |                           |              |                                   |          |
|   |                      | Total                     | Fase vapor   |                                   |          |
| Fración Fase Vapor                                  |                      | 1.000                     | 1.000        |                                   |          |
| Temperatura   | (C)                  | 57.35                     | 57.35        |                                   |          |
| Presión   | (kg/cm2_g)           | 23.69                     | 23.69        |                                   |          |
| Flujo Molar   | (kgmol/h)            | 2.094e+04                 | 2.094e+04    |                                   |          |
| Flujo Másico  | (Lb/h)               | 1,043.121                 | 1,043.121    |                                   |          |
| Flujo de Volumen Líquido                            | (USGPM)              | 5664                      | 5664         |                                   |          |
| Enalpía Molar                                       | (kcal/kgmol)         | -2.113e+04                | -2.113e+04   |                                   |          |
| Entalpía Másica                                     | (kcal/kg)            | -934.9                    | -934.9       |                                   |          |
| Entropía Molar                                      | (kj/kgmol-C)         | 167.5                     | 167.5        |                                   |          |
| Entropía Másica                                     | (kj/kg-C)            | 7.411                     | 7.411        |                                   |          |
| Flujo de Calor                                      | (Btu/h)              | -1.851e+09                | -1.851e+09   |                                   |          |
| Densidad Másica                                     | (g/cm3)              | 0.02146                   | 0.02146      |                                   |          |
| Capacidad de Calor Molar                            | (Btu/lbmol-F)        | 48.49                     | 48.49        |                                   |          |
| Capacidad de Calor Másico                           | (kj/kg-C)            | 2.146                     | 2.146        |                                   |          |
| Conductividad Térmica                               | (W/m-k)              | 0.03446                   | 0.03446      |                                   |          |
| Viscosidad  | (cP)                 | 0.01265                   | 0.01265      |                                   |          |
| Tensión Superficial                                 | (dyne/cm)            | ---                       | ---          |                                   |          |
| Peso Molecular                                      |                      | 22.60                     | 22.60        |                                   |          |
| Factor Z  |                      | 0.9292                    | 0.9292       |                                   |          |
| Propiedades del gas salida de vapor (Domo)          |                      |                           |              |                                   |          |
|   |                      | Total                     | Fase vapor   | Fase líquida                      |          |
| Fración Fase Vapor                                  |                      | 1.000                     | 1.000        | 0.0000                            |          |
| Temperatura   | (C)                  | 57.35                     | 57.35        | 57.35                             |          |
| Presión   | (kg/cm2_g)           | 23.69                     | 23.69        | 23.69                             |          |
| Flujo Molar   | (kgmol/h)            | 2.094e+04                 | 2.094e+04    | 0.0000                            |          |
| Flujo Másico  | (Lb/h)               | 1,043.121                 | 1,043.121    | 0.0000                            |          |
| Flujo de Volumen Líquido                            | (USGPM)              | 5664                      | 5664         | 0.0000                            |          |
| Enalpía Molar                                       | (kcal/kgmol)         | -2.113e+04                | -2.113e+04   | -6.746e+04                        |          |
| Entalpía Másica                                     | (kcal/kg)            | -934.9                    | -934.9       | -3730                             |          |
| Entropía Molar                                      | (kj/kgmol-C)         | 167.5                     | 167.5        | 62.14                             |          |
| Entropía Másica                                     | (kj/kg-C)            | 7.411                     | 7.411        | 3.463                             |          |
| Flujo de Calor                                      | (Btu/h)              | -1.851e+09                | -1.851e+09   | 0.0000                            |          |
| Densidad Másica                                     | (g/cm3)              | 0.02146                   | 0.02146      | 0.8319                            |          |
| Capacidad de Calor Molar                            | (Btu/lbmol-F)        | 48.49                     | 48.49        | 77.83                             |          |
| Capacidad de Calor Másico                           | (kj/kg-C)            | 2.146                     | 2.146        | 4.303                             |          |
| Viscosidad  | (cP)                 | 0.01265                   | 0.01265      | 0.4591                            |          |
| Tensión Superficial                                 | (dyne/cm)            | ---                       | ---          | 66.20                             |          |
| Peso Molecular                                      |                      | 22.60                     | 22.60        | 18.09                             |          |
| Factor Z  |                      | 0.9292                    | 0.9292       | 0.01919                           |          |
| Fecha   | Versión HYSYS v1.5.2 |                           | Página No. 3 |                                   | De 5     |



HYSYS Tanque

End I/II.hsc

Acumulador (continuación)

Propiedades del gas salida de líquidos (Fondo)

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase liquido |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fracción Fase Vapor                   | 0.0000     | 0.0000     | 1.000        |
| Temperatura (C)                       | 57.35      | 57.35      | 57.35        |
| Presión (Kg/cm2-g)                    | 23.69      | 23.69      | 23.69        |
| Flujo Molar (kmol/h)                  | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -6.746e+04 | -2.113e+04 | -6.746e+04   |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -3730      | -934.9     | -3730        |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 62.14      | 167.5      | 62.14        |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 3.436      | 7.411      | 3.436        |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Densidad Másica (g/cm3)               | 0.8319     | 0.02146    | 0.8319       |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 77.83      | 48.49      | 77.83        |
| Capacidad de Calor Masico (kj/kg-C)   | 4.303      | 2.146      | 4.303        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.6473     | 0.03446    | 0.6473       |
| Viscosidad (cP)                       | 0.4591     | 0.01265    | 0.4591       |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | 66.20      | ---        | 66.20        |
| Peso Molecular                        | 18.09      | 22.60      | 18.09        |
| Factor Z                              | 0.01919    | 0.09292    | 0.01919      |

CONCLUSIONES:

Para las Plantas Endulzadoras de GasI/II, desfogue amargo, de acuerdo a los datos reportados por el Simulador no hay ninguna cantidad de condensados.



| HYSYS Composición   |                       | End I/II.hsc     |            |        |
|---|-----------------------|------------------|------------|--------|
| Composición de la corriente de desfogue Amargo (continuación) |                       |                  |            |        |
| Alimentación a:   | Producto de:          | Conexión lógica: |            |        |
| Segmento de Tubería: Endulzadora de gas I/II                  |                       |                  |            |        |
| Propiedades del gas   |                       |                  |            |        |
| NOMBRE  | 1                     | 2                | 4          | 5      |
| Fracción Vapor  | 1.0000                | 1.0000           | 1.0000     | 0.0000 |
| Temperatura (C)   | 70.60                 | 57.35            | 57.35      | 57.35  |
| Presión (kg/cm2_g)  | 23.73                 | 23.69            | 23.69      | 23.69  |
| Flujo Molar (kgmol/h)   | 2.094e+04             | 2.094e+04        | 2.094e+04  | 0.0000 |
| Flujo Másico (Lb/h)   | 1.043,121             | 1.043,121        | 1.043,121  | 0.0000 |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)                              | 5664                  | 5664             | 5664       | 0.0000 |
| Flujo de Calor (KJ/h)   | -1.837e+09            | -1.851e+09       | -1.851e+09 | 0.0000 |
| Composición   |                       |                  |            |        |
| NOMBRE  | 1                     | 2                | 4          | 5      |
| Comp. Fracción Mol (Metano)                                   | 0.6857                | 0.6857           | 0.6857     | 0.0000 |
| Comp. Fracción Mol (Etano)                                    | 0.1409                | 0.1409           | 0.1409     | 0.0000 |
| Comp. Fracción Mol (Propano)                                  | 0.1140                | 0.1140           | 0.1140     | 0.0000 |
| Comp. Fracción Mol (CO2)                                      | 0.0335                | 0.0335           | 0.0335     | 0.0011 |
| Comp. Fracción Mol (H2S)                                      | 0.0245                | 0.0245           | 0.0245     | 0.0027 |
| Comp. Fracción Mol (H2O)                                      | 0.0014                | 0.0014           | 0.0014     | 0.9962 |
| Total   | 1.0000                | 1.0000           | 1.0000     | 1.0000 |
| Corrientes de Energía   |                       |                  |            |        |
| NOMBRE  | 3                     |                  |            |        |
| Flujo de Calor (KJ/h)   | 1.352e+07             |                  |            |        |
| Unidades de Operación   |                       |                  |            |        |
| Operación   | Tipo de Operación     | Alimentación     | Productos  |        |
| Tubería de  | Segmento tubería      | 1 (alimentación) | 2 (salida) |        |
|   |                       |                  | 3 (salida) |        |
| Tanque  | Acumulador            | 2 (alimentación) | 4 (domo)   |        |
|   |                       |                  | 5 (fondo)  |        |
| Fecha   | Versión: HYSYS v1.5.2 | Página No. 5     | De: 5      |        |





|  |           |                      |                     |                               |          |
|--|-----------|----------------------|---------------------|-------------------------------|----------|
| <b>HYSYS Tubería</b>   |           |                      |                     | <b>crio1.hsc</b>              |          |
| <b>Tubería Criogénica I (Desfogue Húmedo).</b>                             |           |                      |                     |                               |          |
| Entrada  |           | Salida               |                     | Energía                       |          |
| NOMBRE   | DE OPERAR | NOMBRE               | A OPERAR            | NOMBRE                        | A OPERAR |
| 1  | Tubería   | 2                    | Tanque              | 3                             |          |
| <b>Caída de Presión/Parámetros de la Tubería</b>                           |           |                      |                     |                               |          |
| Caída de presión: 1.023 psi  |           |                      |                     |                               |          |
| <b>Dimensiones Longitud-Elevación</b>                                      |           |                      |                     |                               |          |
| Número de Segmento   |           | 1.00                 |                     |                               |          |
| Equipo/Tubería   |           | Tubería              |                     |                               |          |
| Distancia (m)  |           | 1631                 |                     |                               |          |
| Diámetro Externo (in)  |           | 42.00                |                     |                               |          |
| Diámetro Interno (in)  |           | 41.50                |                     |                               |          |
| Material   |           | Acero al Carbón      |                     |                               |          |
| Incrementos  |           | 2.00                 |                     |                               |          |
| <b>Transferencia de Calor</b>  |           |                      |                     |                               |          |
| Perdidas de Calor: 7.756e+05 Kj/hr   |           | Temp. Ambiente: 28°C |                     | Coef Global: 6.033 Kj/hr-m2-C |          |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (interior)</b>     |           |                      |                     |                               |          |
| Estimado Coef. Transf. Interno   |           |                      | Correlación: Sieder |                               |          |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (exterior)</b>     |           |                      |                     |                               |          |
| Estimado Coef. Transf. Ext   |           | Diámetro Externo     |                     | Medio Ambiente                |          |
| ---  |           | -----                |                     | Aire                          |          |
| Velocidad: 8.941 m/s   |           |                      |                     |                               |          |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor por Conducción</b> |           |                      |                     |                               |          |
| Conducción Incluida: Si  |           | Tipo:                |                     | Cond. Termica: 0.0180 W/m-k   |          |
| Espesor: 0.01000 m   |           |                      |                     |                               |          |
| <b>Datos Tubería</b>   |           |                      |                     |                               |          |
| Distancia (m)  |           | Elevación (m)        |                     | Incrementos                   |          |
| 1631.00  |           | 0.0000               |                     |                               |          |
| <b>Perfil Tubería</b>  |           |                      |                     |                               |          |
| Longitud (m)   |           | 0.00                 |                     | 815.50                        |          |
| Presión (kg/cm2_g)   |           | 10.86                |                     | 10.83                         |          |
| Temperatura (C)  |           | 52.17                |                     | 51.51                         |          |
| Transferencia de Calor (kj/h-m)  |           | ---                  |                     | -482.0                        |          |
| Tipo de Flujo  |           | vapor                |                     | vapor                         |          |
| Gradiente de Fricción (kPa/m)  |           | 0.004320             |                     | 0.004323                      |          |
| Reynolds Vapor   |           | 8.105e+06            |                     | 8.120e+06                     |          |
| Velocidad Vapor (m/s)  |           | 9.180                |                     | 9.188                         |          |
|  |           |                      |                     | 9.197                         |          |
| Fecha  |           | Versión HYSYS v1.5.2 |                     | Página No. 1                  |          |
| De: 5  |           |                      |                     |                               |          |



HYSYS Tubería

crio1.hsc

**Tubería Criogénica I (continuación)**

**Propiedades del gas a la entrada de la tubería**

|                                       | Total      | Fase vapor |  |
|---------------------------------------|------------|------------|--|
| Fracción Fase Vapor                   | 1.000      | 1.000      |  |
| Temperatura (C)                       | 52.17      | 52.17      |  |
| Presión (kg/cm <sup>2</sup> _g)       | 10.86      | 10.86      |  |
| Flujo Molar (kmol/h)                  | 1.293e+04  | 1.293e+04  |  |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 638.120    | 638.120    |  |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 3604.00    | 3604.00    |  |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -1.918e+04 | -1.918e+04 |  |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -857.30    | -857.30    |  |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 172.50     | 172.50     |  |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 7.708      | 7.708      |  |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -1.038e+09 | -1.038e+08 |  |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.01004    | 0.01004    |  |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 48.23      | 48.23      |  |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.155      | 2.155      |  |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.03333    | 0.03333    |  |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01198    | 0.01198    |  |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | -          | --         |  |
| Peso Molecular                        | 22.38      | 22.38      |  |
| Factor Z                              | 0.9617     | 0.9617     |  |

**Propiedades del gas a la Salida de la tubería**

|                                       | Total      | Fase vapor |  |
|---------------------------------------|------------|------------|--|
| Fracción Fase Vapor                   | 1.0000     | 1.000      |  |
| Temperatura (C)                       | 50.88      | 50.88      |  |
| Presión (kg/cm <sup>2</sup> _g)       | 10.79      | 10.79      |  |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 1.293e+04  | 1.293e+04  |  |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 638.120    | 638.120    |  |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 3604.00    | 3604.00    |  |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -1.920e+04 | -1.920e+04 |  |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -858.0     | -858.1     |  |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 172.3      | 172.3      |  |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 7.701      | 7.701      |  |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -1.039e+09 | -1.039e+09 |  |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.01002    | 0.01002    |  |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 48.13      | 48.13      |  |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.151      | 2.151      |  |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.03315    | 0.03315    |  |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01194    | 0.01194    |  |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | -          | --         |  |
| Peso Molecular                        | 22.38      | 22.38      |  |
| Factor Z                              | 0.9614     | 0.9614     |  |

Notas



| HYSYS Tanque                               |                       |                           |              | crio1.hsc                         |          |
|--|-----------------------|---------------------------|--------------|-----------------------------------|----------|
| Tanque para Criogénica I (Desfogue Húmedo) |                       |                           |              |                                   |          |
| Entrada                                    |                       | Salida                    |              | Energía                           |          |
| NOMBRE                                     | DE OPERAR             | NOMBRE                    | A OPERAR     | NOMBRE                            | A OPERAR |
| 2  | Tanque                | 4                         | Domo         |                                   |          |
|  |                       | 5                         | Fondos       |                                   |          |
| Parámetros Físicos                         |                       |                           |              |                                   |          |
| Volumen del Tanque — m3                    |                       | Nivel SP — %              |              | Volumen de Líquido — m3           |          |
| Presión del Tanque 10.78 kg/cm2_g          |                       | Caída de Presión:0.01 psi |              | Duty:0.0000                       |          |
|  |                       |                           |              | Alimentación Inicial de productos |          |
|  |                       |                           |              | Modo de Transferencia de Calor    |          |
| Propiedades del gas alimentación al Tanque |                       |                           |              |                                   |          |
|  |                       | Total                     | Fase vapor   |                                   |          |
| Fración Fase Vapor                         |                       | 1.000                     | 1.000        |                                   |          |
| Temperatura                                | (C)                   | 50.88                     | 50.88        |                                   |          |
| Presión                                    | (kg/cm2_g)            | 10.79                     | 10.79        |                                   |          |
| Flujo Molar                                | (kgmol/h)             | 1.293e+04                 | 1.293e+04    |                                   |          |
| Flujo Másico                               | (Lb/h)                | 638,120                   | 638,120      |                                   |          |
| Flujo de Volumen Líquido                   | (USGPM)               | 3604                      | 3604         |                                   |          |
| Enalpía Molar                              | (kcal/kgmol)          | -1.920e+04                | -1.920e+04   |                                   |          |
| Entalpía Másica                            | (kcal/kg)             | -858.0                    | -858.0       |                                   |          |
| Entropía Molar                             | (kj/kgmol-C)          | 172.3                     | 172.3        |                                   |          |
| Entropía Másica                            | (kj/kg-C)             | 7.701                     | 7.701        |                                   |          |
| Flujo de Calor                             | (Kj/h)                | -1.039e+09                | -1.039e+09   |                                   |          |
| Densidad Másica                            | (g/cm3)               | 0.4477                    | 0.4477       |                                   |          |
| Capacidad de Calor Molar                   | (Kj/Kgmol-C)          | 48.13                     | 48.13        |                                   |          |
| Capacidad de Calor Masico                  | (kj/kg-C)             | 2.151                     | 2.151        |                                   |          |
| Conductividad Térmica                      | (W/m-k)               | 0.03315                   | 0.03315      |                                   |          |
| Viscosidad                                 | (cP)                  | 0.01194                   | 0.01194      |                                   |          |
| Tensión Superficial                        | (dyne/cm)             | ---                       | ---          |                                   |          |
| Peso Molecular                             |                       | 22.38                     | 22.38        |                                   |          |
| Factor Z                                   |                       | 0.9614                    | 0.9614       |                                   |          |
| Propiedades del gas salida de vapor (Domo) |                       |                           |              |                                   |          |
|  |                       | Total                     | Fase vapor   | Fase líquido                      |          |
| Fración Fase Vapor                         |                       | 1.000                     | 1.000        | 0.000                             |          |
| Temperatura                                | (C)                   | 50.87                     | 50.87        | 50.87                             |          |
| Presión                                    | (kg/cm2_g)            | 10.78                     | 10.78        | 10.78                             |          |
| Flujo Molar                                | (kgmol/h)             | 1.293e+04                 | 1.293e+04    | 0.0000                            |          |
| Flujo Másico                               | (Lb/h)                | 638,120                   | 638,120      | 0.0000                            |          |
| Flujo de Volumen Líquido                   | (USGPM)               | 3604                      | 3604         | 0.0000                            |          |
| Enalpía Molar                              | (kcal/kgmol)          | -1.920e+04                | -1.920e+04   | -1.920e+04                        |          |
| Entalpía Másica                            | (kcal/kg)             | -858.0                    | -858.0       | -857.6                            |          |
| Entropía Molar                             | (kj/kgmol-C)          | 172.3                     | 172.3        | 172.3                             |          |
| Entropía Másica                            | (kj/kg-C)             | 7.702                     | 7.702        | 7.697                             |          |
| Flujo de Calor                             | (KJ/h)                | -1.039e+09                | -1.039e+09   | 0.0000                            |          |
| Densidad Másica                            | (g/cm3)               | 0.01001                   | 0.01001      | 0.01002                           |          |
| Capacidad de Calor Molar                   | (Kj/Kgmol-C)          | 48.13                     | 48.13        | 48.15                             |          |
| Capacidad de Calor Masico                  | (kj/kg-C)             | 2.151                     | 2.151        | 2.151                             |          |
| Viscosidad                                 | (cP)                  | 0.01194                   | 0.01194      | 0.003121                          |          |
| Tensión Superficial                        | (dyne/cm)             | ---                       | ---          | ---                               |          |
| Peso Molecular                             |                       | 22.38                     | 22.38        | 22.39                             |          |
| Factor Z                                   |                       | 0.9614                    | 0.9614       | 0.9614                            |          |
| Fecha                                      | Versión: HYSYS v1.5.2 |                           | Página No. 3 |                                   | De 5     |

HYSYS Tanque

crio1.hsc

Tanque (continuación)

Propiedades del gas salida de líquidos (Fondo)

|  | Total      | Fase vapor | Fase liquido |
|--|------------|------------|--------------|
| Fracción Fase Vapor                    | 0.000      | 0.000      | 1.000        |
| Temperatura (C)                        | 50.87      | 50.87      | 50.87        |
| Presión (Kg/cm2-g)                     | 10.78      | 10.78      | 10.78        |
| Flujo Molar (kmol/h)                   | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Flujo Másico (Lb/h)                    | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)       | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)             | -1.920e+04 | -1.920e+04 | -1.920e+04   |
| Entalpía Másica (kcal/kg)              | -857.6     | -858.0     | -857.6       |
| Entropía Molar (Kj/kgmol-C)            | 172.3      | 172.3      | 172.3        |
| Entropía Másica (Kj/kg-C)              | 7.697      | 7.702      | 7.697        |
| Flujo de Calor (Kj/h)                  | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Densidad Másica (g/cm3)                | 0.01002    | 0.01001    | 0.01002      |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kg-mol-C) | 48.15      | 48.13      | 48.15        |
| Capacidad de Calor Masico (Kj/kg-C)    | 2.151      | 2.151      | 2.151        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)          | 0.070678   | 0.03315    | 0.07067      |
| Viscosidad (cP)                        | 0.003121   | 0.01194    | 0.003121     |
| Tensión Superficial (dyne/cm)          | 0.6975     | —          | 0.6975       |
| Peso Molecular                         | 22.39      | 22.38      | 22.39        |
| Factor Z                               | 0.9614     | 0.9614     | 0.9614       |

CONCLUSIONES:

Para la Planta Criogénica I, desfogue húmedo, de acuerdo a los datos reportados por el Simulador no hay ninguna cantidad de condensados.

Fecha:

Versión: HYSYS v1.5.2

Página No. 4

De: 5



| HYSYS Composición  |                       | crio1.hsc        |            |                  |
|--|-----------------------|------------------|------------|------------------|
| <b>Composición de la corriente de desfogue húmedo (continuación)</b> |                       |                  |            |                  |
| Alimentación a:  |                       | Producto de:     |            | Conexión lógica: |
| Segmento de Tubería: Tubería Criogénica I                            |                       |                  |            |                  |
| <b>Propiedades del gas</b>   |                       |                  |            |                  |
| NOMBRE   | 1                     | 2                | 4          | 5                |
| Fracción Vapor   | 1.0000                | 1.0000           | 1.0000     | 0.0000           |
| Temperatura (C)  | 52.17                 | 50.88            | 50.87      | 50.87            |
| Presión (kg/cm2_g)   | 10.86                 | 10.79            | 10.78      | 10.78            |
| Flujo Molar (kgmol/h)  | 1.293e+04             | 1.293e+04        | 12936.45   | 0.0000           |
| Flujo Másico (Lb/h)  | 638,120               | 638,120          | 638,120    | 0.0000           |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)                                     | 3604                  | 3604             | 3604       | 0.0000           |
| Flujo de Calor (KJ/h)  | -1.038e+09            | -1.039e+09       | -1.039e+09 | 0.0000           |
| <b>Composición</b>   |                       |                  |            |                  |
| NOMBRE   | 1                     | 2                | 4          | 5                |
| Comp. Fracción Mol Nitrógeno   | 0.0000                | 0.0000           | 0.0000     | 0.0000           |
| Comp. Fracción Mol (CO2)   | 0.0000                | 0.0000           | 0.0000     | 0.0000           |
| Comp. Fracción Mol (Metano)  | 0.7189                | 0.7189           | 0.7189     | 0.7185           |
| Comp. Fracción Mol (Etano)   | 0.1616                | 0.1616           | 0.1616     | 0.1618           |
| Comp. Fracción Mol (Propano)   | 0.0803                | 0.0803           | 0.0803     | 0.0805           |
| Comp. Fracción Mol (i-Butano)  | 0.0080                | 0.0080           | 0.0080     | 0.0080           |
| Comp. Fracción Mol (n-Butano)  | 0.0211                | 0.0211           | 0.0211     | 0.0212           |
| Comp. Fracción Mol (i-Pentano)                                       | 0.0040                | 0.0040           | 0.0040     | 0.0040           |
| Comp. Fracción Mol (n-Pentano)                                       | 0.0040                | 0.0040           | 0.0040     | 0.0040           |
| Comp. Fracción Mol (n-Hexano)  | 0.0020                | 0.0020           | 0.0020     | 0.0020           |
| Total  | 1.0000                | 1.0000           | 1.0000     | 1.0000           |
| <b>Corrientes de Energía</b>   |                       |                  |            |                  |
| NOMBRE   | 3                     |                  |            |                  |
| Flujo de Calor (KJ/h)  | 7.756e+05             |                  |            |                  |
| <b>Unidades de Operación</b>   |                       |                  |            |                  |
| Operación  | Tipo de Operación     | Alimentación     | Productos  |                  |
| Tubería de   | Segmento tubería      | 1 (alimentación) | 2 (salida) |                  |
|  |                       |                  | 3 (salida) |                  |
| Tubería  | Acumulador            | 2 (alimentación) | 5 (domo)   |                  |
|  |                       |                  | 4 (fondo)  |                  |
| Fecha.   | Versión: HYSYS v1 5.2 | Página No. 5     | De 5       |                  |

| HYSYS Tubería  |                       |                  |                             | crio2.hsc                   |                               |           |           |
|--|-----------------------|------------------|-----------------------------|-----------------------------|-------------------------------|-----------|-----------|
| <b>Tubería Criogénica II (Desfogue Húmedo)</b>                             |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Entrada  |                       | Salida           |                             |                             | Energía                       |           |           |
| NOMBRE   | DE OPERAR             | NOMBRE           | A OPERAR                    | NOMBRE                      | A OPERAR                      |           |           |
| 1  | Tubería               | 2                | Tanque                      | 3                           |                               |           |           |
| <b>Caída de Presión/Parámetros de la Tubería</b>                           |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
|  |                       |                  |                             | Caída de presión: 1.863 psi |                               |           |           |
| <b>Dimensiones Longitud-Elevación</b>                                      |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Número de Segmento   | 1.00                  |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Equipo/Tubería   | Tubería               |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Distancia  | (m)                   | 1279.00          |                             |                             |                               |           |           |
| Diámetro Externo   | (in)                  | 36.00            |                             |                             |                               |           |           |
| Diámetro Interno   | (in)                  | 35.50            |                             |                             |                               |           |           |
| Material   | Acero al Carbón       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Incrementos  | 2.00                  |                  |                             |                             |                               |           |           |
| <b>Transferencia de Calor</b>  |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Perdidas de Calor:   | 5.980e+05 KJ/hr       | Temp. Ambiente:  | 28°C                        | Coef. Global                | 6.064 KJ/hr-m <sup>2</sup> -C |           |           |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (interior)</b>     |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Estimado Coef. Transf. interno   |                       |                  |                             | Correlación: Sieder         |                               |           |           |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (exterior)</b>     |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Estimado Coef. Transf. Ext   |                       | Diámetro Externo |                             | Medio Ambiente              |                               | Velocidad |           |
| —  |                       | —                |                             | Aire                        |                               | 8.941 m/s |           |
| <b>Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor por Conducción</b> |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Conducción Incluida:   | Si                    | Tipo:            | Cond. Termica: 0.0180 W/m-k |                             | Espesor                       |           | 0.01000 m |
| <b>Datos Tubería</b>   |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Distancia (m)  |                       | Elevación (m)    |                             | Incrementos                 |                               |           |           |
| 1279.0000  |                       | 0.0000           |                             |                             |                               |           |           |
| <b>Perfil de Tubería</b>   |                       |                  |                             |                             |                               |           |           |
| Longitud   | (m)                   | 0.00             | 639.50                      | 1279.00                     |                               |           |           |
| Presión  | kg/cm <sup>2</sup> _g | 9.687            | 9.622                       | 9.556                       |                               |           |           |
| Temperatura  | (°C)                  | 55.41            | 54.84                       | 54.29                       |                               |           |           |
| Transferencia de Calor   | (kg/h-m)              | —                | -471.4                      | -462.7                      |                               |           |           |
| Tipo de Flujo  |                       | vapor            |                             | Vapor                       |                               | Vapor     |           |
| Gradiente de Fricción  | (kPa/m)               | 0.009997         | 0.01004                     | 0.01009                     |                               |           |           |
| Reynolds Vapor   |                       | 8.014e+06        | 8.027e+06                   | 8.039e+06                   |                               |           |           |
| Velocidad Líquido  | (m/s)                 | —                |                             | —                           |                               |           |           |
| Velocidad Vapor  | (m/s)                 | 14.96            | 15.03                       | 15.09                       |                               |           |           |
| Fecha.   | Versión HYSYS v1.5.2  |                  | Página No. 1                |                             |                               | De: 5     |           |



HYSYS Tubería

crio2.hsc

**Tubería Criogénica II (continuación)**

**Propiedades del gas a la entrada de la tubería**

|                                       | Total      | Fase vapor |
|---------------------------------------|------------|------------|
| Fración Fase Vapor                    | 1.000      | 1.000      |
| Temperatura (C)                       | 55.41      | 55.41      |
| Presión (kg/cm2_g)                    | 9.687      | 9.687      |
| Flujo Molar (mol/h)                   | 1.354e+04  | 1.354e+04  |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 554.683.05 | 554.683.05 |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 3449.00    | 3449.00    |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -1.805e+04 | -1.805e+04 |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -971.50    | -971.50    |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 172.20     | 172.20     |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 9.268      | 9.268      |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -1.023e+09 | -1.023e+09 |
| Densidad Másica (g/cm3)               | 0.007314   | 0.007314   |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 41.75      | 41.75      |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.247      | 2.247      |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.03648    | 0.03648    |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01231    | 0.01231    |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | --         | --         |
| Peso Molecular                        | 18.58      | 18.58      |
| Factor Z                              | 0.9777     | 0.9777     |

**Propiedades del gas a la salida de la tubería**

|                                       | Total      | Fase vapor |
|---------------------------------------|------------|------------|
| Fración Fase Vapor                    | 1.000      | 1.000      |
| Temperatura (C)                       | 54.29      | 54.29      |
| Presión (kg/cm2_g)                    | 9.566      | 9.566      |
| Flujo Molar (kmol/h)                  | 1.354e+04  | 1.354e+04  |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 554.683.05 | 554.683.05 |
| Flujo de Volum en Líquido (USGPM)     | 3449.00    | 3449.00    |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -1.807e+04 | -1.807e+04 |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -972.1     | -972.1     |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 172.2      | 172.2      |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 9.266      | 9.266      |
| Flujo de Calor (Kju/h)                | -1.023e+09 | -1.023e+09 |
| Densidad Másica (g/cm3)               | 0.007250   | 0.007250   |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 41.68      | 41.68      |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.243      | 2.243      |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.03631    | 0.03631    |
| Viscosidad (cP)                       | 0.01227    | 0.01227    |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | --         | --         |
| Peso Molecular                        | 18.58      | 18.58      |
| Factor Z                              | 0.9777     | 0.9777     |

Notas:



| HYSYS Tanque                               |              |                            |             | crio2.hsc                         |          |
|--|--------------|----------------------------|-------------|-----------------------------------|----------|
| Tanque para Criogénica (II)                |              |                            |             |                                   |          |
| Entrada                                    |              | Salida                     |             | Energía                           |          |
| NOMBRE                                     | DE OPERAR    | NOMBRE                     | A OPERAR    | NOMBRE                            | A OPERAR |
| 2  | Tanque       | 4                          | Domo        | 3                                 |          |
|  |              | 5                          | Fondos      |                                   |          |
| Parámetros Físicos                         |              |                            |             |                                   |          |
| Volumen del Tanque: — m3                   |              | Nivel SP — %               |             | Volumen de Líquido: — m3          |          |
| Presión del Tanque: 9.546 kg/cm2_g         |              | Caída de Presión: 0.01 psi |             | Duty: 0.0000                      |          |
|  |              |                            |             | Alimentación Inicial de productos |          |
|  |              |                            |             | Modo de Transferencia de Calor    |          |
| Propiedades del gas alimentación al Tanque |              |                            |             |                                   |          |
|  |              | Total                      | Fase vapor  |                                   |          |
| Fración Fase Vapor                         |              | 1.000                      | 1.000       |                                   |          |
| Temperatura                                | (C)          | 54.29                      | 54.29       |                                   |          |
| Presión                                    | (kg/cm2)     | 9.556                      | 9.556       |                                   |          |
| Flujo Molar                                | (kmol/h)     | 1.354e+04                  | 1.354e+04   |                                   |          |
| Flujo Másico                               | (kg/h)       | 2.516e+05                  | 2.516e+05   |                                   |          |
| Flujo de Volumen Líquido                   | (USGPM)      | 3449                       | 3449        |                                   |          |
| Enalpía Molar                              | (kcal/kgmol) | -1.806e+04                 | -1.807e+04  |                                   |          |
| Entalpía Másica                            | (kcal/kg)    | -972.1                     | -972.1      |                                   |          |
| Entropía Molar                             | (kj/kgmol-C) | 172.2                      | 172.2       |                                   |          |
| Entropía Másica                            | (kj/kg-C)    | 9.266                      | 9.266       |                                   |          |
| Flujo de Calor                             | (Kj/h)       | -1.023e+09                 | -1.0230e+09 |                                   |          |
| Densidad Másica                            | (g/cm3)      | 0.007250                   | 0.007250    |                                   |          |
| Capacidad de Calor Molar                   | (Kj/Kgmol-C) | 41.68                      | 41.68       |                                   |          |
| Capacidad de Calor Másico                  | (kj/kg-C)    | 2.243                      | 2.243       |                                   |          |
| Conductividad Térmica                      | (W/m-k)      | 0.03631                    | 0.03631     |                                   |          |
| Viscosidad                                 | (cP)         | 0.01227                    | 0.01227     |                                   |          |
| Peso Molecular                             |              | 18.58                      | 18.58       |                                   |          |
| Factor Z                                   |              | 0.9777                     | 0.9777      |                                   |          |
| Propiedades del gas salida de vapor (Domo) |              |                            |             |                                   |          |
|  |              | Total                      | Fase vapor  | Fase líquido                      |          |
| Fración Fase Vapor                         |              | 1.000                      | 1.000       | 0.000                             |          |
| Temperatura                                |              | 54.28                      | 54.28       | 54.28                             |          |
| Presión                                    | (kg/cm2_g)   | 9.546                      | 9.546       | 9.546                             |          |
| Flujo Molar                                | (kmol/h)     | 1.354e+04                  | 1.354e+04   | 0.0000                            |          |
| Flujo Másico                               | (Lb/h)       | 554.683.05                 | 554.683.05  | 0.0000                            |          |
| Flujo de Volumen Líquido                   | (USGPM)      | 3449                       | 3449        | 0.0000                            |          |
| Enalpía Molar                              | (kcal/kgmol) | -1.807e+04                 | -1.807e+04  | -1.807e+04                        |          |
| Entalpía Másica                            | (kcal/kg)    | -972.1                     | -972.1      | -972.1                            |          |
| Entropía Molar                             | (kj/kgmol-C) | 172.2                      | 172.2       | 172.2                             |          |
| Entropía Másica                            | (kj/kg-C)    | 9.266                      | 9.266       | 9.266                             |          |
| Flujo de Calor                             | (Kj/h)       | -1.023e+09                 | -1.063e+09  | 0.0000                            |          |
| Densidad Másica                            | (g/cm3)      | 0.007243                   | 0.007243    | 0.007243                          |          |
| Capacidad de Calor Molar                   | (Kj/Kgmol-C) | 41.68                      | 41.68       | 41.68                             |          |
| Capacidad de Calor Másico                  | (kj/kg-C)    | 2.243                      | 2.243       | 2.243                             |          |
| Conductividad Térmica                      | (W/m-k)      | 0.03631                    | 0.03631     | 0.07001                           |          |
| Viscosidad                                 | (cP)         | 0.01227                    | 0.01227     | 0.002589                          |          |
| Tensión Superficial                        | (dyne/cm)    | —                          | —           | 0.1399                            |          |
| Peso Molecular                             |              | 18.58                      | 18.58       | 18.58                             |          |
| Factor Z                                   |              | 0.9777                     | 0.9777      | 0.9777                            |          |
| Fecha:                                     |              | Página No. 3               |             | De: 5                             |          |



HYSYS Tanque

crio2.hsc

Tanque (continuación)

Propiedades del gas salida de líquidos (Fondo)

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase liquido |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fracción Fase Vapor                   | 0.000      | 0.000      | 1.000        |
| Temperatura (C)                       | 54.28      | 54.28      | 54.28        |
| presión                               | 9.546      | 9.546      | 9.546        |
| Flujo Molar (kmol/h)                  | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Flujo Molar (Lb/h)                    | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Enthalpia Molar (kcal/kgmol)          | -1.807e+04 | -1.807e+04 | -1.807e+04   |
| Entalpia Másica (kcal/kg)             | -972.1     | -972.1     | -972.1       |
| Entropia Molar (kJ/kgmol-C)           | 172.2      | 172.2      | 172.2        |
| Entropia Másica (kJ/kg-C)             | 9.266      | 9.266      | 9.266        |
| Flujo de Calor (KJ/h)                 | 0.0000     | 0.0000     | 0.0000       |
| Densidad Másica (g/cm3)               | 0.007243   | 0.007243   | 0.007243     |
| Capacidad de Calor Molar (KJ/Kgmol-C) | 41.68      | 41.68      | 41.68        |
| Capacidad de Calor Masico (kJ/kg-C)   | 2.243      | 2.243      | 2.243        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.07001    | 0.03631    | 0.07001      |
| Viscosidad (cP)                       | 0.002589   | 0.01227    | 0.002589     |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | 0.1399     | —          | 0.1399       |
| Peso Molecular                        | 18.58      | 18.58      | 18.58        |
| Factor Z                              | 0.9777     | 0.9777     | 0.9777       |

CONCLUSIONES:

Para la Planta Criogénica II, desfogue húmedo, de acuerdo a los datos reportados por el Simulador no hay ninguna cantidad de condensados.

Fecha:

Versión: HYSYS v1.5.2

Página No. 4

De: 5



| HYSYS Composición                                       |                       | crio2.hsc        |            |                  |        |
|---|-----------------------|------------------|------------|------------------|--------|
| <b>Composiciones de la Corriente de Desfogue Húmedo</b> |                       |                  |            |                  |        |
| Alimentación a:   |                       | Producto de:     |            | Conexión lógica: |        |
| Segmento de Tubería: Criogénica II                      |                       |                  |            |                  |        |
| <b>Propiedades del gas</b>                              |                       |                  |            |                  |        |
| NOMBRE  |                       | 1                | 2          | 4                | 5      |
| Fracción Vapor  |                       | 1.0000           | 1.0000     | 1.0000           | 1.0000 |
| Temperatura (C)   |                       | 55.41            | 54.29      | 54.28            | 55.28  |
| Presión (kg/cm2_g)                                      |                       | 9.687            | 9.556      | 9.546            | 9.546  |
| Flujo Molar (kgmol/h)                                   |                       | 1.354e+04        | 1.354e+04  | 1.354e+04        | 0.0000 |
| Flujo Másico (Lb/h)                                     |                       | 554,683.05       | 554,683.05 | 554,683.05       | 0.0000 |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)                        |                       | 3449             | 3449       | 3449             | 0.0000 |
| Flujo de Calor (KJ/h)                                   |                       | -1.023e+09       | -1.023e+09 | -1.023e+09       | 0.0000 |
| <b>Composición</b>                                      |                       |                  |            |                  |        |
| NOMBRE  |                       | 1                | 2          | 4                | 5      |
| Comp. Fracción Mol Nitrógeno                            |                       | 0.0070           | 0.0070     | 0.0070           | 0.0070 |
| Comp. Fracción Mol (CO2)                                |                       | 0.0002           | 0.0002     | 0.0002           | 0.0002 |
| Comp. Fracción Mol (Metano)                             |                       | 0.8555           | 0.8555     | 0.8555           | 0.8555 |
| Comp. Fracción Mol (Etano)                              |                       | 0.1057           | 0.1057     | 0.1057           | 0.1057 |
| Comp. Fracción Mol (Propano)                            |                       | 0.0264           | 0.0264     | 0.0264           | 0.0264 |
| Comp. Fracción Mol (i-Butano)                           |                       | 0.0016           | 0.0016     | 0.0016           | 0.0016 |
| Comp. Fracción Mol (n-Butano)                           |                       | 0.0030           | 0.0030     | 0.0030           | 0.0030 |
| Comp. Fracción Mol (i-Pentano)                          |                       | 0.0003           | 0.0003     | 0.0003           | 0.0003 |
| Comp. Fracción Mol (n-Pentano)                          |                       | 0.0003           | 0.0003     | 0.0003           | 0.0003 |
| Total   |                       | 1.0000           | 1.0000     | 1.0000           | 1.0000 |
| <b>Corrientes de Energía</b>                            |                       |                  |            |                  |        |
| NOMBRE  |                       | 3                |            |                  |        |
| Flujo de Calor (KJ/h)                                   |                       | 5.980e+05        |            |                  |        |
| <b>Unidades de Operación</b>                            |                       |                  |            |                  |        |
| Operación   | Tipo de Operación     | Alimentación     |            | Productos        |        |
| Tubería de  | Segmento tubería      | 1 (alimentación) |            | 2 (salida)       |        |
|   |                       | 2 (alimentación) |            | 4 (domo)         |        |
| Tanque  | Acumulador            |                  |            | 5 (fondo)        |        |
|   |                       |                  |            |                  |        |
| Fecha   | Versión: HYSYS v1.5.2 | Página No. 5     |            | De: 5            |        |



| HYSYS Tubería   |                      |                |                 | EndConI/II.hsc              |                  |
|---|----------------------|----------------|-----------------|-----------------------------|------------------|
| Tubería Endulzadora de Condensados I/II (Desfogue Húmedo).          |                      |                |                 |                             |                  |
| Entrada   |                      | Salida         |                 | Energía                     |                  |
| NOMBRE  | DE OPERAR            | NOMBRE         | A OPERAR        | NOMBRE                      | A OPERAR         |
| 1   | Tubería              | 2              | Tanque          | 3                           |                  |
| Caída de Presión/Parámetros de la Tubería                           |                      |                |                 |                             |                  |
|   |                      |                |                 | Caída de presión 0 8719 psi |                  |
| Dimensiones Longitud-Elevación                                      |                      |                |                 |                             |                  |
| Número de Segmento  |                      |                | 1 00            |                             |                  |
| Equipo/Tubería  |                      |                | Tubería         |                             |                  |
| Distancia (m)   |                      |                | 1276            |                             |                  |
| Diámetro Externo (in)   |                      |                | 24              |                             |                  |
| Diámetro Interno (in)   |                      |                | 23 5            |                             |                  |
| Material  |                      |                | Acero al Carbón |                             |                  |
| Incrementos   |                      |                | 2 00            |                             |                  |
| Transferencia de Calor  |                      |                |                 |                             |                  |
| Perdidas de Calor   | 6 353e+06 Kj/hr      | Temp Ambiente  | 28°C            | Coef Global                 | 86 14 Kj/hr-m2-C |
| Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (interno)      |                      |                |                 |                             |                  |
| Estimado Coef. Transf. Interno                                      |                      |                | Correlación:    | Sieder                      |                  |
| Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor (externo)      |                      |                |                 |                             |                  |
| Estimado Coef. Transf. Ext  | Diámetro Externo     | Medio Ambiente | Velocidad       |                             |                  |
| ---   | -----                | Aire           | 8.941 m/s       |                             |                  |
| Estimación del Coeficiente de Transferencia de Calor por Conducción |                      |                |                 |                             |                  |
| Conducción Incluida:  | No                   | Tipo           | Cond Térmica    | Espesor                     | 0 01000 m        |
| Datos Tubería   |                      |                |                 |                             |                  |
| Distancia (m)   | Elevación (m)        |                | Incrementos     |                             |                  |
| 1276  | 0 0000               |                |                 |                             |                  |
| Perfil de Tubería   |                      |                |                 |                             |                  |
| Longitud (m)  | 0 00                 | 638 0          | 1276 0          |                             |                  |
| Presión (kg/cm2_g)  | 29 06                | 29 05          | 29 03           |                             |                  |
| Temperatura (C)   | 61 88                | 58 16          | 54 67           |                             |                  |
| Transferencia de Calor (kJ/h-m)                                     | ---                  | -5277          | -4682           |                             |                  |
| Gradiente de Fricción (kPa/m)                                       | 0 002447             | 0 002227       | 0 002036        |                             |                  |
| Reynolds Líquido  | 9 173e+05            | 9 457e+05      | 9 797e+05       |                             |                  |
| Reynolds Vapor  | 1 858e+06            | 1 548e+06      | 1 292e+06       |                             |                  |
| Velocidad Líquido (m/s)   | 0 2906               | 0 3026         | 0 3120          |                             |                  |
| Velocidad Vapor (m/s)   | 0 7709               | 0 6553         | 0 5578          |                             |                  |
| Fecha   | Versión HYSYS v1.5.2 |                | Página No. 1    |                             | De: 5            |

HYSYS Tubería

EndConI/II.hsc

Tubería Endulzadora de condensados I/II (continuación)

Propiedades del gas a la entrada de la tubería

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase Líquida |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fración Fase Vapor                    | 0.2828     | 0.2828     | 0.7172       |
| Temperatura (C)                       | 61.88      | 61.88      | 61.88        |
| Presión (kg/cm <sup>2</sup> _g)       | 29.06      | 29.06      | 29.06        |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 3857       | 1091       | 2766         |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 384,500    | 84,000     | 300,500      |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 1522       | 382.2      | 1140         |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -2.812e+04 | -2.264e+04 | -3.029e+04   |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -621.9     | -648.3     | -614.5       |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 128.6      | 161.7      | 115.5        |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 2.843      | 4.631      | 2.344        |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -4.538e+08 | -1.033e+08 | -3.505e+08   |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.1631     | 0.04904    | 0.4656       |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 132.7      | 83.61      | 152.1        |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.935      | 2.394      | 3.086        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | —          | 0.02935    | 0.07600      |
| Viscosidad (cP)                       | —          | 0.01215    | 0.08802      |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | —          | —          | 4.944        |
| Peso Molecular                        | 45.22      | 34.92      | 49.28        |
| Factor Z                              | —          | 0.7545     | 0.1121       |

Propiedades del gas a la salida de la tubería

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase Líquida |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fración Fase Vapor                    | 0.2054     | 0.2054     | 0.7946       |
| Temperatura (C)                       | 54.67      | 54.67      | 54.67        |
| Presión (kg/cm <sup>2</sup> _g)       | 29.03      | 29.03      | 29.03        |
| Flujo Molar (kgmol/h)                 | 3857       | 792.4      | 3065         |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 384,500    | 57,900     | 326,600      |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 1522       | 270.6      | 1252         |
| Enalpía Molar (kcal/kgmol)            | -2.852e+04 | -2.222e+04 | -3.015e+04   |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -630.6     | -671.0     | -623.5       |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 123.6      | 161.6      | 113.8        |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 2.734      | 4.881      | 2.353        |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -4.602e+08 | -7.366e+07 | -3.865e+08   |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.1990     | 1.410      | 9.749        |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 132.0      | 0.04670    | 0.4714       |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 2.918      | 2.360      | 3.017        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | —          | 0.02927    | 0.07810      |
| Viscosidad (cP)                       | —          | 0.01204    | 0.08961      |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | —          | —          | 5.314        |
| Peso Molecular                        | 45.22      | 33.12      | 48.35        |
| Factor Z                              | —          | 0.7672     | 0.1110       |

Notas.

|       |                      |              |       |
|-------|----------------------|--------------|-------|
| Fecha | Versión HYSYS v1.5.2 | Página No. 2 | De: 5 |
|-------|----------------------|--------------|-------|



| HYSYS Tanque   |                       |                            |            | EndConI/II.hsc                     |          |
|--|-----------------------|----------------------------|------------|------------------------------------|----------|
| Tanque para Endulzadora de Condensados I/II (continuación) |                       |                            |            |                                    |          |
| Entrada  |                       | Salida                     |            | Energía                            |          |
| NOMBRE   | DE OPERAR             | NOMBRE                     | A OPERAR   | NOMBRE                             | A OPERAR |
| 2  | Tanque                | 4                          | Domo       | 3                                  |          |
|  |                       | 5                          | Fondos     |                                    |          |
| Parámetros Físicos   |                       |                            |            |                                    |          |
| Volumen del Tanque: --- m3                                 |                       | Nivel SP: --- %            |            | Volumen de Líquido: --- m3         |          |
| Presión del Tanque: 29.02 kg/cm2_g                         |                       | Caída de Presión: 0.01 psi |            | Duty: 0.0000                       |          |
|  |                       |                            |            | Alimentación Inicial: de productos |          |
|  |                       |                            |            | Modo de Transferencia de Calor     |          |
| Propiedades del gas alimentación al acumulador             |                       |                            |            |                                    |          |
|  |                       | Total                      | Fase vapor | Fase líquida                       |          |
| Fracción Fase Vapor  |                       | 0.2054                     | 0.2054     | 0.7946                             |          |
| Temperatura (C)  |                       | 54.67                      | 54.67      | 54.67                              |          |
| Presión (kg/cm2_g)   |                       | 29.03                      | 29.03      | 29.03                              |          |
| Flujo Molar (kgmol/h)                                      |                       | 3857                       | 792.4      | 3065                               |          |
| Flujo Másico (Lb/h)  |                       | 384.500                    | 57.900     | 326.600                            |          |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)                           |                       | 1522                       | 270.6      | 1252                               |          |
| Entalpia Molar (kcal/kgmol)                                |                       | -2.852e+04                 | -2.222e+04 | -3.015e+04                         |          |
| Entalpia Másica (kcal/kg)                                  |                       | -630.6                     | -671.0     | -623.5                             |          |
| Entropía Molar (kJ/kgmol-C)                                |                       | 123.6                      | 161.6      | 113.8                              |          |
| Entropía Másica (kJ/kg-C)                                  |                       | 2.734                      | 4.881      | 2.353                              |          |
| Densidad Másica (g/cm3)                                    |                       | 0.1990                     | 0.04670    | 0.4714                             |          |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C)                      |                       | 132.0                      | 78.15      | 145.2                              |          |
| Capacidad de Calor Masico (kJ/kg-C)                        |                       | 2.858                      | 2.360      | 3.017                              |          |
| Conductividad Térmica (W/m-k)                              |                       | ---                        | 0.02927    | 0.07810                            |          |
| Viscosidad (cP)  |                       | ---                        | 0.01204    | 0.08961                            |          |
| Peso Molecular   |                       | 45.22                      | 33.12      | 48.35                              |          |
| Factor Z   |                       | ---                        | 0.7672     | 0.1110                             |          |
| Propiedades del gas salida de vapor (Domo)                 |                       |                            |            |                                    |          |
|  |                       | Total                      | Fase vapor | Fase líquida                       |          |
| Fracción Fase Vapor  |                       | 1.000                      | 1.000      | 0.000                              |          |
| Temperatura (C)  |                       | 54.66                      | 54.66      | 54.66                              |          |
| Presión (kg/cm2_g)   |                       | 29.02                      | 29.02      | 29.02                              |          |
| Flujo Molar (kgmol/h)                                      |                       | 792.80                     | 792.80     | 0.0000                             |          |
| Flujo Másico (Lb/h)  |                       | 57.900                     | 57.900     | 0.0000                             |          |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)                           |                       | 270.80                     | 270.80     | 0.0000                             |          |
| Entalpia Molar (kcal/kgmol)                                |                       | -2.222e+04                 | -2.222e+04 | -3.015e+04                         |          |
| Entalpia Másica (kcal/kg)                                  |                       | -671                       | -671.0     | -623.5                             |          |
| Entropía Molar (kJ/kgmol-C)                                |                       | 161.6                      | 161.6      | 113.8                              |          |
| Entropía Másica (kJ/kg-C)                                  |                       | 4.881                      | 4.881      | 2.353                              |          |
| Flujo de Calor (Kj/h)                                      |                       | -7.371e+07                 | -7.371e+07 | 0.0000                             |          |
| Densidad Másica (g/cm3)                                    |                       | 0.04668                    | 0.04668    | 0.4714                             |          |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C)                      |                       | 78.14                      | 78.14      | 145.9                              |          |
| Capacidad de Calor Masico (kJ/kg-C)                        |                       | 2.360                      | 2.360      | 3.017                              |          |
| Conductividad Térmica (W/m-k)                              |                       | 0.02927                    | 0.02927    | 0.07810                            |          |
| Viscosidad (cP)  |                       | 0.01203                    | 0.01203    | 0.08962                            |          |
| Peso Molecular   |                       | 33.12                      | 33.12      | 48.35                              |          |
| Factor Z   |                       | 0.7672                     | 0.7672     | 0.1109                             |          |
| Fecha:   | Versión: HYSYS v1.5.2 | Página No. 3               |            | De: 5                              |          |



HYSYS Tanque

EndConI/II.hsc

Tanque (continuación)

Propiedades del gas salida de líquido (Fondo)

|                                       | Total      | Fase vapor | Fase líquido |
|---------------------------------------|------------|------------|--------------|
| Fración Fase Vapor                    | 0.000      | 0.000      | 1.000        |
| Temperatura (C)                       | 54.66      | 54.66      | 54.66        |
| Presión (Kg/cm <sup>2</sup> -g)       | 29.02      | 29.02      | 29.02        |
| Flujo Molar (kmol/h)                  | 3064       | 0.0000     | 3064         |
| Flujo Másico (Lb/h)                   | 326,600    | 0.0000     | 326,600      |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)      | 1252       | 0.0000     | 1252         |
| Entalpía Molar (kcal/kgmol)           | -3.015e+04 | -2.22e+04  | -3.015e+04   |
| Entalpía Másica (kcal/kg)             | -623.5     | -671.0     | -623.5       |
| Entropía Molar (kj/kgmol-C)           | 113.8      | 161.6      | 113.8        |
| Entropía Másica (kj/kg-C)             | 2.353      | 4.881      | 2.353        |
| Flujo de Calor (Kj/h)                 | -3.865e+08 | 0.0000     | -3.865e+08   |
| Densidad Másica (g/cm <sup>3</sup> )  | 0.4714     | 0.04668    | 0.4714       |
| Capacidad de Calor Molar (Kj/Kgmol-C) | 145.9      | 78.14      | 145.9        |
| Capacidad de Calor Másico (kj/kg-C)   | 3.017      | 2.360      | 3.017        |
| Conductividad Térmica (W/m-k)         | 0.07810    | 0.02927    | 0.07810      |
| Viscosidad (cP)                       | 0.08962    | 0.01203    | 0.08962      |
| Tensión Superficial (dyne/cm)         | 5.315      | —          | 5.315        |
| Peso Molecular                        | 48.35      | 33.12      | 48.35        |
| Factor Z                              | 0.1109     | 0.7672     | 0.1109       |

CONCLUSIONES:

Para las Plantas Endulzadoras de Condensados I/II, desfogue húmedo de acuerdo a los datos reportados por el Simulador; se obtiene un flujo de condensados de 326,600 Lb/hr a una temperatura de 54.66 °C y una presión de 29.02 Kg/cm<sup>2</sup>-g.

Fecha:

Versión: HYSYS v1.5.2

Página No. 4

De: 5



| HYSYS Composición                                       |                       | EndConI/II.hsc   |            |                  |
|---|-----------------------|------------------|------------|------------------|
| <b>Composiciones de la Corriente de Desfogue Húmedo</b> |                       |                  |            |                  |
| Alimentación a:   |                       | Producto de:     |            | Conexión lógica: |
| Segmento de Tubería: Endulzadora Con. I/II              |                       |                  |            |                  |
| <b>Propiedades del gas</b>                              |                       |                  |            |                  |
| NOMBRE  | 1                     | 2                | 4          | 5                |
| Fracción Vapor  | 0.2828                | 0.2054           | 1.0000     | 0.0000           |
| Temperatura (C)   | 61.88                 | 54.67            | 54.66      | 54.66            |
| Presión (kg/cm2_g)                                      | 29.06                 | 29.03            | 29.02      | 29.02            |
| Flujo Molar (kgmol/h)                                   | 3857                  | 3857             | 792.8      | 3064             |
| Flujo Másico (Lb/h)                                     | 384.500               | 384.500          | 57.900     | 326.600          |
| Flujo de Volumen Líquido (USGPM)                        | 1522                  | 1522             | 270.8      | 1252             |
| Flujo de Calor (KJ/h)                                   | -4.538e+08            | -4.620e+08       | -7.371e+07 | -3.865e+08       |
| <b>Composición</b>                                      |                       |                  |            |                  |
| NOMBRE  | 1                     | 2                | 4          | 5                |
| Comp. Fracción Mol (H2O)                                | 0.0010                | 0.0010           | 0.0020     | 0.0007           |
| Comp. Fracción Mol Nitrógeno                            | 0.0016                | 0.0016           | 0.0022     | 0.0002           |
| Comp. Fracción Mol (CO2)                                | 0.0004                | 0.0004           | 0.0008     | 0.0003           |
| Comp. Fracción Mol (H2S)                                | 0.0000                | 0.0000           | 0.0001     | 0.0000           |
| Comp. Fracción Mol (Metano)                             | 0.1090                | 0.1090           | 0.3074     | 0.0577           |
| Comp. Fracción Mol (Etano)                              | 0.1950                | 0.1950           | 0.2950     | 0.1691           |
| Comp. Fracción Mol (Propano)                            | 0.3520                | 0.3520           | 0.2812     | 0.3703           |
| Comp. Fracción Mol (i-Butano)                           | 0.0509                | 0.0509           | 0.0241     | 0.0578           |
| Comp. Fracción Mol (n-Butano)                           | 0.1784                | 0.1784           | 0.0691     | 0.2066           |
| Comp. Fracción Mol (i-Pentano)                          | 0.0320                | 0.0320           | 0.0070     | 0.0384           |
| Comp. Fracción Mol (n-Pentano)                          | 0.0400                | 0.0400           | 0.0075     | 0.0484           |
| Comp. Fracción Mol (n-Hexano)                           | 0.0408                | 0.0408           | 0.0037     | 0.0505           |
| Total   | 1.0000                | 1.0000           | 1.0000     | 1.0000           |
| <b>Corrientes de Energía</b>                            |                       |                  |            |                  |
| NOMBRE  | 3                     |                  |            |                  |
| Flujo de Calor (KJ/h)                                   | 6.353e+06             |                  |            |                  |
| <b>Unidades de Operación</b>                            |                       |                  |            |                  |
| Operación   | Tipo de Operación     | Alimentación     | Productos  |                  |
| Tubería de  | Segmento tubería      | 1 (alimentación) | 2 (salida) |                  |
|   |                       | 2 (alimentación) | 3 (salida) |                  |
| Tanque  | Acumulador            |                  | 4 (domo)   |                  |
|   |                       |                  | 5 (fondo)  |                  |
| Fecha:  | Versión: HYSYS v1.5.2 | Página No. 5     | De: 5      |                  |



### RECIPIENTES ACUMULADORES DE LIQUIDOS.

De acuerdo al análisis realizado en las corrientes de desfogue para determinar la cantidad de hidrocarburos condensados se tiene:

DESFOGUE ÁCIDO.

Actualmente el sistema de desfogue no cuenta con tanque acumulador y la simulación realizada indica que existe un flujo de condensados de 100,700 Lb/hr y que representa un 30.8%, por lo que es indispensable contar con un recipiente recolector. En el inciso VI.3.1 se trata el diseño de este tanque.

DESFOGUE AMARGO.

La simulación realizada indica que no hay presencia de condensados, debido a esto los tanques acumuladores existentes TH-3101 y TH-3103 pueden ser eliminados.

DESFOGUE HUMEDO.

De las corrientes de desfogue húmedo de las Plantas Criogénicas I/II no se detecta presencia de condensados por lo que no es necesario poner ningún recipiente recolector.

DESFOGUE DE PLANTAS ENDULZADORAS DE CONDENSADOS.

Para las plantas Endulzadoras de condensados I/II, el análisis realizado indica la presencia de 326,600 Lb/hr de condensados que representa el 84.94% de la corriente desfogada por lo que es indispensable contar con un Recipiente recolector. En el inciso VI.3.1 se trata el diseño de este tanque.

Del análisis efectuado hasta este capítulo, el balance de desfogues incluido en el inciso IV.6 plano D-003, queda tal como se muestra en el plano D-004.



| PLANTA                       | CAUSA DE DEFECTO Y CANTIDAD RELAYADA |            |                                    |                |                  |                 | QUANTO LINEA DE DEFECTO | SUBESTACION ELECTRICA ALIMENTA PLANTA | SUMINISTRO AREA EMPALMADO DE TORRE N° | SUBSTACION ELECTRICA TORRES DE EMPALMADO | QUEMADOR ELVADO N° | QUEMADOR DE FOSA N° |
|------------------------------|--------------------------------------|------------|------------------------------------|----------------|------------------|-----------------|-------------------------|---------------------------------------|---------------------------------------|--|--------------------|---------------------|
|                              | FALLA DE AGUA DE EMPALMADO           | FUEGO      | FALLA DEL DE SISTEMA REFRIGERACION | CAUSA ESPECIAL | RUPTURA DE TUBOS | SALIDA INDEBIDA |                         |                                       |                                       |  |                    |                     |
| PLANTAS EMBOZADORAS DE GAS 1 |                                      |            |                                    |                |                  |                 |                         |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS ALCOD          | LE/HR                                |            |                                    |                |                  |                 | 81 300 00               |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   |            |                                    |                |                  |                 | 75 55                   |                                       |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  |            |                                    |                |                  |                 | 1 30                    |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | 7                                    |            |                                    |                |                  |                 | 266 64                  |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS AMARCO         | LE/HR                                |            | 133 35                             |                |                  |                 | 1 063 327 00            |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   |            | 73 82                              |                |                  |                 | 73 55                   |                                       |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  |            | 36 5 00                            |                |                  |                 | 36 5 00                 |                                       |                                       |  | 02-2               |                     |
|                              | 7                                    |            | 66 57                              |                |                  |                 | 75 84                   |                                       |                                       |  |                    |                     |
| PLANTAS EMBOZADORAS DE GAS 2 |                                      |            |                                    |                |                  |                 |                         |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS ALCOD          | LE/HR                                |            |                                    |                |                  |                 | 81 300 00               |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   |            |                                    |                |                  |                 | 75 55                   |                                       |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  |            |                                    |                |                  |                 | 1 30                    |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | 7                                    |            |                                    |                |                  |                 | 266 64                  |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS AMARCO         | LE/HR                                |            | 133 35                             |                |                  |                 | 1 063 327 00            |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   |            | 73 82                              |                |                  |                 | 73 55                   |                                       |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  |            | 36 5 00                            |                |                  |                 | 36 5 00                 |                                       |                                       |  | 02-2               |                     |
|                              | 7                                    |            | 66 57                              |                |                  |                 | 75 84                   |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADORAS DE CONDENSADOS 1 |                                      |            |                                    |                |                  |                 |                         |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS ALCOD          | LE/HR                                |            | 361 120 00                         |                |                  |                 | 50 127 00               |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   |            | 52 82                              |                |                  |                 | 4 83                    |                                       |                                       |  | 02-3               |                     |
|                              | PLG                                  |            | 4 00 00                            |                |                  |                 | 1 73 70                 |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | 7                                    |            | 6 3 30                             |                |                  |                 | 6 3 30                  |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS ALCOD          | LE/HR                                | 32 25 83   | 12 24 12                           |                |                  |                 | 9 37                    | 22 620 33                             |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   | 24 00      | 24 00                              |                |                  |                 | 24 00                   | 24 00                                 |                                       |  | 02-1               | 02-1                |
|                              | PLG                                  | 6 13       | 6 13                               |                |                  |                 | 6 13                    | 6 13                                  |                                       |  |                    |                     |
|                              | 7                                    | 287 84     | 287 84                             |                |                  |                 | 300 20                  | 320 20                                |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADORAS DE CONDENSADOS 2 |                                      |            |                                    |                |                  |                 |                         |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS ALCOD          | LE/HR                                |            | 361 120 00                         |                |                  |                 | 50 127 00               |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   |            | 52 82                              |                |                  |                 | 4 83                    |                                       |                                       |  | 02-2               |                     |
|                              | PLG                                  |            | 4 00 00                            |                |                  |                 | 1 73 70                 |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | 7                                    |            | 6 3 30                             |                |                  |                 | 6 3 30                  |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS ALCOD          | LE/HR                                | 32 25 83   | 12 24 12                           |                |                  |                 | 9 37                    | 22 620 33                             |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   | 24 00      | 24 00                              |                |                  |                 | 24 00                   | 24 00                                 |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  | 6 13       | 6 13                               |                |                  |                 | 6 13                    | 6 13                                  |                                       |  |                    |                     |
|                              | 7                                    | 287 84     | 287 84                             |                |                  |                 | 300 20                  | 320 20                                |                                       |  |                    |                     |
| PLANTA EMBOZADORA 1          |                                      |            |                                    |                |                  |                 |                         |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS ALCOD          | LE/HR                                | 261 174 02 | 14 228 00                          |                |                  | 49 376 00       | 17 241 00               | 4 90 00 00                            |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   | 44 00      | 44 00                              |                |                  | 44 00           | 44 00                   | 44 00                                 |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  | 81 00      | 81 00                              |                |                  | 76 50           | 64 00                   | 64 50                                 |                                       |  | 02-2               |                     |
|                              | 7                                    | 65 02      | 65 02                              |                |                  | 65 01           | 67 41                   | 67 90                                 |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS SECO           | LE/HR                                |            |                                    |                |                  |                 |                         | 31 40 00                              |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   |            |                                    |                |                  |                 |                         | 7 00                                  |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  |            |                                    |                |                  |                 |                         | 64 50                                 |                                       |  | 02-2               |                     |
|                              | 7                                    |            |                                    |                |                  |                 |                         | 64 03                                 |                                       |  |                    |                     |
| PLANTA EMBOZADORA 2          |                                      |            |                                    |                |                  |                 |                         |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS SECO           | LE/HR                                |            | 51 36 25                           |                |                  |                 | 54 94 70                |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   |            | 8 70                               |                |                  |                 | 8 00                    |                                       |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  |            | 16 70                              |                |                  |                 | 16 70                   |                                       |                                       |  | 02-2               |                     |
|                              | 7                                    |            | 20 30                              |                |                  |                 | 16 00                   |                                       |                                       |  |                    |                     |
| EMBOZADOR GAS AMARCO         | LE/HR                                | 19 84 02   | 104 570 00                         |                |                  | 2 421 00        | 1 009 21 70             |                                       |                                       |  |                    |                     |
|                              | PH                                   | 10 10      | 10 10                              |                |                  | 10 10           | 10 10                   |                                       |                                       |  | 02-1               |                     |
|                              | PLG                                  | 71 02      | 74 20                              |                |                  | 71 00           | 74 13                   |                                       |                                       |  | 02-2               |                     |
|                              | 7                                    | 64 1 00    | 64 1 00                            |                |                  | 270 31          | 332 14                  |                                       |                                       |  |                    |                     |

NOTAS

1. LOS FLUJOS REPERTADOS PARA EL QUEMADOR 1 (HEMISFERIO) SON EL FLUJO TOTAL DE ESTOS HEMISFERIOS QUE PARA EL QUEMADOR 2 (ISTE) SON
2. LOS FLUJOS DE LAS PLANTAS EMBOZADORAS DE GAS 1 Y 2 SON ADICIONALES PARA OBTENER EL FLUJO TOTAL DE DISEÑO
3. LOS DATOS DE TEMPERATURA Y PRESION SON REPERTADOS PARA CONDICIONES DE OPERACION MAXIMAS DESPUES DE LA VALVULA

| QUEMADOR DE FOSA DE EMERGENCIA QF-1         |            |                |              |
|---|------------|----------------|--------------|
| SECCION DE DEFECTOS EMBOZADORA              |            |                |              |
| CAUSA DE DEFECTO Y CANTIDAD RELAYADA (L/HR) |            |                |              |
| FALLA DE AGUA DE EMPALMADO                  | FUEGO      | CAUSA ESPECIAL | RELOGIOS     |
| EMBOZADORA DE GAS 1                         |            |                | 270 000 00   |
| EMBOZADORA DE GAS 2                         |            |                | 270 000 00   |
| EMBOZADORA DE ETANO Y LIGAJES 1             |            |                | 900 000 00   |
| FLUJO TOTAL                                 |            |                | 1 812 000 00 |
| SECCION DE DEFECTOS EMBOZADORA              |            |                |              |
| CAUSA DE DEFECTO Y CANTIDAD RELAYADA (L/HR) |            |                |              |
| FALLA DE AGUA DE EMPALMADO                  | FUEGO      | CAUSA ESPECIAL | RELOGIOS     |
| RECOMPRADORA DE ETANO Y LIGAJES 1           | 270 000 00 | 340 000 00     | 570 000 00   |
| EMBOZADORA DE CONDENSADOS 1                 |            |                | 270 000 00   |
| EMBOZADORA DE CONDENSADOS 2                 |            |                | 270 000 00   |
| FLUJO TOTAL                                 |            |                | 1 110 000 00 |

QUEMADOR DE FOSA SIN FLUJO DE 2

| CAUSA DE DEFECTO Y CANTIDAD RELAYADA (L/HR) |       |                |              |
|---|-------|----------------|--------------|
| FALLA DE AGUA DE EMPALMADO                  | FUEGO | CAUSA ESPECIAL | RELOGIOS     |
| EMBOZADORA DE GAS 1                         |       |                | 270 000 00   |
| EMBOZADORA DE GAS 2                         |       |                | 270 000 00   |
| EMBOZADORA DE CONDENSADOS 1                 |       |                | 270 000 00   |
| EMBOZADORA DE CONDENSADOS 2                 |       |                | 270 000 00   |
| FLUJO TOTAL                                 |       |                | 1 080 000 00 |

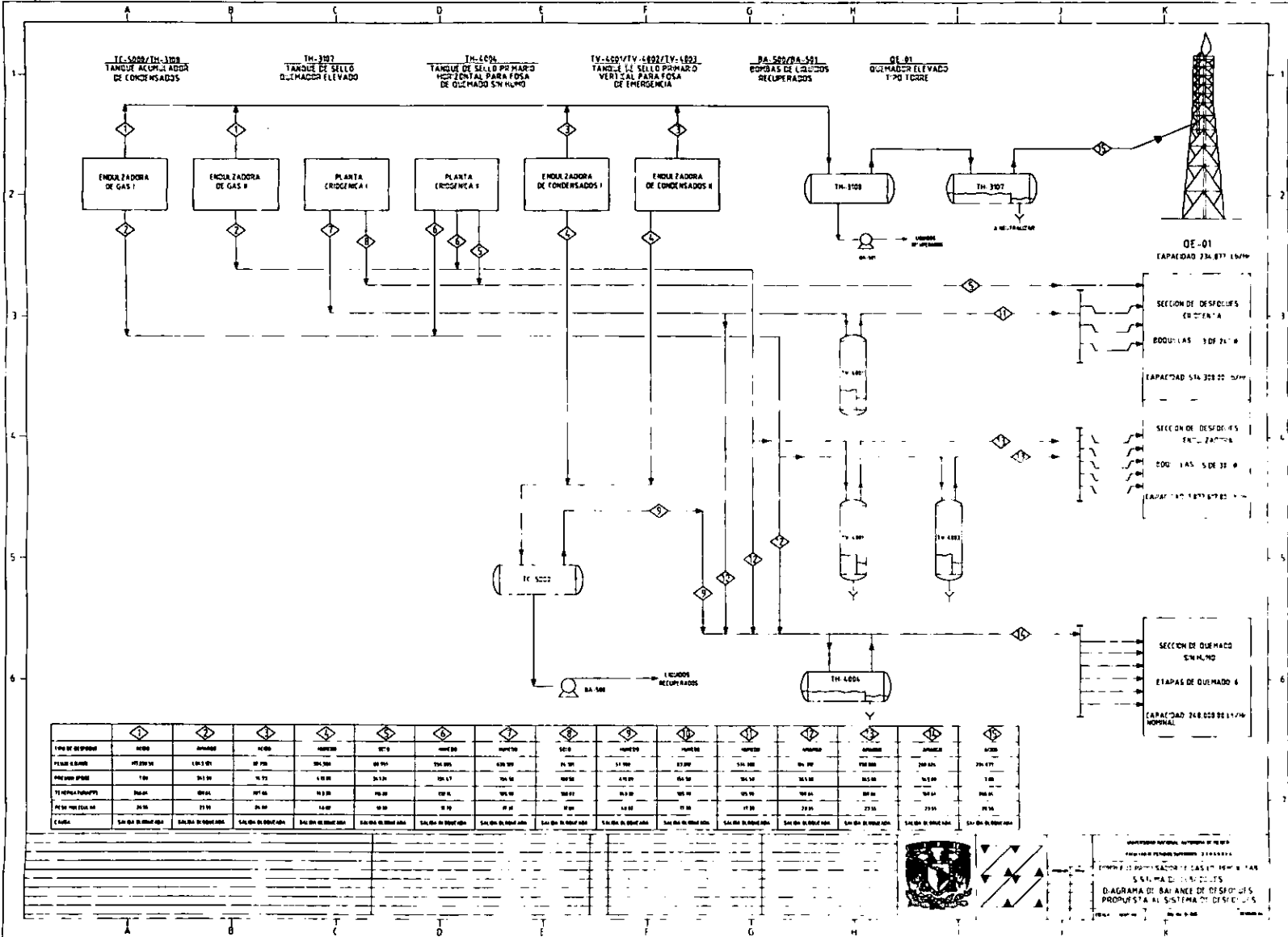
QUEMADOR ELEVADO QF-1

| CAUSA DE DEFECTO Y CANTIDAD RELAYADA (L/HR) |       |                |            |
|---|-------|----------------|------------|
| FALLA DE AGUA DE EMPALMADO                  | FUEGO | CAUSA ESPECIAL | RELOGIOS   |
| EMBOZADORA DE GAS 1                         |       |                | 175 000 00 |
| EMBOZADORA DE GAS 2                         |       |                | 175 000 00 |
| EMBOZADORA DE CONDENSADOS 1                 |       |                | 175 000 00 |
| EMBOZADORA DE CONDENSADOS 2                 |       |                | 175 000 00 |
| FLUJO TOTAL                                 |       |                | 700 000 00 |



COMPAÑIA PERUANA DE GAS Y ENERGIA  
S.A. (ENVIADO)

COMPLETO PROFESOR DE GAS Y ENERGIA  
SISTEMA DE DEFECTO  
PLANTA ANALISIS NOTAS  
SISTEMA ANALISIS NOTAS



|                   | 1000    | 2000    | 3000    | 4000    | 5000    | 6000    | 7000    | 8000    | 9000    | 10000    | 11000    | 12000    | 13000    | 14000    | 15000    |
|-------------------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| TIPO DE DESPIQUES | 8000    | 16000   | 24000   | 32000   | 40000   | 48000   | 56000   | 64000   | 72000   | 80000    | 88000    | 96000    | 104000   | 112000   | 120000   |
| PLANTA C-0100     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-0200     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-0300     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-0400     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-0500     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-0600     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-0700     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-0800     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-0900     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1000     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1100     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1200     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1300     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1400     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1500     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1600     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1700     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1800     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-1900     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |
| PLANTA C-2000     | 1000000 | 2000000 | 3000000 | 4000000 | 5000000 | 6000000 | 7000000 | 8000000 | 9000000 | 10000000 | 11000000 | 12000000 | 13000000 | 14000000 | 15000000 |

INSTITUTO NACIONAL AUTÓNOMO DE ESTADÍSTICA  
 EMPRESA PROMOTORA DE GAS Y PETROLIO  
 S.A. M.A.D. S.A. S.A. S.A.  
 DIAGRAMA DE BALANCE DE DESPIQUES  
 PROPUESTA AL SISTEMA DE DESPIQUES  
 No. de 0-00

VI.3.1 DISEÑO DE TANQUES ACUMULADORES.

DISEÑO DEL TANQUE ACUMULADOR DE PLANTAS ENDULZADORAS  
DE GAS I/II.

DATOS DE DISEÑO.

|                                       |                          |
|---------------------------------------|--------------------------|
| Flujo Másico Endulzadora de Gas I/II: | 100,700 Lb/hr            |
| Densidad:                             | 60.51 Lb/ft <sup>3</sup> |
| Tiempo de Residencia:                 | 5.00 Min.                |
| Diámetro del Cabezal de desfogue:     | 36.00 Plg.               |
| Tipo de desfogue:                     | Ácido.                   |

CALCULO DEL FLUJO VOLUMETRICO.

$$V = \frac{W}{\rho}$$

$$V = \frac{100,700}{60.51 \cdot 60}$$

$$V = 27.74 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

$$\left( 0.79 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \right)$$

V = Flujo volumétrico, ft<sup>3</sup>/hr  
W = Flujo másico, lb/hr  
ρ = Densidad, lb/ft<sup>3</sup>

CALCULO DEL VOLUMEN TOTAL DE LIQUIDO EN EL TANQUE.

$$V_T = V \cdot T_r$$

$$V_T = 27.74 \cdot 5$$

$$V_T = 138.70 \text{ ft}^3$$

$$(3.93 \text{ m}^3)$$

V<sub>T</sub> = Volumen total de líquido, ft<sup>3</sup>  
V = Flujo volumétrico, ft<sup>3</sup>/hr  
T<sub>r</sub> = Tiempo de residencia, hr

Y considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está a una altura de  $0.80 \cdot (D_t)$  que corresponde aproximadamente al 80% del volumen total.

$$V_T = \frac{138.70}{0.80}$$

$$V_T = 173.38 \text{ ft}^3 \quad (4.91 \text{ m}^3)$$

#### CALCULO DEL DIÁMETRO DEL TANQUE.

Para encontrar el diámetro óptimo del tanque se utiliza el nomograma proporcionada por el método de Abakians, el cual se muestra en función del volumen total del líquido en el tanque, considerando el nivel máximo alcanzado por el líquido ( $V_T$ ) y F que es un factor que esta en función de:

- La presión de diseño del tanque acumulador,  $\text{Kg/cm}^2$ .
- Se considera que el material de construcción es acero al carbón SA-285 grado C, con un esfuerzo permisible de  $963.20 \text{ Kg/cm}^2$ .
- Se considera una eficiencia por soldadura del 80%, (0.80).
- Se considera una corrosión permisible de 1/16 de pulgada (0.15878 cm).

y se obtiene de la siguiente forma:

$$F = \frac{P}{C \cdot S \cdot C}$$

$$F = \frac{0.21}{0.15878 \cdot 963.20 \cdot 0.80}$$

$$F = 0.00172 \text{ cm}^3$$

De la figura 9, se lee un diámetro de:

$$D_t = 5.8 \text{ ft} \quad (1.77 \text{ m})$$

F = Factor  
P = Presión de diseño,  $\text{Kg/cm}^2$   
C = Corrosión permisible, cm  
S = Esfuerzo permisible,  $\text{Kg/cm}^2$   
E = Eficiencia por soldadura, %  
Dt = Diámetro del tanque, ft

CALCULO DE ALTURA DEL VAPOR.

La altura de vapor o espacio libre arriba de la superficie del líquido es 2/3 partes el diámetro del tanque o cuando mucho 3 pies (lo que resulte menor).

$$H_v = \frac{2}{3} \cdot D_t$$

$$H_v = \frac{2}{3} \cdot 5.8 \approx 3.87 \text{ ft} \quad (1.18 \text{ m})$$

Por lo tanto:

$$H_v = 3 \text{ ft} \quad (0.91 \text{ m})$$

$H_v$  = Altura de vapor, ft  
 $D_t$  = Diámetro del tanque, ft

CALCULO DE ALTURA DE LÍQUIDO.

$$H_L = D_t - H_v$$

$$H_L = 5.8 - 3$$

$$H_L = 2.80 \text{ ft} \quad (0.85 \text{ m})$$

$H_L$  = Altura de líquido, ft  
 $D_t$  = Diámetro del tanque, ft  
 $H_v$  = Altura de vapor, ft

CALCULO DE LA LONGITUD DEL TANQUE.

Con un  $L/D = 3$  se tiene:

$$\frac{L}{D} = 3$$

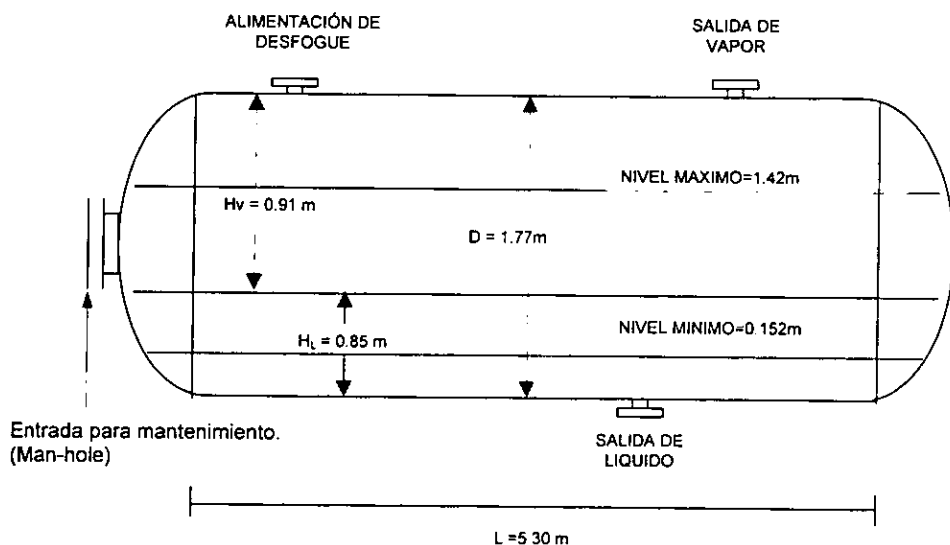
$$L = 3 \cdot D_t$$

$$L = 3 \cdot 5.8$$

$$L = 17.40 \text{ ft} \quad (5.30 \text{ m})$$

$L$  = Longitud del tanque, ft  
 $D_t$  = Diámetro del tanque, ft

Con las dimensiones obtenidas se obtiene un volumen real de  $13.04 \text{ m}^3$ , y se puede obtener un tiempo de captación de 16.51 minutos.



**DIMENSIONES PARA EL TANQUE ACUMULADOR TH-3108**

**DISEÑO DEL TANQUE ACUMULADOR DE PLANTAS ENDULZADORAS  
DE CONDENSADOS I/II.**

**DATOS DE DISEÑO.**

|  |                          |
|--|--------------------------|
| Flujo Másico Endulzadora de Condensados: | 326,600 Lb/hr            |
| Densidad:                                | 39.43 Lb/ft <sup>3</sup> |
| Tiempo de Residencia:                    | 5.00 Min.                |
| Diámetro del Cabezal de desfogue:        | 24.00 Plg.               |
| Tipo de desfogue:                        | Húmedo                   |

**CALCULO DEL FLUJO VOLUMETRICO.**

$$V = \frac{W}{\rho}$$

$$V = \frac{326,600}{29.43 \cdot 60}$$

$$V = 184.96 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \quad \left( 5.24 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \right)$$

V = Flujo volumétrico, ft<sup>3</sup>/hr  
W = Flujo másico, lb/hr  
ρ = Densidad, lb/ft<sup>3</sup>

**CALCULO DEL VOLUMEN TOTAL DE LIQUIDO EN EL TANQUE.**

$$V_T = V \cdot T_r$$

$$V_T = 184.96 \cdot 5$$

$$V_T = 924.80 \text{ ft}^3 \quad (26.19 \text{ m}^3)$$

V<sub>T</sub> = Volumen total de liquido, ft<sup>3</sup>  
V = Flujo volumétrico, ft<sup>3</sup>/hr  
T<sub>r</sub> = Tiempo de residencia, hr

Y considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está a una altura de 0.80 \*(D<sub>t</sub>) que corresponde aproximadamente al 80% del volumen total.

$$V_T = \frac{924.80}{0.80}$$

$$V_T = 1,156 \text{ ft}^3 \quad (32.73 \text{ m}^3)$$

#### CALCULO DEL DIÁMETRO DEL TANQUE.

Para encontrar el diámetro óptimo del tanque se utiliza el nomograma proporcionada por el método de Abakians, el cual se muestra en función del volumen total del líquido en el tanque, considerando el nivel máximo alcanzado por el líquido (V<sub>T</sub>) y F que es un factor que esta en función de:

- La presión de diseño del tanque acumulador, Kg/cm<sup>2</sup>.
- Se considera que el material de construcción es acero al carbón SA-285 grado C, con un esfuerzo permisible de 963.20 Kg/cm<sup>2</sup>.
- Se considera una eficiencia por soldadura del 80%, (0.80).
- Se considera una corrosión permisible de 1/16 de pulgada (0.15878 cm).

y se obtiene de la siguiente forma:

$$F = \frac{P}{C \cdot S \cdot E}$$

$$F = \frac{0.36}{0.15878 \cdot 963.20 \cdot 0.80}$$

$$F = 0.00294 \text{ cm}^3$$

De la figura 9, se lee un diámetro de:

$$D_t = 11 \text{ ft} \quad (3.35 \text{ m})$$

F = Factor  
P = Presión de diseño, Kg/cm<sup>2</sup>  
C = Corrosión permisible, cm  
S = Esfuerzo permisible, Kg/cm<sup>2</sup>  
E = Eficiencia por soldadura, %  
D<sub>t</sub> = Diámetro del tanque, ft



CALCULO DE ALTURA DEL VAPOR.

La altura de vapor o espacio libre arriba de la superficie del líquido es 2/3 partes el diámetro del tanque o cuando mucho 3 pies (lo que resulte menor).

$$H_v = \frac{2}{3} * D_t$$

$$H_v = \frac{2}{3} * 11 = 7.33 \text{ ft} \quad (2.24 \text{ m})$$

Por lo tanto:

$$H_v = 3 \text{ ft} \quad (0.91 \text{ m})$$

$H_v$  = Altura de vapor, ft  
 $D_t$  = Diámetro del tanque, ft

CALCULO DE ALTURA DE LÍQUIDO.

$$H_L = D_t - H_v$$

$$H_L = 11 - 3$$

$$H_L = 8 \text{ ft} \quad (2.44 \text{ m})$$

$H_L$  = Altura de líquido, ft  
 $D_t$  = Diámetro del tanque, ft  
 $H_v$  = Altura de vapor, ft

CALCULO DE LA LONGITUD DEL TANQUE.

Con un  $L/D = 3$  se tiene:

$$\frac{L}{D} = 3$$

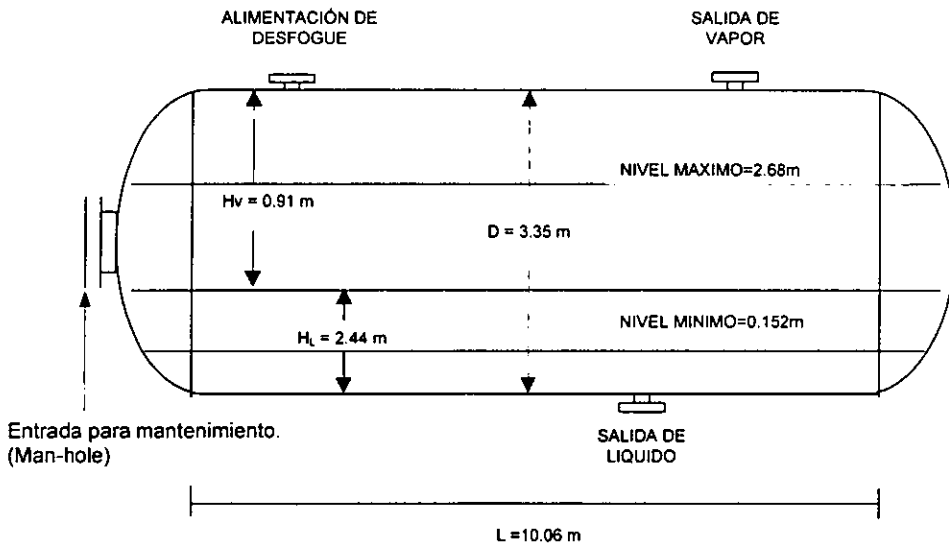
$$L = 3 * D_t$$

$$L = 3 * 11$$

$$L = 33 \text{ ft} \quad (10.06 \text{ m})$$

$L$  = Longitud del tanque, ft  
 $D_t$  = Diámetro del tanque, ft

Con las dimensiones obtenidas se obtiene un volumen real de  $88.67 \text{ m}^3$ , y se puede obtener un tiempo de captación de 16.92 minutos.



**DIMENSIONES PARA EL TANQUE ACUMULADOR TC-5000**

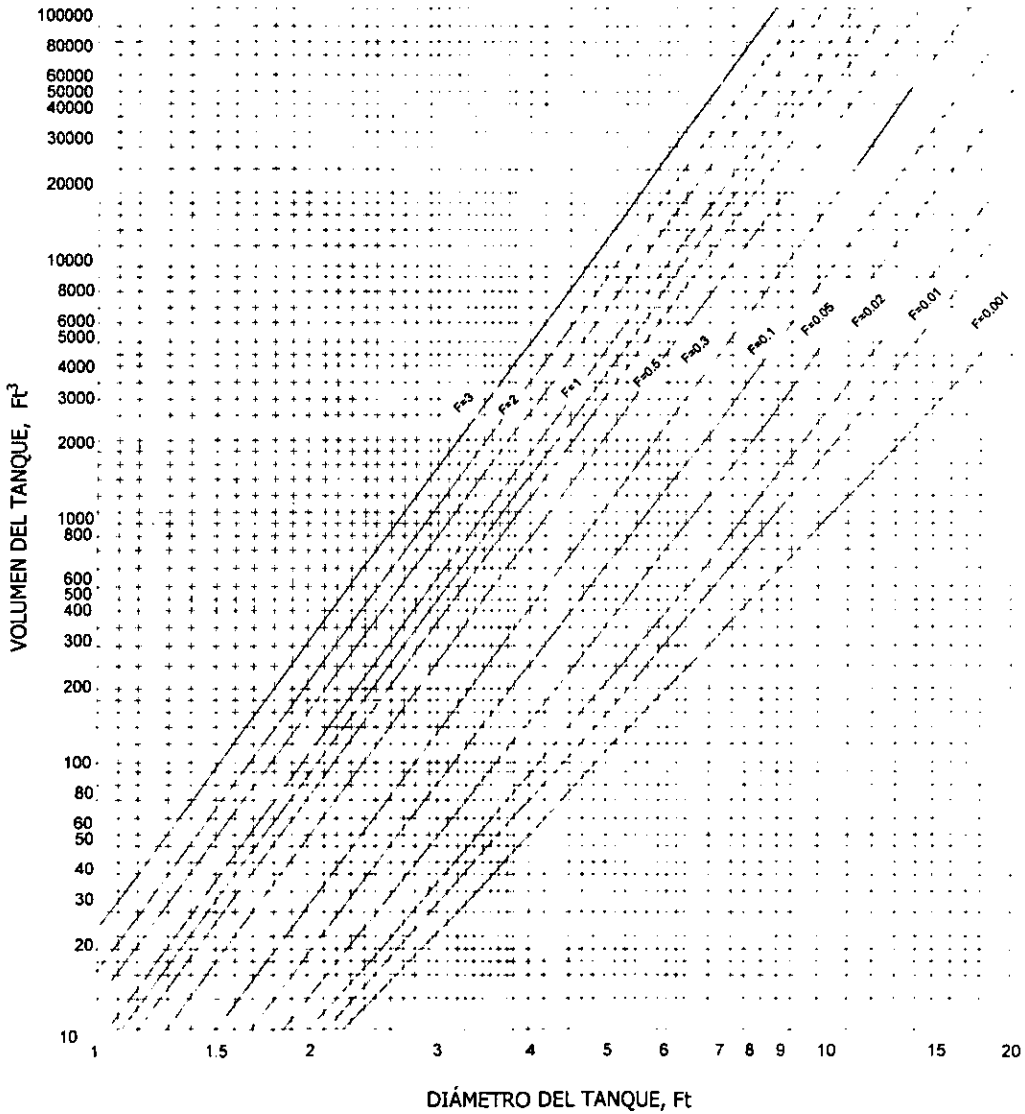


FIGURA 9. NOMOGRAMA PARA OBTENER TAMAÑO OPTIMO DEL TANQUE.



VI.3.2.1 DISEÑO DEL TANQUE DE SELLO DE AGUA HORIZONTAL (TH-3107)  
PARA EL QUEMADOR ELEVADO QE-01.

DIÁMETRO DEL CABEZAL PRINCIPAL, ALIMENTACIÓN DE GAS ÁCIDO.

$$d = 36 \text{ in.}$$

ALTURA DEL SELLO DE AGUA.

$$h = 3 \text{ in}$$

TAMAÑO DEL CORTE DE LA TUBERÍA SUMERGIDA.

$$T_c = 2 \text{ in.}$$

DISTANCIA MINIMA ENTRE EL FINAL DEL CORTE Y EL FONDO DEL TANQUE.

Esta distancia es para minimizar la erosión del fondo del tanque debido a la velocidad del gas.

$$D' = \frac{d}{4}$$
$$D' = \frac{36}{4} = 9 \text{ in.}$$

ALTURA DE VAPOR.

La altura del espacio de vapor arriba del líquido, se recomienda de 3 pies como mínimo

$$H_v = 36 \text{ in} \quad (0.91 \text{ m})$$

ALTURA DE LIQUIDO.

$$H_L = h + T_c + D'$$
$$H_L = 3 + 2 + 31 = 36 \text{ in.} \quad (0.91 \text{ m})$$

Considerando que por arreglo de equipo es conveniente dar la altura de vapor igual a la altura del líquido, tenemos:

DIAMETRO DEL TANQUE DE SELLO.

$$D_t = H_v + H_L$$

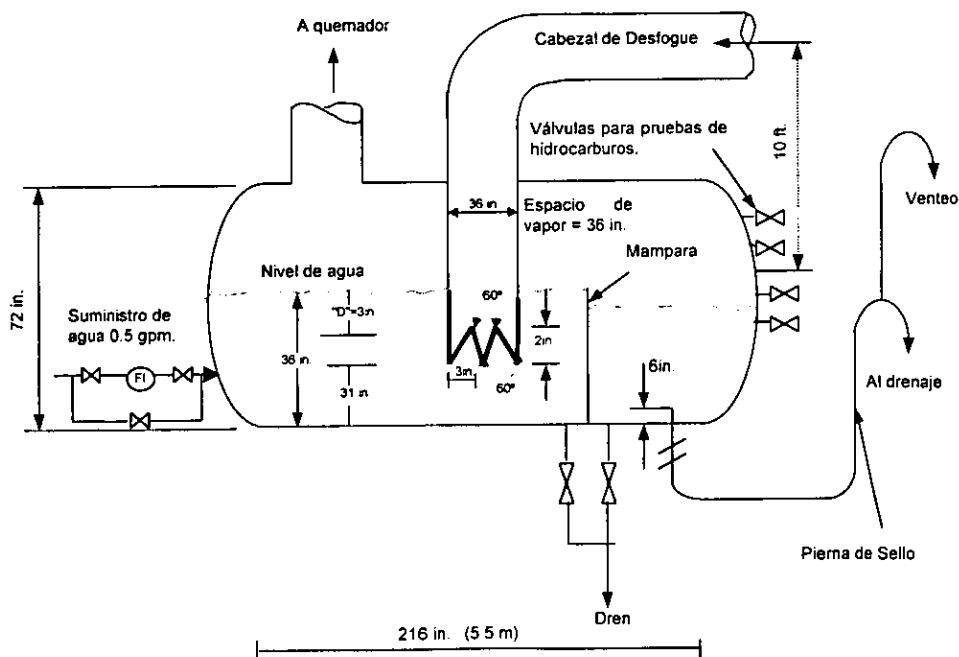
$$D_t = 36 + 36 = 72 \text{ in.} \quad (1.83 \text{ m})$$

LONGITUD DEL TANQUE DE SELLO.

$$L = 3D$$

$$L = 3 * (72)$$

$$L = 216 \text{ in} \quad (5.5 \text{ m})$$



**DIMENSIONES PARA EL TANQUE DE SELLO TH-3107**



### VI.3.2.2 DISEÑO DE TANQUES DE SELLO DE AGUA PARA EL QUEMADOR DE FOSA QF-01.

El sistema de sellos para el quemador de fosa de emergencia esta integrado por sellos de agua primarios y sellos de agua secundarios.

El sello primario tiene como finalidad principal el separar los flujos de desfogue. Al empezar la emisión del desfogue, el tanque de sello primario ejercerá la contra presión suficiente para que el flujo de desfogue sature la parrilla de quemado sin humo, hasta su capacidad nominal de 240,000 lbs/hr a una presión de 2 psig.

Cuando la parrilla de quemado sin humo se encuentre operando a su máxima capacidad, se ejercerá la contra presión suficiente para romper el sello de agua primario y entonces el flujo de desfogue se dirigirá a la fosa de emergencia.

Los sellos primarios del sistema de la fosa de quemado de emergencia, se pueden observar en el diagrama de balance de desfogue; y son:

TV-4001 para el desfogue amargo de la Planta Endulzadora de Gas I y desfogue húmedo de la Planta Criogénica II.

TV-4002 para el desfogue amargo de la Planta Endulzadora de Gas II y desfogue húmedo de la Planta Criogénica II.

TV-4003 para el desfogue húmedo de la Planta Criogénica I.

La instalación de sellos de agua secundarios se justifica porque, además de prevenir el retroceso de la flama del quemador, se tiene un sistema de control de flujo, es decir este tipo de sello permite escalonar el flujo de quemado a diferentes presiones para generar un sistema de quemado por etapas, asegurando de esta forma una mayor eficiencia en el quemado y una mejor distribución de flujo a medida que se presenta un incremento en el flujo de desfogue.

De acuerdo al número de boquillas existentes en la fosa será el número de sellos secundarios, el escalonamiento de presiones está en función del volumen de gas de desfogue a manejar.

La selección de la posición del tanque esta en función de la altura del sello, esta altura es determinada a partir de las caídas de presión para cada sección de desfogue en particular.

La sección de desfogues "Endulzadora", esta integrada por cinco boquillas de quemado de 30 pulgadas de diámetro, por lo que deberán diseñarse cinco tanques de sello secundarios.

Mientras que la sección de desfogues "Criogénica", la conforman tres boquillas de quemado de 24 pulgadas de diámetro con tres tanques de sello secundarios.



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
RECIPIENTES.

ESCALONAMIENTO SECCIÓN DE DESFOGUE ENDULZADORA

| TANQUE N° | DESCRIPCIÓN                | $\Delta P$ (psi) | ALTURA DEL SELLO (in H <sub>2</sub> O) |
|-----------|----------------------------|------------------|--|
| TV-5001   | Tanque de Sello Secundario | 1.50             | 42.00                                  |
| TV-5002   | Tanque de Sello Secundario | 1.50             | 42.00                                  |
| TV-5003   | Tanque de Sello Secundario | 2.00             | 55.56                                  |
| TV-5004   | Tanque de Sello Secundario | 2.00             | 55.56                                  |
| TV-5005   | Tanque de Sello Secundario | 2.00             | 55.56                                  |
| TV-4001   | Tanque de Sello Primario   | 5.5              | 152.76                                 |
| TV-4002   | Tanque de Sello Primario   | 5.5              | 152.76                                 |

ESCALONAMIENTO SECCIÓN DE DESFOGUE CRIOGENICA

| TANQUE N° | DESCRIPCIÓN                | $\Delta P$ (psi) | ALTURA DEL SELLO (in H <sub>2</sub> O) |
|-----------|----------------------------|------------------|--|
| TV-5006   | Tanque de Sello Secundario | 1.50             | 42.00                                  |
| TV-5007   | Tanque de Sello Secundario | 2.00             | 55.56                                  |
| TV-5008   | Tanque de Sello Secundario | 2.00             | 55.56                                  |
| TV-4003   | Tanque de Sello Primario   | 5.5              | 152.76                                 |

Para los valores de la caída de presión en el escalonamiento se toma de referencia la caída de presión en la boquilla que es de 1.38 psi, por lo que para asegurar que será vencida esta presión deberá tomarse un valor arriba del dato mencionado, mientras que para el sello primario será mayor a la máxima caída de presión del arreglo de sellos secundarios.

VI.3.2.2.1 DISEÑO DE TANQUES DE SELLO "SECCIÓN ENDULZADORA".

DISEÑO DE TANQUE DE SELLO SECUNDARIOS VERTICALES (TV-5001 Y TV-5002).

DIÁMETRO DE LA TUBERIA Y DE LA BOQUILLA DE QUEMADO.

$$d = 30 \text{ in.}$$

DIÁMETRO DEL TANQUE DE SELLO.

$$D_T = 2 * d$$
$$D_T = 2 * 30 = 60 \text{ in} \quad (1.52 \text{ m})$$

ALTURA DEL SELLO.

$$h = \frac{144 * P}{\rho_L}$$
$$h = \frac{144 * 1.5}{62.22}$$
$$h = 3.47 \text{ ft} \quad (42 \text{ in})$$

TAMAÑO DEL CORTE DE LA TUBERIA SUMERGIDA.

$$T_c = 2 \text{ in.}$$

DISTANCIA MINIMA ENTRE EL FINAL DEL CORTE Y EL FONDO DEL TANQUE.

$$D' = \frac{d}{4}$$
$$D' = \frac{30}{4} = 7.5 \text{ in.}$$

ALTURA DE VAPOR.

$$H_v = 1 * D_T$$
$$H_v = 1 * 60 = 60 \text{ in.} \quad (1.52 \text{ m})$$

ALTURA DE LIQUIDO.

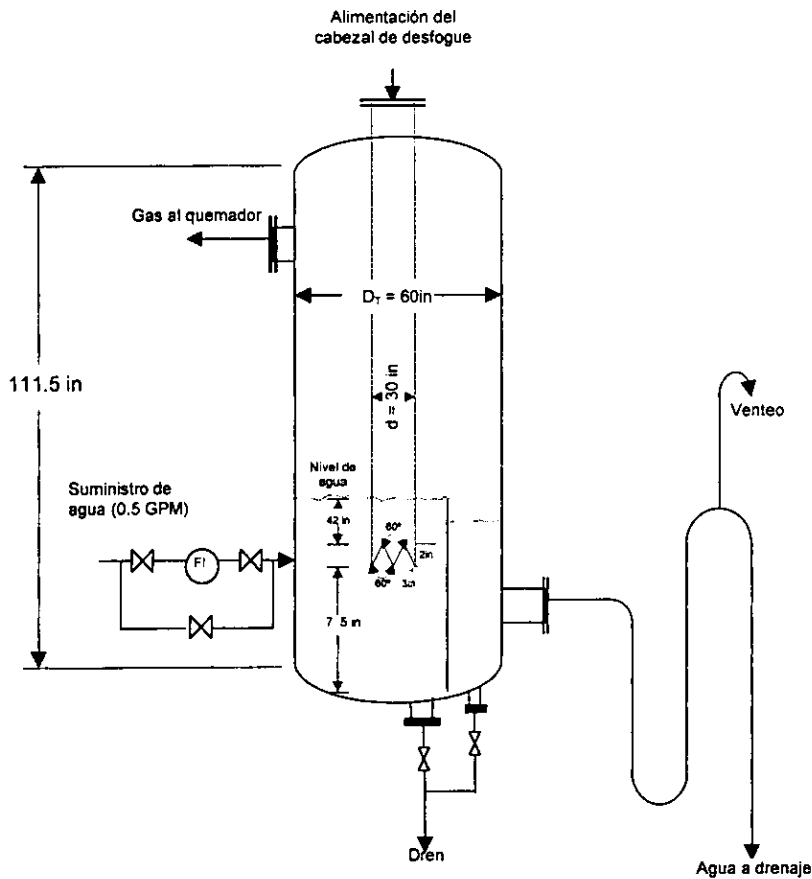
$$H_L = h + T_c + D'$$
$$H_L = 42 + 2 + 7.5 = 51.5 \text{ in.} \quad (1.31 \text{ m})$$



ALTURA DEL TANQUE DE SELLO.

$$H_T = H_v + H_L$$

$$H_T = 60 + 51.5 = 111.50 \text{ in} \quad (2.83 \text{ m})$$



**DIMENSIONES PARA TANQUES DE SELLO SECUNDARIOS TV-5001 Y TV-5002**

**DISEÑO DE TANQUES DE SELLO SECUNDARIOS VERTICALES (TV-5003,TV-5004,TV-5005).**

DIÁMETRO DE LA TUBERÍA Y DE LA BOQUILLA DE QUEMADO.

$$d = 30 \text{ in.}$$

DIÁMETRO DEL TANQUE DE SELLO.

$$D_T = 2 \cdot d$$
$$D_T = 2 \cdot 30 = 60 \text{ in} \quad (1.52 \text{ m})$$

ALTURA DEL SELLO.

$$h = \frac{144 \cdot P}{L}$$
$$h = \frac{144 \cdot 2}{62.22}$$
$$h = 4.63 \text{ ft} \quad (55.56 \text{ in})$$

TAMAÑO DEL CORTE DE LA TUBERÍA SUMERGIDA.

$$T_c = 2 \text{ in.}$$

DISTANCIA MÍNIMA ENTRE EL FINAL DEL CORTE Y EL FONDO DEL TANQUE.

$$D' = \frac{d}{4}$$
$$D' = \frac{30}{4} = 7.5 \text{ in.}$$

ALTURA DE VAPOR.

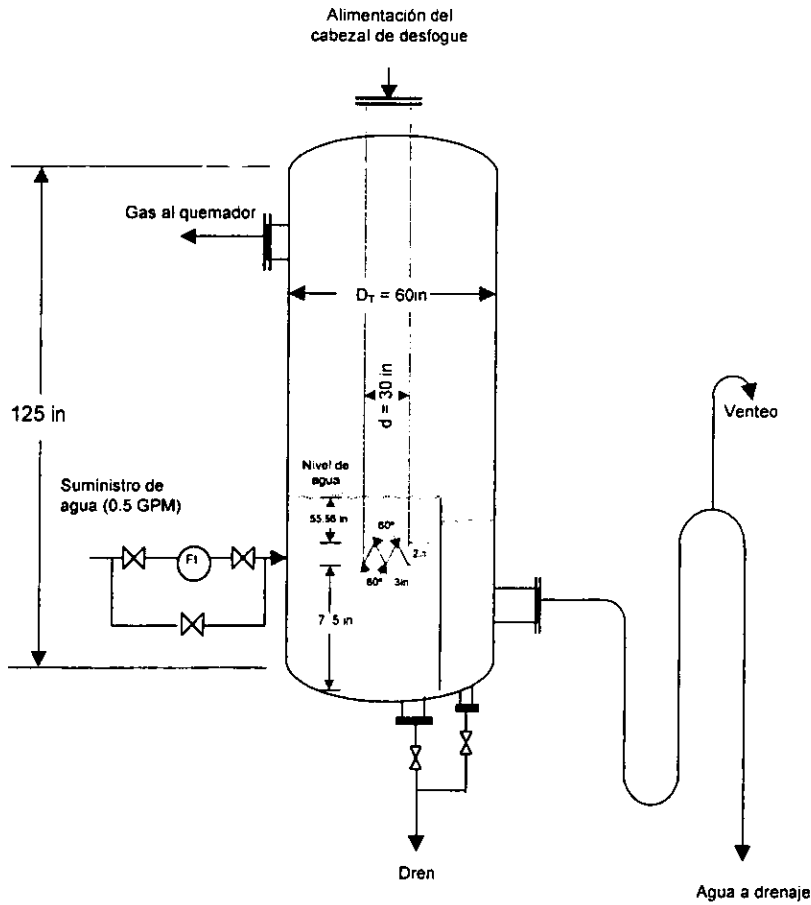
$$H_v = 1 \cdot D_T$$
$$H_v = 1 \cdot 60 = 60 \text{ in.} \quad (1.52 \text{ m})$$

ALTURA DE LIQUIDO.

$$H_L = h + T_c + D'$$
$$H_L = 55.5 + 2 + 7.5 = 65 \text{ in.} \quad (1.65 \text{ m})$$

ALTURA DEL TANQUE DE SELLO.

$$H_T = H_v + H_L$$
$$H_T = 60 + 65 = 125 \text{ in} \quad (3.18 \text{ m})$$



**DIMENSIONES PARA TANQUES DE SELLO SECUNDARIOS TV-5003,  
TV-5004,TV-5005**

**DISEÑO DE TANQUES DE SELLO PRIMARIOS VERTICALES (TV-4001 Y TV-4002).**

DIÁMETRO DEL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUE.

$$d = 48 \text{ in.}$$

DIÁMETRO DEL TANQUE DE SELLO.

$$D_T = 2 * d$$
$$D_T = 2 * 48 = 96 \text{ in.} \quad (2.43 \text{ m})$$

ALTURA DEL SELLO.

$$h = \frac{144 * P}{\rho_L}$$
$$h = \frac{144 * 5.5}{62.22}$$
$$h = 12.73 \text{ ft} \quad (152.76 \text{ in})$$

TAMAÑO DEL CORTE DE LA TUBERIA SUMERGIDA.

$$T_c = 2 \text{ in.}$$

DISTANCIA MINIMA ENTRE EL FINAL DEL CORTE Y EL FONDO DEL TANQUE.

$$D' = \frac{d}{4}$$
$$D' = \frac{48}{4} = 12 \text{ in.}$$

ALTURA DE VAPOR.

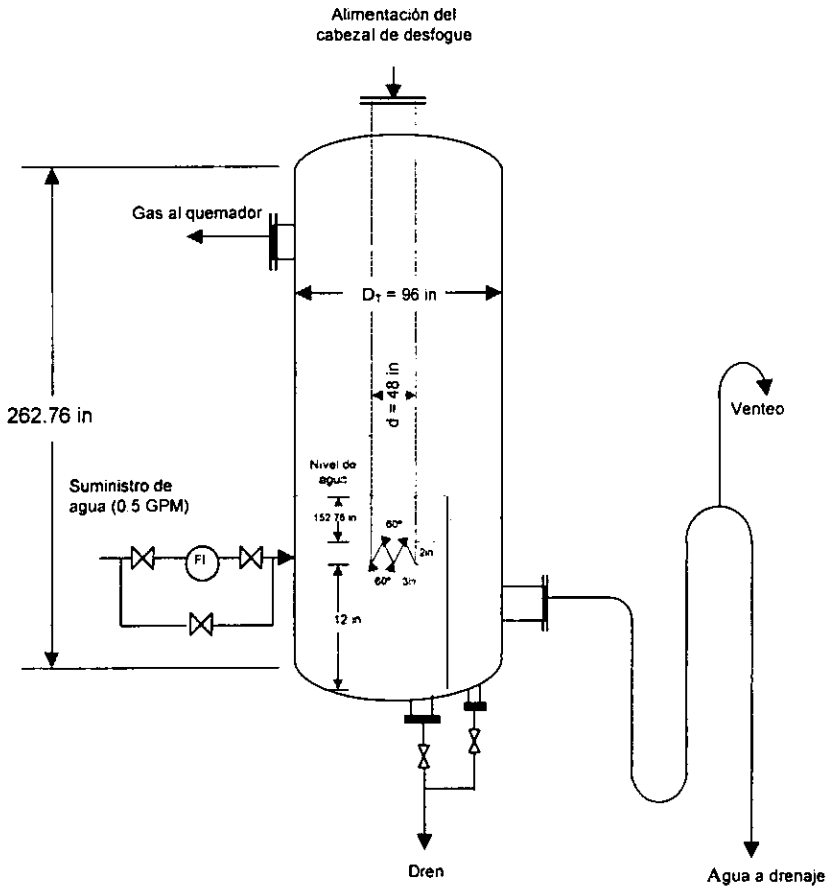
$$H_v = 1 * D_T$$
$$H_v = 1 * 96 = 96 \text{ in.} \quad (2.43 \text{ m})$$

ALTURA DE LIQUIDO.

$$H_L = h + T_c + D'$$
$$H_L = 152.76 + 2 + 12 = 166.76 \text{ in.} \quad (4.24 \text{ m})$$

ALTURA DEL TANQUE DE SELLO.

$$H_T = H_v + H_L$$
$$H_T = 96 + 166.76 = 262.76 \text{ in.} \quad (6.67 \text{ m})$$



**DIMENSIONES PARA TANQUES DE SELLO PRIMARIOS TV-4001 Y 4002**

VI.3.2.2.2 DISEÑO DE TANQUES DE SELLO "SECCIÓN CRIOGENICA".

DISEÑO DEL TANQUE DE SELLO SECUNDARIO VERTICAL (TV-5006).

DIÁMETRO DE LA TUBERIA Y DE LA BOQUILLA DE QUEMADO.

$$d = 24 \text{ in.}$$

DIÁMETRO DEL TANQUE DE SELLO.

$$D_T = 2 * d$$
$$D_T = 2 * 24 = 48 \text{ in.} \quad (1.22 \text{ m})$$

ALTURA DEL SELLO.

$$h = \frac{144 * P}{\rho_L}$$
$$h = \frac{144 * 1.5}{62.22}$$
$$h = 3.47 \text{ ft} \quad (42 \text{ in})$$

TAMAÑO DEL CORTE DE LA TUBERIA SUMERGIDA.

$$T_c = 2 \text{ in.}$$

DISTANCIA MINIMA ENTRE EL FINAL DEL CORTE Y EL FONDO DEL TANQUE.

$$D' = \frac{d}{4}$$
$$D' = \frac{24}{4} = 6 \text{ in.}$$

ALTURA DE VAPOR.

$$H_v = 1 * D_T$$
$$H_v = 1 * 48 = 48 \text{ in.} \quad (1.22 \text{ m})$$

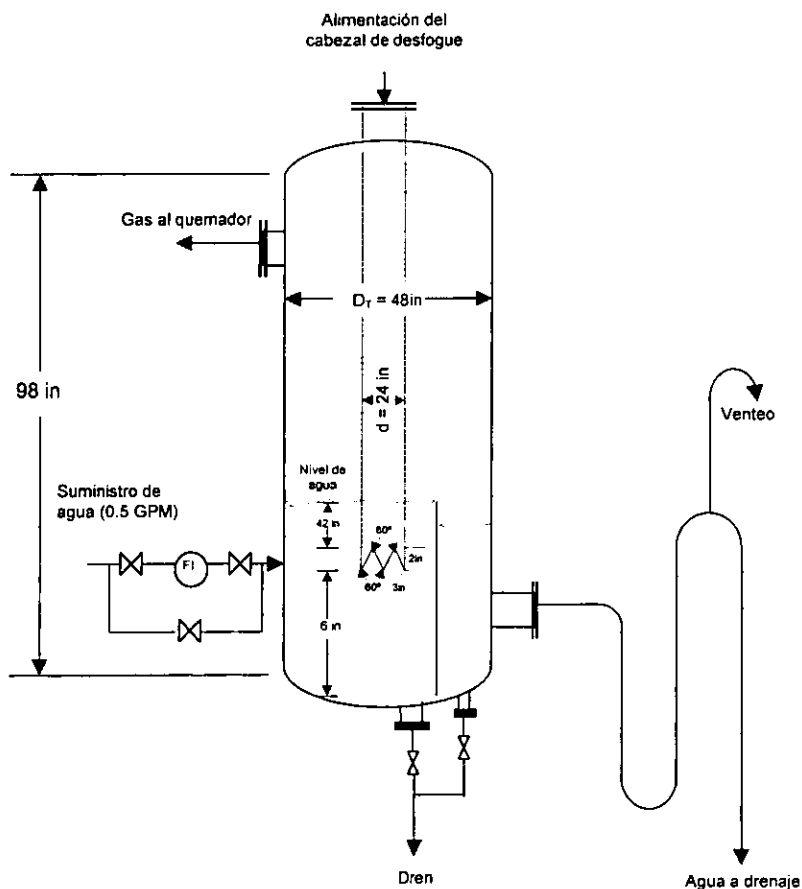
ALTURA DE LIQUIDO.

$$H_L = h + T_c + D'$$
$$H_L = 42 + 2 + 6 = 50 \text{ in.} \quad (1.27 \text{ m})$$

ALTURA DEL TANQUE DE SELLO.

$$H_T = H_v + H_L$$

$$H_T = 48 + 50 = 98 \text{ in.} \quad (2.5 \text{ m})$$



**DIMENSIONES DEL TANQUE DE SELLO SECUNDARIO TV-5006**

**DISEÑO DE TANQUES DE SELLO SECUNDARIOS VERTICALES (TV-5007 Y TV-5008).**

DIÁMETRO DE LA TUBERIA Y DE LA BOQUILLA DE QUEMADO.

$$d = 24 \text{ in.}$$

DIÁMETRO DEL TANQUE DE SELLO.

$$D_T = 2 * d$$

$$D_T = 2 * 24 = 48 \text{ in.} \quad (1.22 \text{ m})$$

ALTURA DEL SELLO.

$$h = \frac{144 * P}{A_L}$$

$$h = \frac{144 * 2}{62.22}$$

$$h = 4.63 \text{ ft} \quad (55.56 \text{ in})$$

TAMAÑO DEL CORTE DE LA TUBERIA SUMERGIDA.

$$T_c = 2 \text{ in.}$$

DISTANCIA MINIMA ENTRE EL FINAL DEL CORTE Y EL FONDO DEL TANQUE.

$$D' = \frac{d}{4}$$

$$D' = \frac{24}{4} = 6 \text{ in.}$$

ALTURA DE VAPOR.

$$H_v = 1 * D_T$$

$$H_v = 1 * 48 = 48 \text{ in.} \quad (1.22 \text{ m})$$

ALTURA DE LIQUIDO.

$$H_L = h + T_c + D'$$

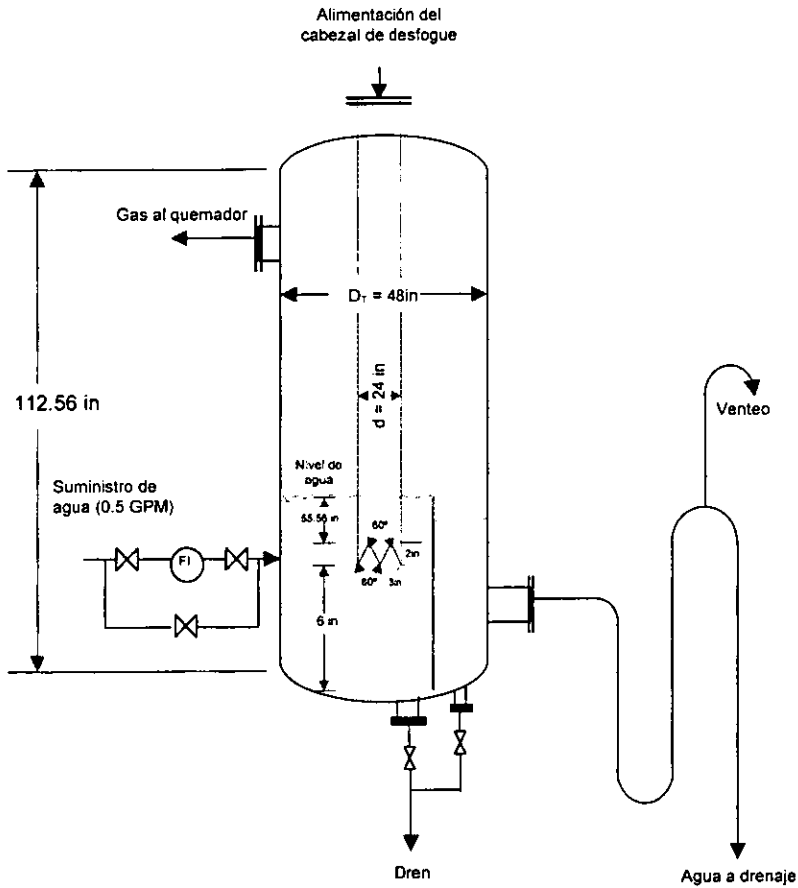
$$H_L = 55.56 + 2 + 6 = 64.56 \text{ in.} \quad (1.63 \text{ m})$$

ALTURA DEL TANQUE DE SELLO.

$$H_T = H_v + H_L$$

$$H_T = 48 + 64.56 = 112.56 \text{ in} \quad (2.86 \text{ m})$$





**DIMENSIONES DE TANQUES DE SELLO SECUNDARIOS TV-5007 Y TV-5008**



**DISEÑO DEL TANQUE DE SELLO PRIMARIO VERTICAL (TV-4003), PARA CRIOGENICA I.**

DIÁMETRO DEL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUE.

$$d = 42 \text{ in.}$$

DIÁMETRO DEL TANQUE DE SELLO.

$$D_T = 2 * d$$
$$D_T = 2 * 42 = 84 \text{ in.} \quad (2.13 \text{ m})$$

ALTURA DEL SELLO.

$$h = \frac{144 * P}{\rho_L}$$
$$h = \frac{144 * 5.5}{62.22}$$
$$h = 12.73 \text{ ft} \quad (152.76 \text{ in})$$

TAMAÑO DEL CORTE DE LA TUBERIA SUMERGIDA.

$$T_c = 2 \text{ in.}$$

DISTANCIA MINIMA ENTRE EL FINAL DEL CORTE Y EL FONDO DEL TANQUE.

$$D' = \frac{d}{4}$$
$$D' = \frac{42}{4} = 10.5 \text{ in.}$$

ALTURA DE VAPOR.

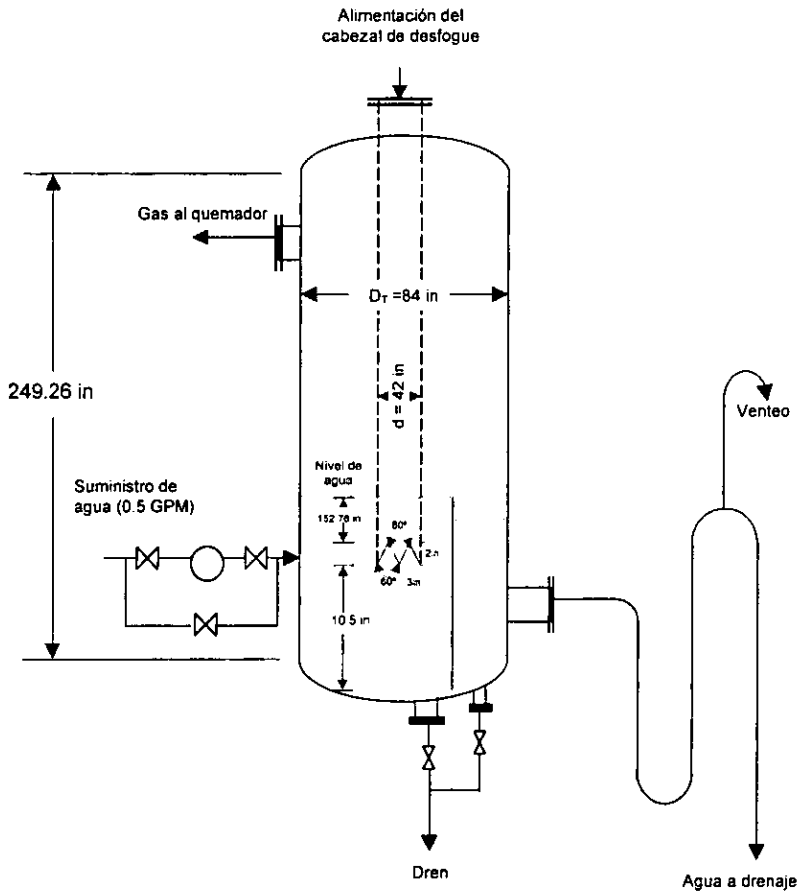
$$H_v = 1 * D_T$$
$$H_v = 1 * 84 = 84 \text{ in.} \quad (2.13 \text{ m})$$

ALTURA DE LIQUIDO.

$$H_L = h + T_c + D'$$
$$H_L = 152.76 + 2 + 10.5 = 165.26 \text{ in.} \quad (4.2 \text{ m})$$

ALTURA DEL TANQUE DE SELLO.

$$H_T = H_v + H_L$$
$$H_T = 84 + 165.26 = 249.26 \text{ in} \quad (6.33 \text{ m})$$



**DIMENSIONES DEL TANQUE DE SELLO PRIMARIO TV-4003**



**DISEÑO DEL TANQUE DE SELLO PRIMARIO HORIZONTAL (TH-4004), PARA EL QUEMADOR DE FOSA SIN HUMO.**

DIÁMETRO DE LA TUBERIA.

$$d = 24 \text{ in.}$$

ALTURA DEL SELLO.

$$h = 3 \text{ in.}$$

TAMAÑO DEL CORTE DE LA TUBERIA SUMERGIDA.

$$T_c = 2 \text{ in.}$$

DISTANCIA MINIMA ENTRE EL FINAL DEL CORTE Y EL FONDO DEL TANQUE.

Esta distancia es para minimizar la erosión del tanque debido a la velocidad del gas.

$$D' = \frac{d}{4}$$
$$D' = \frac{24}{4} = 12 \text{ in.}$$

ALTURA DE VAPOR.

$$H_v = 36 \text{ in.} \quad (0.91 \text{ m})$$

ALTURA DE LIQUIDO.

$$H_L = h + T_c + D'$$
$$H_L = 3 + 2 + 31 = 36 \text{ in.} \quad (0.91 \text{ m})$$

DIÁMETRO DEL TANQUE DE SELLO.

$$D_t = H_v + H_L$$
$$D_t = 36 + 36 = 72 \text{ in} \quad (1.83 \text{ m})$$

LONGITUD DEL TANQUE DE SELLO.

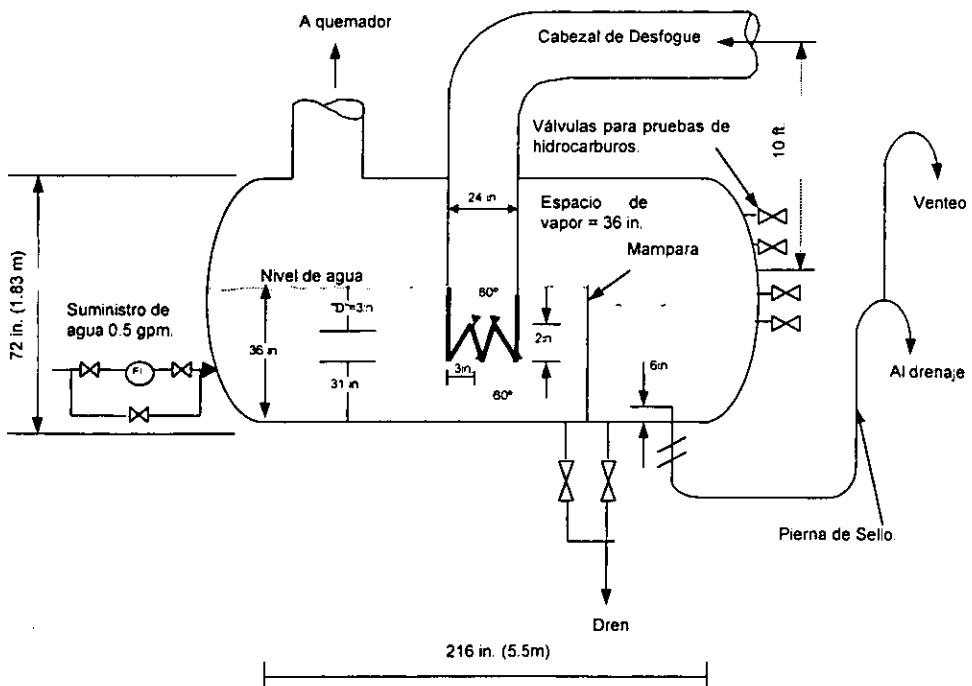
$$L = 3$$

$$D = 3$$

$$L = 3 \cdot D$$

$$L = 3 \cdot 72$$

$$L = 216 \text{ in} \quad (5.5 \text{ m})$$



**DIMENSIONES PARA EL TANQUE DE SELLO TH-4004**



## VII QUEMADOR ELEVADO.

### VII.1 TIPOS DE QUEMADORES.

El uso de un quemador elevado se justifica cuando se tiene que manejar gases altamente peligrosos por su toxicidad, olor, irritabilidad o cualquier efecto dañino a la comunidad.

Un quemador elevado consiste en una tubería elevada, el medio que lo soporta, la boquilla de quemado, un sello para ayudar a estabilizar la flama, los pilotos de encendido y en algunos casos vapor o agua espreada para evitar la emisión de humo. Además se debe contar con una unidad de encendido remoto y un tablero de control con alarmas para falla de la flama de los pilotos.

Existen tres tipos de quemadores elevados, clasificados por el medio que los soporta. quemador tipo torre, quemador cableado, quemador autosoportado.

#### a) Quemador Tipo Torre.

Sus características de solidez y resistencia hacen que se le prefiera sobre otros tipos de soporte para quemadores, pues puede soportar dos o tres boquillas de quemado.

Se construye en base a perfiles estructurales armados hasta formar una torre, que puede ser rectangular o triangular según sea el número de boquillas de soporte.

Tiene la desventaja de que el tamaño del equipo de protección que se pueda emplear (arrestadores de flama), está limitada por el espacio interno de la base de la estructura. Figura 10.

#### b) Quemador Cableado.

La característica principal de este tipo de quemador es que puede emplear un solo diámetro de tubería hasta la boquilla de quemado, sin necesidad de estructura.

Se construye equilibrando la tubería con cables o contravientos a fin de soportar los efectos sísmicos, del viento o de su propio peso.

El quemador cableado tiene la desventaja de que necesita mucho espacio, ya que las anclas de los cables forman un círculo cuyo diámetro es muy similar a su altura. Además, cuando se tengan expansiones térmicas severas, debe tenerse especial cuidado en la manera en que se aten los cables, el ángulo que formen con la tubería elevada y el número de cables que utilicen. Figura 11.

#### c) Quemador Autosoportado.

Se utiliza principalmente en sistemas que demandan poca altura, debido a la relativa baja inversión en material y mano de obra.

Su construcción se hace uniendo tubería de diferentes diámetros, en orden progresivo. Generalmente se usan tres diámetros, el tubo de diámetro mayor se emplea para localizar un tanque de sello, un tanque separador de líquidos o un arrestador de flama



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
QUEMADOR ELEVADO.

Tiene la desventaja de que puede estar altamente influenciado por la oscilación rítmica producida por el viento, además, solo permite la instalación de una boquilla de quemado. Figura 12.

VII.2 COSTO DE LOS QUEMADORES ELEVADOS.

| INVERSIÓN  | HASTA 150'                  | 150' - 200'            | MAS DE 200'            |
|------------|-----------------------------|------------------------|------------------------|
| Menos caro | Tipo torre<br>Autosoportado | Tipo torre<br>Cableado | Cableado<br>Tipo torre |
| Más caro   | Cableado                    | Autosoportado          | Autosoportado          |

| MANO DE OBRA | HASTA 150'                | 150' - 200'            | MAS DE 200'            |
|--------------|---------------------------|------------------------|------------------------|
| Menos costo  | Autosoportado<br>Cableado | Tipo torre<br>Cableado | Cableado<br>Tipo torre |
| Más costo    | Tipo torre                | Autosoportado          | Autosoportado          |

VII.3 DISEÑO DEL QUEMADOR.

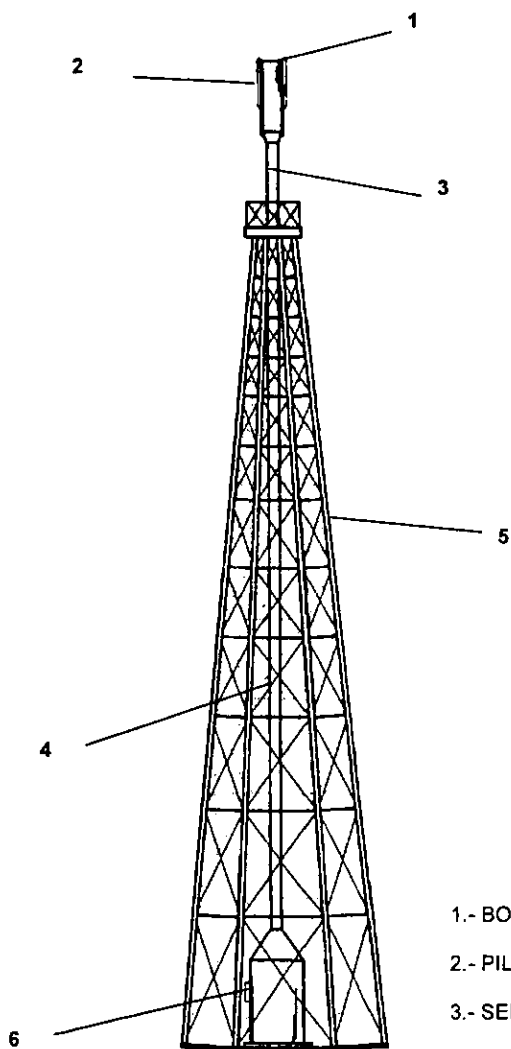
El diseño de un quemador elevado implica como aspectos fundamentales la determinación de la altura y del diámetro requerido.

Diámetro De La Boquilla Del Quemador.

El diámetro de un quemador elevado debe ser calculado, en base a la velocidad del gas y la caída de presión a través de la boquilla.

El criterio para calcular el diámetro del quemador se podrá establecer de la relación del máximo flujo que pueda presentarse durante un corto periodo de tiempo en una situación de extrema emergencia y del flujo de gas que pueda considerarse como normal a un tiempo de mayor duración.

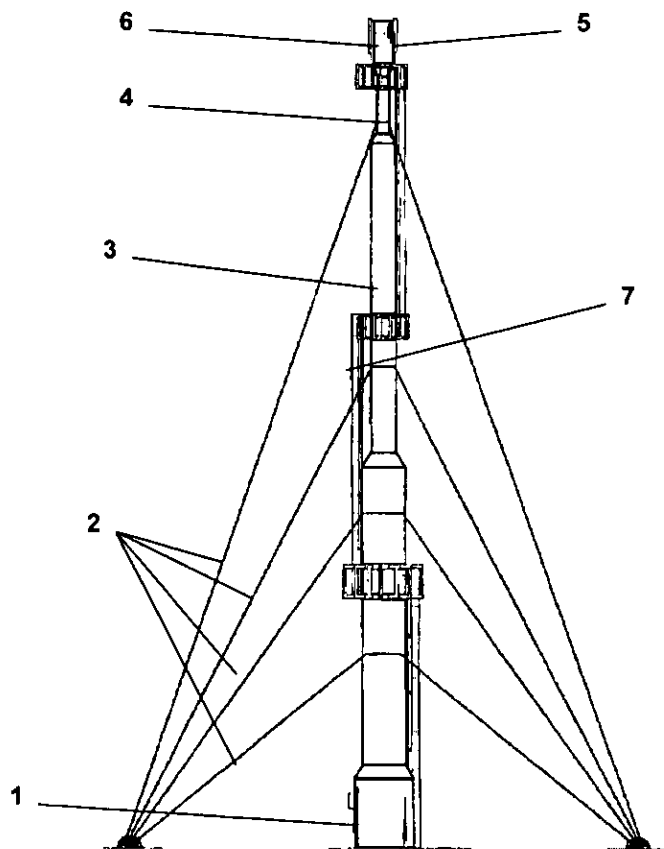
FIGURA 10. QUEMADOR ELEVADO TIPO TORRE



- 1.- BOQUILLA DE QUEMADO
- 2.- PILOTO
- 3.- SELLO DE GAS
- 4.- TUBERÍA
- 5.- ESTRUCTURA
- 6.- BASE DEL QUEMADOR



FIGURA 11. QUEMADOR ELEVADO TIPO CABLEADO



1.- BASE DEL QUEMADOR

2.- CONTRA VIENTOS

3.- TUBERIA ELEVADA

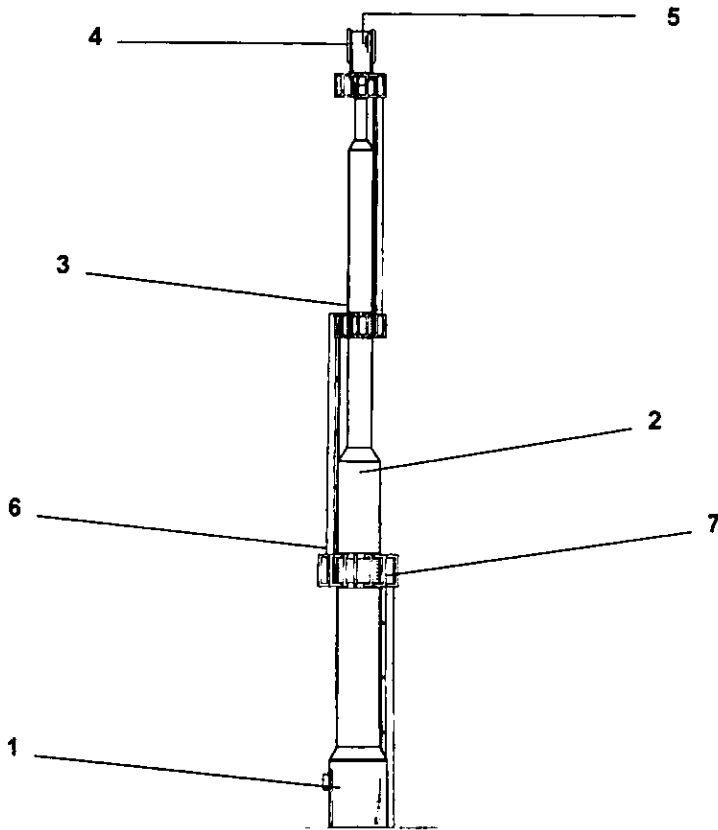
4.- SELLO DE GAS

5.- PILOTO

6.- BOQUILLA DE QUEMADO

7.- ESCALERA

FIGURA 12. QUEMADOR ELEVADO AUTOSOPORTADO



1.- BASE DEL QUEMADOR

2.- TUBERIA ELEVADA

3.- SELLO INTEGRADO

4.- PILOTOS

5.- BOQUILLA DE QUEMADO

6.- ESCALERA

7.- PLATAFORMA



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
QUEMADOR ELEVADO.

El número de Mach es la relación de la velocidad del gas en la línea a la velocidad sónica.

Una relación de velocidades más bajas puede ocasionar daños por corrosión, además de que la flama es influenciada en gran medida por el efecto del viento.

Para velocidades extremadamente bajas debe utilizarse material resistente a la corrosión cuando menos 7 pies debajo de la boquilla de quemado, pues en la zona de baja presión los gases atacarán el metal a un ritmo acelerado.

Debe tenerse especial cuidado en mantener la caída de presión tan baja como sea posible. Un valor alto de caída de presión ocasiona una flama extremadamente larga. Un rango aceptable es de 0.5 a 1 psi.

La relación de velocidades (número de Mach) y el diámetro del quemador, puede ser expresada como sigue:

$$\text{Mach} = (1.702)(10^{-5}) \frac{W}{P \cdot D^2} \cdot \frac{T}{k \cdot M}$$

Donde:

- D = Diámetro de la Boquilla, pies
- W = Flujo de gas, Lb/Hr
- T = Temperatura del Gas, °R
- M = Peso Molecular
- p = Caída de Presión en la boquilla, psia
- k = Cp/Cv

Diámetro de la Boquilla:

$$D = \left( \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot W \cdot \frac{T + 460}{M}}{\Delta P} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Donde:

- D = Diámetro de la Boquilla, in
- W = Flujo, Lb/Hr
- T = Temperatura del Gas, °R
- M = Peso Molecular
- ΔP = Caída de Presión en la boquilla, in. agua

La velocidad sónica del gas:

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{k \cdot T}{M}}$$

Donde:

$V_s$  = Velocidad sónica, ft/sec  
 $k$  =  $C_p/C_v$   
 $T$  = Temperatura Gas, °R  
 $M$  = Peso molecular

#### ALTURA DEL QUEMADOR.

La altura de un quemador elevado está esencialmente basada en la intensidad del calor generado por la flama y el valor de concentración máxima de hidrocarburos, a nivel de piso, en caso de que el quemador se apague.

La intensidad del calor radiante involucra algunos factores.

1. Probabilidad de máximo relevo.
2. Duración de relevo.
3. Actividad del personal en el área.
4. Calor liberado en el relevo.

De acuerdo a los especialistas en una publicación de HYDROCARBON PROCESSING "FLARE SYSTEM DESIGN SIMPLIFIED", los niveles de intensidad de radiación permisibles son.

|                                   |  |
|-----------------------------------|--|
| 440 BTU / Hr – pie <sup>2</sup>   | Es el máximo valor de intensidad de radiación para exposición prolongada del personal.                       |
| 1 500 BTU / Hr – pie <sup>2</sup> | El límite de intensidad para exposición en un corto intervalo de tiempo del personal que trabaje en el área. |
| 3 000 BTU / Hr – pie <sup>2</sup> | Límite de intensidad de radiación para exposición del equipo (tanques, unidad de encendido remoto).          |
| 5 000 BTU / Hr – pie <sup>2</sup> | Nivel al que deberá diseñarse la estructura del quemador.  |

Para determinar la localización y altura del quemador se pueden considerar los efectos de la intensidad de radiación sobre el cuerpo humano.

| INTENSIDAD                        | UMBRAL DE DOLOR | AMPOLLAMIENTO |
|-----------------------------------|-----------------|---------------|
| 2 000 BTU / Hr - pie <sup>2</sup> | 8 segundos      | 20 segundos   |
| 5 300 BTU / Hr - pie <sup>2</sup> | 8 segundos      | 5 segundos    |

La intensidad de radiación proveniente de la flama de un quemador, viene dada por la ecuación:

$$q = \frac{r \cdot f \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot X^2} \quad \text{o bien} \quad X^2 = \frac{r \cdot f \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot q}$$

$$f = 0.2 \left( \frac{h_c}{900} \right)^2$$

donde la fracción de calor absorbida por la atmósfera (r), de acuerdo al API-RP-521 puede ser considerado de 1 para los casos en donde no se cumpla con los lineamientos enunciados en el inciso VII.6.1.

el calor generado por la flama es:

$$Q = W \cdot h_c \left( \frac{379}{M} \right) \quad \text{o bien} \quad Q = W \cdot NHV$$

$$h_c = 50M + 100$$

Donde:

- q = Intensidad de calor radiado, BTU/Hr-pie<sup>2</sup>
- X = Distancia radial al centro de la flama, pies.
- W = Flujo de gas, Lb/Hr.
- r = Fracción de calor absorbido por la atmósfera.
- Q = Calor generado por la flama, BTU/Hr.
- hc = Valor neto calorífico, BTU/pie<sup>3</sup> std.
- M = Peso molecular del gas.
- f = Fracción de calor disipado por radiación

Longitud de la flama:

$$L_f = 10 \cdot D \cdot \frac{\Delta P}{55}$$

y la longitud al centro de flama es calculada por la ecuación:

$$L_{fc} = \frac{L_f}{3}$$

Donde:

- L<sub>f</sub> = Longitud de la flama, pies
- D = Diámetro de la boquilla, pulgadas
- ΔP = Caída de presión en la boquilla, pulg. de agua
- L<sub>fc</sub> = Longitud al centro de la flama, pies

Y la caída de presión en la boquilla puede determinarse por la ecuación.

$$\Delta P = \left( \frac{V}{550} \right)^2 \times 55$$

Shell oil Co. Calcula la longitud de la flama con:

$$L = 6.785 V^{0.61}$$

#### DISTORSIÓN DE LA FLAMA CAUSADA POR LA VELOCIDAD DEL VIENTO.

Tomando como referencia la geometría del quemador de la figura, 13.

$$\theta = \tan^{-1} \frac{V_b}{V_w}$$

$$X_c = L_{fc} \cos \theta$$

$$Y_c = L_{fc} \sin \theta$$

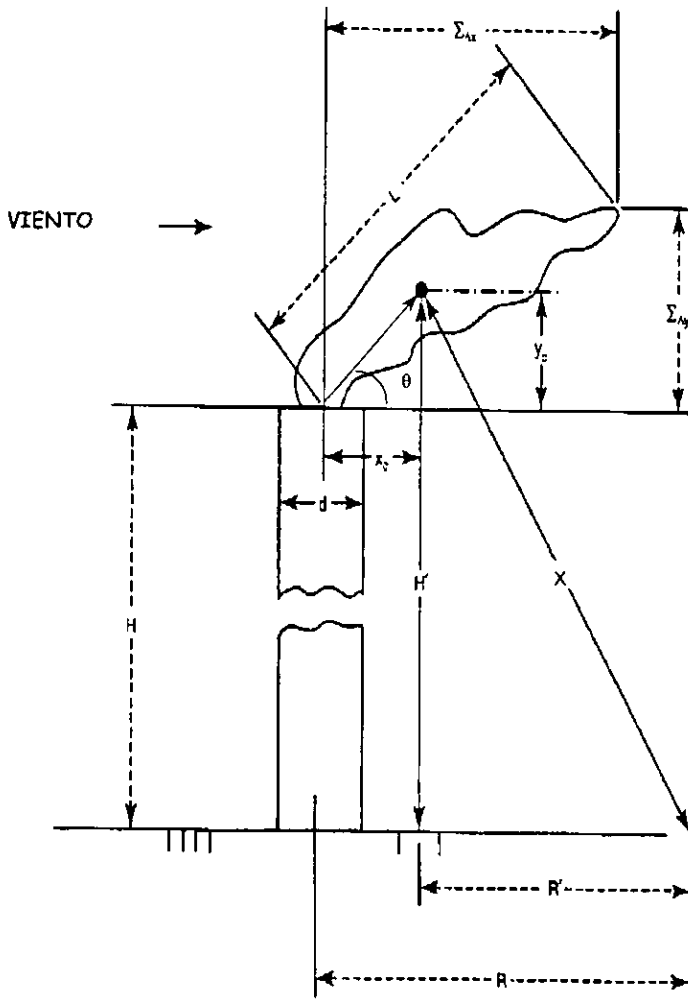


FIGURA 13. GEOMETRIA DE LA FLAMA

Se puede considerar en la base del quemador un valor de radiación de 1500 BTU/Hr-pie<sup>2</sup> para que exista un tiempo de escape, aún en condiciones de máximo desfogue.

$$R' = R - X_c$$

$$H'^2 = X^2 - R'^2$$

$$H = H' - Y_c$$

Donde:

- $\theta$  = Angulo de desviación de flama, grados.
- X = Distancia radial al centro de la flama, pies
- X<sub>c</sub> = Distancia horizontal al centro de la flama, pies
- Y<sub>c</sub> = Distancia vertical al centro de flama, pies
- R = Distancia a nivel de piso en el límite de radiación.
- R' = Base del triángulo de radiación, pies
- H' = Altura del quemador más la distancia vertical al centro de flama, pies
- H = Altura del quemador, pies

El criterio utilizado comúnmente consiste en calcular la altura del quemador para una intensidad de radiación en la base de 1 500 BTU/Hr-pie<sup>2</sup>, es decir, para que una persona estando en su base, tenga tiempo de escapar cuando suceda una descarga máxima y repentina.

### VII.3.1 TIEMPO DE ESCAPE.

Los efectos de la intensidad de radiación en el equipo metálico depende del tiempo de exposición. Mientras más alta sea la intensidad más alta resultará la temperatura.

Las temperaturas resultarán menores en recipientes que contengan fluidos, debido a la influencia de éste.

El límite de intensidad tolerado por el cuerpo humano para tiempo de exposición constante es de 440 BTU/Hr-pie<sup>2</sup>. De esto resulta la necesidad de intervalo de tiempo, para permitir escapar de la radiación en caso de que sea incrementada la fuente de calor.

Asumiendo que una persona pueda estar en la base del quemador cuando ocurra un desfogue repentino, existe un intervalo corto de tiempo (tiempo de reacción de 5 segundos) en el que la intensidad del calor radiante está siendo absorbida, luego sigue una rápida emisión (20 pies por segundo de velocidad de escape) durante la cual el calor radiante avanza y disminuye continuamente hasta valores seguros de exposición. Es por tanto necesario determinar el calor absorbido en el tiempo total de exposición mantenerlo dentro de las limitaciones.

La velocidad de escape de 20 pies/segundo fue comparada al valor de velocidad de carrera de pista, el cual tiene un promedio de 28 pies/segundo.



La máxima intensidad de calor radiado que puede tolerarse en la base del quemador en relación con el límite de calor absorbido por la atmósfera puede ser determinado por las ecuaciones siguientes.

$$t_a q_a = t_r q_m + t_e \frac{q_m \cdot q_n}{\ln \left( \frac{q_m}{q_n} \right)} \quad (1)$$

$$t_a = t_r + t_e$$

$q_a$  corresponde al tiempo total  $t_a$ . La ecuación 1 que representa el tiempo de escape de la altura del quemador.

Donde:

$t_a q_a$  = Tiempo promedio correspondiente a la intensidad promedio, seg.

$t_r$  = Tiempo de reacción de la intensidad máxima, seg.

$t_e$  = Tiempo de escape, seg.

$q_m$  = Intensidad de radiación máxima, BTU / Hr-pie<sup>2</sup>

$q_n$  = Intensidad de radiación mínima, BTU / Hr-pie<sup>2</sup>

Recordando la suposición de que el calor relevado por la flama es uniformemente distribuido a través de su longitud y suponiendo que la descarga es hecha en un aire quieto se puede escribir:

$$q_m = \frac{f}{4} \frac{H+L}{H} \left( \frac{Q}{L} \frac{dx}{Xm^2} \right) = \frac{f}{4} \left( \frac{Q}{L} \right) \frac{H+L}{H} \frac{dx}{Xm^2}$$

De donde,

$$q_m = \frac{fQ}{4H(H+L)} \quad \text{y} \quad x_m = [H(H+L)]^{\frac{1}{2}}$$

por tanto:

$$H = \left( L^2 + \frac{fQ}{q_m} \right)^{\frac{1}{2}} - L$$

La distancia radial limite de la flama:

$$X = \left( \frac{f \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot 440} \right)^{1/2}$$

Resolviendo el triángulo para "y" teniendo un tiempo de escape de 20 pies/segundo, tenemos:

$$y = 20 t_e = \left[ X^2 - H(H+L) \right]^{1/2}$$

La solución de esta ecuación se basa en que el círculo limitante (límite seguro) es hecho para descargas en "aire quieto". Para condiciones sujetas a viento, el círculo limitante tomará forma de elipse, donde la forma dependerá de la dirección del viento que prevalezca o bien de su intensidad.

La desviación de la flama bajo el efecto del viento puede ser determinado por: (figura 14a / 14b)

$$\begin{aligned} \tan \theta &= \frac{u_w}{u} \\ u_w &= (X_m - X) \sin \theta \\ u &= (X_m - X) \cos \theta \\ y &= \left[ X^2 - (H + (X_m - H) \cos \theta)^2 \right]^{1/2} + (X_m - H) \sin \theta \end{aligned}$$

Donde:

- f= Fracción de calor radiado.
- Q= Calor total relevado, BTU/Hr.
- L= Altura de flama, pies.
- X= Distancia radial al centro de flama, pies.
- $\theta$ = Angulo de desviación de flama, grados.

En donde el círculo limitante de diámetro "y" es establecido por los requerimientos de protección en cada caso particular.

El tiempo de escape no es afectado por el efecto del viento, se espera que un individuo en la base del quemador salga corriendo a través del viento, o sea viento arriba.

VIENTO

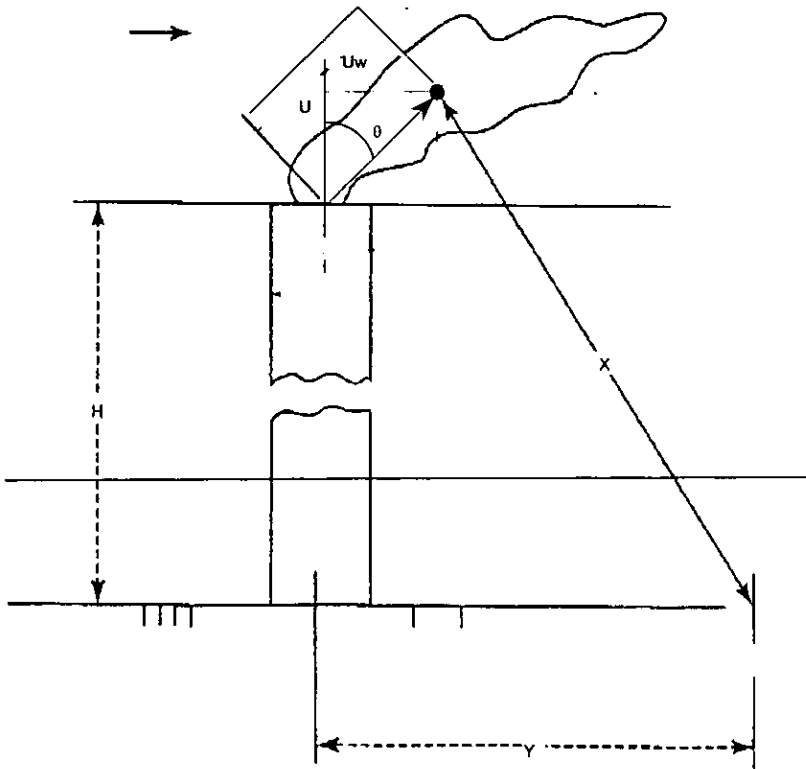


FIGURA 14 a. FLAMA BAJO INFLUENCIA DEL VIENTO

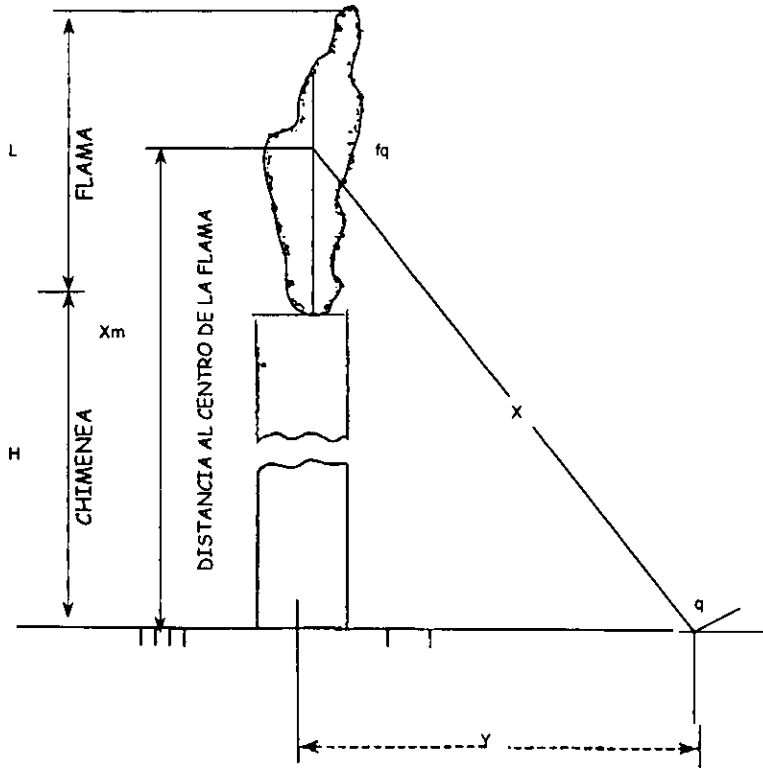


FIGURA 14 b. FLAMA EN AIRE QUIETO

### VII.3.2 CONCENTRACIÓN MÁXIMA.

La contaminación del aire es un problema creciente que debe preocupar a los diseñadores de sistemas de desfogue, en algunos países, los organismos gubernamentales y otros grupos especializados en contaminación ambiental han creado leyes y normas estrictas para reducir y regular los niveles de contaminación; como ejemplo de emisiones sujetas a reglamentación en uno de los estados de la unión Americana tenemos:

TABLA 2

| COMPUESTO                      | ÁREA AFECTADA | LÍMITE DE EMISIÓN  |
|--------------------------------|---------------|--|
| SO <sub>2</sub>                | A, B, D       | 0.2 ppm promedio durante un periodo de 24 horas.<br>0.4 ppm promedio durante un periodo de 30 min. (un solo periodo de emisión en 12 horas).   |
| SO <sub>2</sub>                | C             | 0.5 ppm promedio durante un periodo de 30 min. (un solo periodo de emisión en 12 horas).   |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | A, B, C, D    | 15 g/m <sup>3</sup> en aire, promedio durante 24 horas.<br>50 g/m <sup>3</sup> en aire, promedio durante 1 hora (no más de una descarga en 24 horas).<br>100 g/m <sup>3</sup> en aire, máximo en cualquier tiempo. |
| H <sub>2</sub> S               | A, B          | 0.08 g/m <sup>3</sup> ppm promedio en 30 min. De descarga.   |
| H <sub>2</sub> S               | C, D          | 0.12 ppm promedio en 30 min. De descarga   |

La clasificación por tipo de localidad es:

- Tipo A – Zonas residenciales y de recreo.
- Tipo B – Zonas de negocios o comerciales.
- Tipo C – Zonas industriales.
- Tipo D – Otras áreas, poco visitadas.



#### EXCEPCIÓN.

Las emisiones de los compuestos sulfurados durante las maniobras de arranque de equipos y períodos de limpieza, mantenimiento e inspecciones, pueden sobre pasar los límites mencionados temporalmente, con las siguientes bases:

- a) Las emisiones de  $\text{SO}_2$  no deben exceder de 0.5 ppm promedio durante 2 horas en un periodo de 24 horas. Estas emisiones no deben suceder en más de 12 horas durante 30 días.
- b) Las emisiones de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  no deben exceder de  $100 \text{ g/m}^3$  en aire en las descargas presentadas en el 3% del tiempo durante un período de 10 días y no debe exceder de  $125 \text{ g/m}^3$  en aire en cualquier caso.
- c) En cualquier caso las emisiones de  $\text{H}_2\text{S}$  no deben exceder de 0.3 ppm.

En ocasiones, los niveles de contaminación especificados anteriormente solo pueden alcanzarse con el empleo de quemadores elevados, sobre todo en localidades donde las condiciones atmosféricas son adversas y las condiciones del terreno permiten el entrapamiento de gases peligrosos.

Los vapores de hidrocarburos que van a ser descargados a la atmósfera, a través de dispositivos de relevo, deben ser sujetos a un cuidadoso análisis en el que se debe considerar:

1. Propiedades del gas (peso molecular, temperatura), condensación del gas
2. Velocidad del viento.
3. Formación de mezclas explosivas a niveles de piso o estructuras elevadas.
4. Exposición del personal a vapores tóxicos o químicos corrosivos.
5. Ruido.
6. Condiciones meteorológicas.

Preferentemente, las válvulas de relevo pueden descargar directamente a la atmósfera cuando las normas locales y las condiciones enlistadas anteriormente lo permitan. Es la manera más usual para manejar descargas de gas en forma económica.

El método para manejar líquidos varía también en relación con la naturaleza del fluido descargado, su presión de vapor y su temperatura. El agua y los fluidos que no sean hidrocarburos pueden ser descargados al drenaje pluvial, químico o aceitoso según sea el caso.

Los hidrocarburos deberán ser descargados en un sistema cerrado o a un tanque de desfogue en el cual el líquido es vaporizado y enviado al quemador.

Los hidrocarburos líquidos pesados ( $\text{C}_4$  y mayores) usualmente son bombeados de nuevo a almacenamiento.



Para efectos de trabajo con los gases y materias que pueden contaminar el medio ambiente, es deseable y conveniente clasificar los gases de acuerdo a sus propiedades fisiológicas y a los demás materiales, de acuerdo a su tipo. Esto es:

- a) Gases tóxicos y vapores: tales como ácido sulfhídrico, monóxido de carbono, ácido cianhídrico.
- b) Gases irritantes: como dióxido de azufre, trióxido de azufre, ácido fluorhídrico, ácido clorhídrico y cloro.
- c) Gases malolientes y vapores: tales como mercaptanos, compuestos fenólico y ácidos nafténicos, sulfuros orgánicos y bases de nitrógeno, aldehidos, amoniaco y compuestos olorosos de muy diversas clases.
- d) Asfixiantes, dióxido de carbono: hidrógeno y gases de hidrocarburos descargados en cantidad tal que produzcan una atmósfera asfixiante.
- e) Aerosoles, como humos y nieblas: vapores condensados provenientes de líquidos vaporizados.

Especial consideración debe tenerse con los siguientes compuestos que son además los de más uso en el Complejo Procesador de Gas CD. Pemex.

#### Ácido sulfhídrico.

Aunque este compuesto es comúnmente quemado en una estructura elevada, debe considerarse la posibilidad de que la llama pueda apagarse, provocando la necesidad de afrontar a uno de los compuestos de mayor peligrosidad en el Complejo Procesador de Gas CD. Pemex.

El ácido sulfhídrico tiene serios efectos sobre la salud de los seres vivos, aunque la literal interpretación de los límites de peligrosidad en los individuos varía según el grado de sensibilidad y el tiempo de exposición a la sustancia.

#### Dióxido De Azufre.

Como se ve en la tabla anterior, el  $\text{SO}_2$  irrita también los ojos, la nariz y la garganta.

Tanto los humanos como los animales y las plantas son altamente sensibles a bajas concentraciones del  $\text{SO}_2$ .

Algunos estudios indican un incremento de mortalidad a medida que en la contaminación del medio ambiente se ha encontrado indicios de este gas.

La figura 15 es una forma útil para la determinación de la concentración de dióxido de azufre a nivel de piso.

TABLA 3

EFFECTOS DEL ÁCIDO SULFHIDRICO Y DEL DIOXIDO DE AZUFRE.

| CAUSA  | NIVELES DE CONCENTRACIÓN |                       |
|--|--------------------------|-----------------------|
|  | H <sub>2</sub> S (ppm)   | SO <sub>2</sub> (ppm) |
| Detectable por olor                            | 0.1                      | 0.3-1.0               |
| Irritante a los ojos, nariz y garganta.        | 25-90                    | 10.0                  |
| Concentración aceptable en lugares de trabajo. | 20                       | 5.0                   |
| Inhibición de los sentidos humanos.            | 100                      |                       |
| Máxima concentración para 60 min.              |                          | 50-100                |
| Peligroso a la vida.                           | 300-1000                 | 400-500               |
| Daños a las plantas.                           | 20-40                    | 0.3                   |
| Deslustrado de pintura.                        | 0.1                      |                       |

TABLA 4

EFFECTOS DEL DIOXIDO DE AZUFRE

|  | CONCENTRACIÓN (ppm) |
|--|---------------------|
| Incremento de mortalidad promedio anual. | 0.015 - 0.15        |
| Detectable por olor                      | 0.3 - 1.0           |
| Broncoconstricción en 10 minutos.        | 1.6                 |
| Valor de exposición industrial.          | 5.0                 |
| Irritante a los ojos.                    | 20.0                |
| Valor máximo permisible 50 minutos.      | 50 - 100            |
| Peligroso a la vida.                     | 400 - 500           |



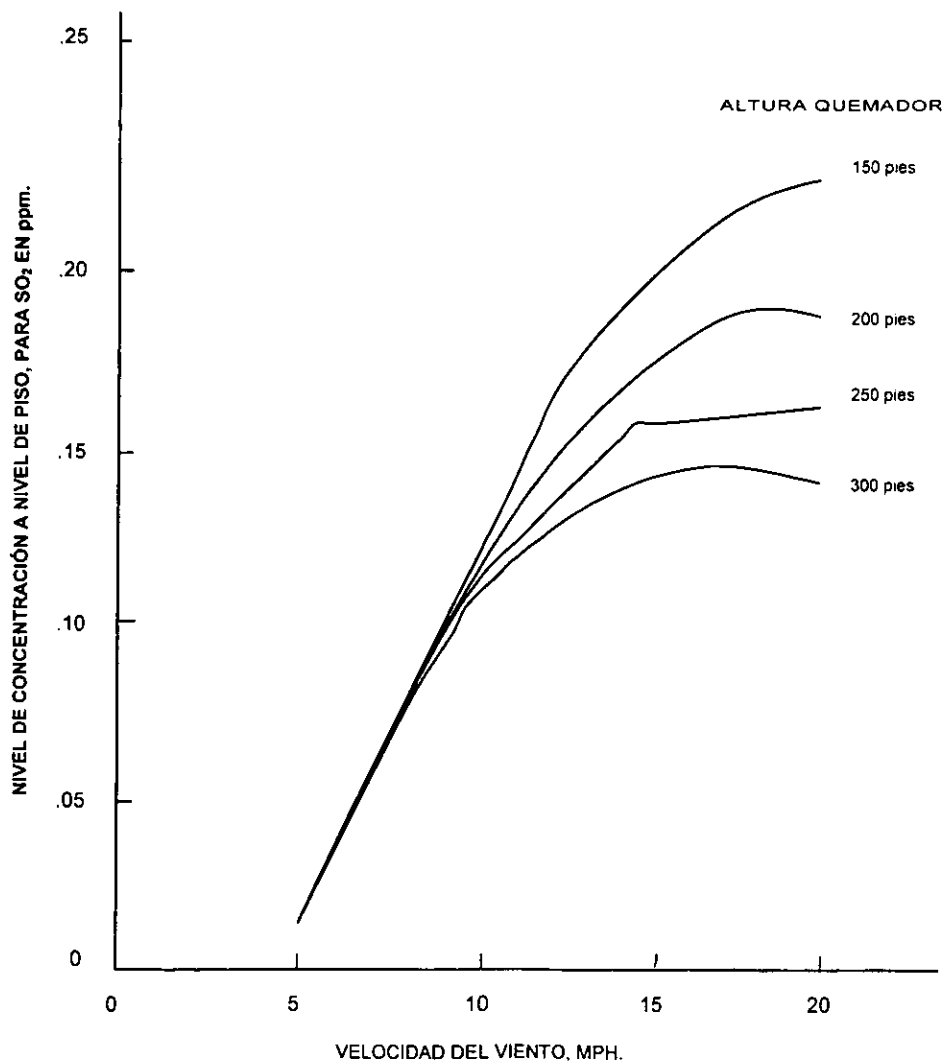


FIGURA 15. ESTIMACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE SO<sub>2</sub>



#### **Amoniaco.**

El amoniaco representa un problema grave al ser relevado a través de un sistema de desfogue.

- a) Aproximadamente un 12% de volumen total escapa sin quemarse, por lo que si se decide emplear un quemador, debe agregarse vapor, agua o aire a fin de ayudar a la combustión
- b) Las descargas de este gas a la atmósfera producen daños a la salud por los efectos irritantes.

Las descargas de amoniaco deben tratarse empleando un tanque con agua. El amoniaco debe entonces ser tratado con ácido sulfúrico. El sulfato cristaliza y puede ser empleado como fertilizante.

#### **Mercaptanos.**

Los mercaptanos nunca deberán ser descargados intencionalmente a la atmósfera porque su olor y toxicidad los hacen indeseables. Los gases que contengan compuestos mercaptánicos y deban ser dispuestos en un sistema de desfogue deben ser lavados con soluciones alcalinas.

### **VII.3.2.1 ASPECTOS METEOROLOGICOS.**

Antes de la instalación de un sistema de descarga atmosférica deben ser considerados los aspectos meteorológicos, con especial énfasis en gradientes de temperatura y velocidades de viento. La disipación de los gases depende en gran medida de la relativa estabilidad atmosférica.

La topografía de la vecindad es importante en aquellos lugares donde el terreno tiende a contener los materiales contaminantes emitidos en el venteo. Los efectos de contaminación serán particularmente malos cuando las inversiones de temperatura prevalezcan en el área.

#### **TIPOS DE DESCARGAS.**

El cono visible de humo de la descarga de un venteo puede ser de 3 tipos dependiendo de las condiciones meteorológicas:

- a) Looping. Ocurre cuando la atmósfera tiene un lapso más grande que el valor adiabático. El cono asciende alternativamente después de dejar la chimenea; cuando llega al piso permanece en contacto con el suelo por alguna distancia, luego sube y más tarde repite su sinuoso camino. El cono depende de la velocidad del viento.
- b) Coning. Ocurre cuando el lapso es aproximadamente neutral. Se logra solamente cuando la velocidad del viento es igual o excede a 20 millas por hora. El gas tendrá forma de un cono angosto. El ángulo del cono variará de 30 a 40 grados y el eje del perfil del cono apuntará viento abajo.
- c) Fanning. Ocurre cuando el lapso es menor que el valor adiabático. El cono sale en un abanico de plano horizontal que gradualmente se ensancha viento abajo y tiende a atenuarse más abajo.



### VII.3.2.2 CÁLCULO DE LA ALTURA POR CONCENTRACIÓN MÁXIMA.

La máxima concentración (en volumen % de aire), sucede a una distancia "X" viento abajo, y con viento atravesado, a una distancia "Y" de una fuente de emisión efectiva a una altura H, de donde los gases son emitidos con una concentración Wc.

$$C_{max} = 1.55 \left( \frac{Wc}{uH^2 Mc} \right) \left( \frac{p}{q} \right)$$

o en otra forma, en ppm en aire, se tiene:

$$C_{max} = 1.55 \times 10^4 \left( \frac{Wc}{uH^2 Mc} \right) \left( \frac{p}{q} \right)$$

La altura efectiva del venteo, H es la suma de tres términos: altura física de la chimenea, altura del cono de gas causada por la diferencia de densidades entre el gas desfogado y la atmósfera circundante.

$$H_p = 4.77 \cdot \frac{Q_1 V}{1.5}$$

$$Q_1 = Q_s \left( \frac{T_1}{530} \right)$$

$$T_1 = Mc \times 18.3$$

La distancia "X" a la cual ocurre la máxima concentración de gas a nivel de piso, es:

$$X = \frac{H}{2p}$$



Los coeficientes de turbulencia para la ecuación Bosanquet-Pearson son:

|                   | p    | q    | p/q  |
|-------------------|------|------|------|
| Baja turbulencia  | 0.02 | 0.04 | 0.50 |
| Media turbulencia | 0.05 | 0.08 | 0.63 |
| Turbulencia mayor | 0.10 | 0.16 | 0.63 |

Los valores obtenidos por éste método, nunca deberán sobrepasar los permitidos. Estos valores se dan en tablas de concentración y límites de inflamabilidad.

#### ALTURA FÍSICA DE LA CHIMENEA.

Las ecuaciones básicas para calcular la altura de un venteo atmosférico, de acuerdo a los términos discutidos, anteriormente son:

$$h_s = \frac{(1.35 Q_m \times 10^5)^{0.5}}{(u C_{max})^{0.5}} - h_v - h_t$$

Para calcular la máxima elevación del cono de gas,  $h_v$ , debido a la velocidad del gas efuente, puede emplearse la ecuación siguiente:

$$h_v(\max) = \frac{2.38 a (Q_{T1} V_s)^{0.5}}{\left(1 + \frac{0.43 u}{V_s}\right) u}$$

Y la máxima elevación de los gases,  $h_t$ , por la diferencia de densidades con el aire, es:

$$h_t(\max) = \frac{3.18 g a Q_{T1} t Z}{u^3 T_1}$$

Donde:

- H = Altura efectiva del venteo, pies
- Hp = Altura del cono de gas, pies
- hv = Elevación del cono por velocidad del gas, pies
- hs = Altura física de la chimenea, pies
- hi = Elevación del cono por velocidad del gas, pies
- Mc = Peso molecular del gas
- p = Coeficiente de difusión vertical
- q = Coeficiente de difusión horizontal
- Qs = Volumen de gas efluente, pies<sup>3</sup>/seg
- Qm = Flujo de gas contaminante a temp ambiente y presión atmosférica, pies<sup>3</sup>/seg
- QT = Flujo de gas a T<sub>1</sub>, pies<sup>3</sup>/seg
- T<sub>1</sub> = Temperatura a la cual la densidad del gas efluente es igual a la densidad atm, °K
- u = Velocidad media del viento, pies/seg
- v = Velocidad mínima para el gas venteado, pies/seg
- a = Factor de velocidad y elevación térmica
- Δt = T<sub>s</sub> - T<sub>1</sub>
- V<sub>s</sub> = Velocidad de salida del gas, pies/seg
- Z = Parámetro de correlación
- g = Aceleración debida a la gravedad = 32.2 pies/seg<sup>2</sup>

#### VII.4 NIVEL DE RUIDO.

El nivel de ruido a 100 pies del punto de descarga a la atmósfera podrá ser determinado por la ecuación:

$$L_{100} = L + \log_{10} \left( \frac{1}{2} MC^2 \right)$$

Donde:

- L<sub>100</sub> = Nivel de ruido, decibeles.
- M = Masa venteada, Lb/Hr.
- C = Velocidad sónica del gas, pies/seg.
- L = De figura 16

El cálculo de la velocidad sónica para este caso se hace con la ecuación:

$$C = 223 \sqrt{\frac{kT}{M}}$$

Donde:

- K = Relación de calor específico.
- T = Temperatura del gas, °R.
- P<sub>R</sub> = Figura 16. Relación de presiones del punto de emisión al punto de descarga a la Atm.
- M = Peso molecular



PROCEDIMIENTO:

1. Calcular  $\frac{1}{2} MC^2$  en watts. (potencia de sonido) En unidades inglesas, dividir el flujo en peso (libras por segundo) por 32 para obtener la masa venteada, multiplicar  $\frac{1}{2} MC^2$  (pies-libra/segundo) por 1.36 para obtenerlo en wats
2. Calcular  $10 \log_{10} (1/2 MC^2)$ .
3. Entrar a la figura 16 con PR (relación de presiones del punto de emisión al punto de descarga a la atmósfera, psia) y leer comúnmente.
4. Añadir los términos 2 y 3 al nivel promedio de sonido,  $L_{100}$ , en decibeles a 100 pies.

Usar la siguiente ecuación para distancias diferentes a 100 pies.

$$L_p = L_{100} - 20 \log_{10} \left( \frac{r}{100} \right)$$

Donde:

$L_p$  = Nivel de sonido a una distancia  $r$ , decibeles.

$L_{100}$  = Nivel de sonido a 100 pies, decibeles.

$R$  = Distancia de la fuente de emisión, pies.

El nivel de ruido para el que se debe diseñar un venteo puede ser decidido con auxilio de graficas, que representa los límites de ruido a que se pueden someter los trabajadores.

Cuando un trabajador se encuentre sometido a diferentes niveles de ruido por períodos diversos de tiempo, durante su jornada de trabajo, la exposición se debe evaluar de la forma siguiente:

$$\sum_i \frac{t_i}{T_i}$$

Donde:

$t_i$  = Exposición total tolerable al nivel de sonido  $i$

$T_i$  = Máxima duración tolerable a ese nivel.

Si la suma es igual a o menor que uno, la exposición está dentro de los límites descritos.

Las descargas de gases a la atmósfera a través de venteos elevados, debe cumplir con las normas de organismos especializados como OSHA (Occupational Safety and Health Administration).

Entre estas normas se pueda citar:

1. El uso de tapones auditivos y orejas está permitido como medida protectora temporal, solo cuando se pruebe que otras soluciones correctivas no son posibles.
2. En áreas de trabajo donde se requiere comunicación personal o telefónica, el nivel de ruido no deberá exceder a 70 dB.
3. Guía para niveles de ruido en áreas pobladas.

| ÁREA                         | DÍA | NOCHE | FESTIVOS Y FINES DE SEMANA |
|------------------------------|-----|-------|----------------------------|
| Rural                        | 50  | 40    | 45                         |
| Suburbana                    | 55  | 45    | 50                         |
| Urbana                       | 60  | 50    | 55                         |
| Comercial                    | 65  | 55    | 60                         |
| Ligeramente Industrial       | 65  | 55    | 60                         |
| Predominantemente industrial | 70  | 60    | 65                         |
| Industria concentrada        | 75  | 65    | 70                         |

Esta guía presenta niveles razonables de ruido. Sin embargo, si el ruido es impulsivo (martillazos, etc.), se puede reducir en 5 dB.

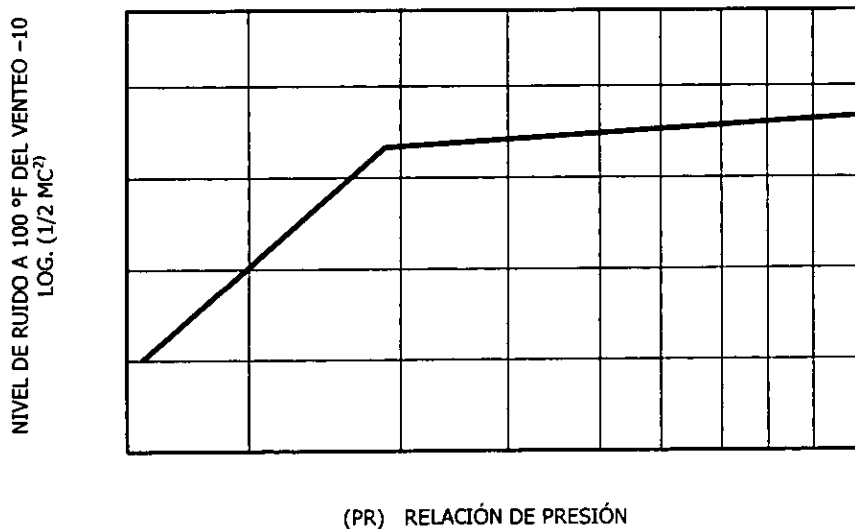


FIGURA 16. INTENSIDAD DE RUIDO A 100 ft DEL VENTEO



### VII.5 TEMPERATURA DE LA FLAMA.

La radiación emanada por la flama se puede considerar como una esfera cuyo eje es la propia flama. Para ayudar al análisis de la flama se ha adoptado un valor de longitud de onda (  $r$  ) que para fines prácticos es igual a  $Y_c$  o sea la distancia vertical del centro de flama a la boca de la boquilla de quemado.

$$r = \frac{1}{Q^2} \left( \frac{T_f}{100} \right)^2$$
$$T_f = 100 \sqrt{1.47 \cdot r \cdot Q^2}$$

Donde.

- $r$  = Longitud de onda, pie.
- $Q$  = Calor liberado por la flama, BTU/Hr.
- $T_f$  = Temperatura de la flama, grados Rankine.

### VII.6 RADIACIÓN DEL QUEMADOR SOBRE OBJETOS CERCANOS.

Los factores que influyen en la radiación incidente sobre un objeto cercano son:

- Absorción atmosférica.
- Efecto del viento.

#### VII.6.1 ABSORCIÓN ATMOSFERICA.

El vapor de agua en la atmósfera absorbe la radiación térmica, de la misma manera que contribuye a la radiación de la flama en los productos de combustión. Para flamas luminosas, esta atenuación puede ser descrita por el grado de absorción en el aire húmedo para la radiación de un cuerpo negro a la temperatura de la flama. Para radiaciones de flamas no luminosas, el vapor de agua tiene una gran significación en la energía total emitida, por lo que su efecto atenuante es mucho mayor.

De la intensidad de radiación proveniente de la flama de un quemador, para el caso de quemadores elevados, la absorción atmosférica atenúa  $q$  del 10 al 20% en distancias hasta de 500 pies. La ecuación para el cálculo del grado de absorción es encontrada empíricamente, y es recomendable aplicarla en las siguientes condiciones.

- Flama luminosa de hidrocarburos radiando a 2240 °F.
- Temperatura ambiente con bulbo seco de 80°F.
- Humedad relativa de más del 10%.
- Distancia de la flama entre 100 y 500 pies.

$$r = 0.79 \left( \frac{100}{Hr} \right)^{16} \left( \frac{100}{D} \right)^{16}$$

Donde:

- $r$  = Fracción de  $q$  transmitida a través de la atmósfera.
- $Hr$  = Humedad relativa, %.
- $D$  = Distancia de la flama al área iluminada, pies.

La ecuación anterior es aplicable a la mayoría de los compuestos, excepto hidrógeno y ácido sulfhídrico, los cuales se queman con muy poca o sin radiación luminosa.

Si las condiciones de quemado son muy diferentes a las descritas para la ecuación anterior, se pueden utilizar directamente las gráficas dadas en el texto de H. C. Hottel y establecer la ecuación para otras necesidades específicas.

Para flamas de hidrógeno puede tomarse como válida la siguiente ecuación.

$$r = e^{-0.001Hr PWD}$$

La ecuación anterior permite calcular una atenuación extremadamente rápida de radiación para una flama de hidrógeno.

## VII.6.2 EFECTO DEL VIENTO.

Cuando un desfogue llega a ocurrir en presencia de viento la flama se inclina, y por consecuencia, el centro de la flama se acerca al objeto viento abajo del quemador. De esta manera, el flujo de calor radiante, " $q$ ", incidente sobre el objeto viento abajo, es más grande que el producido en aire quieto. Por otra parte, el viento que corre alrededor del objeto sobre el que incide el calor de la llama tiende a disipar el efecto de radiación.



## VII.7 FACTORES PARA INSTALACIÓN.

Deberá calcularse la temperatura de la flama. Su valor podrá tener efecto para el diseño de la estructura.

Se instalará un medio de protección al sistema para retroceso de la flama (tanque de sello con agua). La localización del sello deberá estar fuera del valor de radiación permitida para equipo.

Deberá utilizarse un minimizador de gas de purga a fin de mantener siempre un flujo positivo en la boquilla.

Para las corrientes de gas en las que no se disponga de la velocidad y presión necesarias para garantizar el buen funcionamiento del quemador, deberá utilizarse un arrestador de flama con las facilidades necesarias para su mantenimiento.

En cada boquilla de quemado figura 17, se instalarán 3 pilotos dependientes de la misma unidad de encendido.

Deberá utilizarse un tablero de control con alarmas luminosas a falla de flama por cada piloto.

Se dará a la línea de desfogue una pendiente de 1:1000 hacia el tanque separador de líquidos, o bien tratándose de gases muy ligeros la pendiente se dará hacia el tanque de sello.

La localización del quemador se hará a favor de los vientos dominantes del lugar.

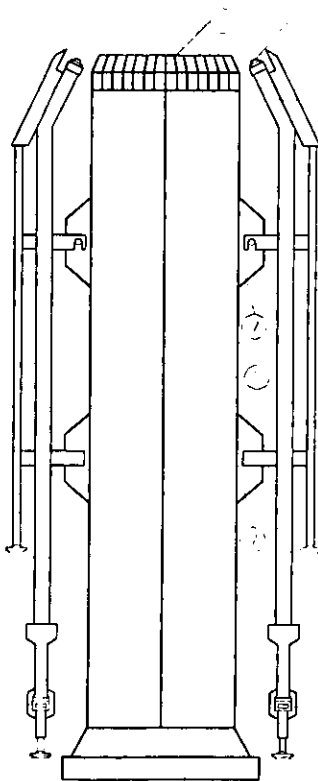
Las boquillas del quemador tendrá como mínimo los siguientes accesorios.

- Brida en un extremo.
- Minimizador de gas de purga o en su caso, arrestador de flama.
- Refractario interno.
- Anillo retenedor de flama.
- Protección externa con refractario.

## VII.8 MATERIALES.

|                            |  |
|----------------------------|--|
| Boquilla, cuerpo superior: | Acero inoxidable tipo 310.                             |
| Boquilla, cuerpo inferior: | Acero al carbón A 285 C.                               |
| Minimizador gas de purga:  |  |
| Cuerpo:                    | Localizado en la sección de acero inox de la boquilla. |
| Mamparas:                  | Acero inoxidable tipo 316 I                            |
| Anillo Retenedor flama:    | Incoloy 800 H  |

FIGURA 17. BOQUILLA DE QUEMADO CON PILOTO



- 1.- ANILLO RETENEDOR DE FLAMA
- 2.- CUERPO DE LA BOQUILLA
- 3.- BRIDA DE CONEXIÓN
- 4.- CONEXIÓN DEL PILOTO
- 5.- CUERPO DEL PILOTO
- 6.- IGNITOR
- 7.- SOPORTE DEL PILOTO
- 8.- VENTURI
- 9.- CONEXIÓN CON UNIDAD DE ENCENDIDO
- 10.- BOQUILLA DEL PILOTO
- 11.- IGNITOR



|                     |  |
|---------------------|--|
| Protección externa: | 1 ½ pulgadas de espesor refractario ex steel.<br>RESCO RS-7 AP GREEN KAST-D-LITE GENERAL<br>REFRACTARIES HL-47 O SIMILAR.  |
| Protección interna. | 1 ½ pulgadas de espesor refractario.<br>A.P. GREEN KAST-O-LITE GUN-MIX O SIMILAR,<br>en longitud suficiente para cubrir la unión del cuerpo<br>inferior y evitar así la formación de un par galvánico. |

## VII.9 QUEMADO SIN HUMO.

Los métodos desarrollados para minimizar la emisión de humo en un quemador son muy variables y entre ellos puede citarse:

- Atomización de vapor en el gas.
- Inyección de agua espreada.
- Soplado con aire.
- Distribución del flujo en múltiples quemadores de diseño especial.

La condición más simple para la combustión sin humo es considerar el principio fundamental de la reacción química entre los hidrocarburos y el aire.

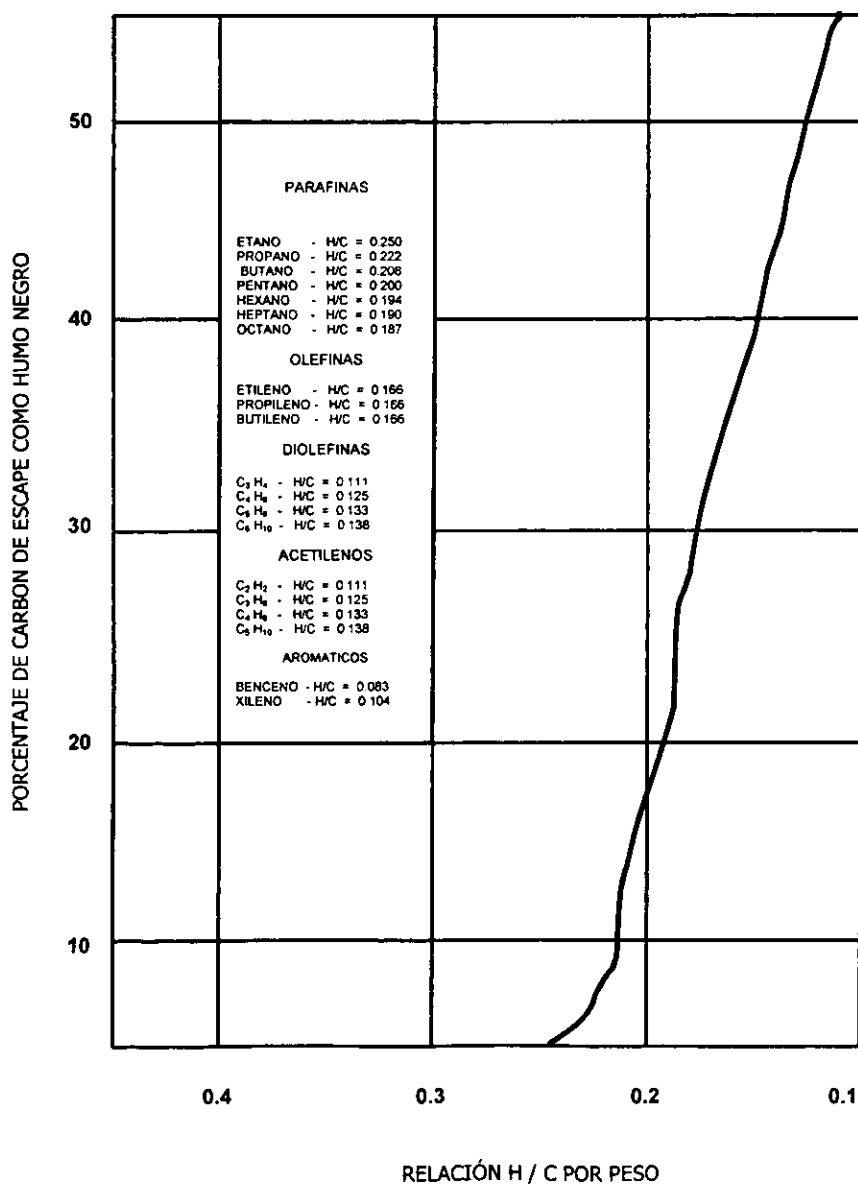
En el aire, el oxígeno se combina principalmente con los átomos de hidrógeno atados a los carbonos en la cadena hidrocarbonada, permitiendo la combustión como un tipo de reacción secundaria, de la misma forma en que las ramas de un árbol se prenden antes de que sea consumido el tronco.

La figura 18 demuestra la tendencia a producir humo negro para compuestos orgánicos en particular.

Una cadena grande de hidrocarburos que contengan varias ramas puede ser atacada en varios puntos y romperse en pequeñas cadenas antes de consumirse totalmente.

Si la cadena de carbón se divide por la alta temperatura en la reacción de la combustión, la probabilidad de producir carbón libre se aumenta considerablemente, y amenos que ese carbón tenga combustión por oxígeno, será emitido como humo.

FIGURA 18. TENDENCIA A PRODUCIR HUMO NEGRO



VAPOR PARA QUEMADO SIN HUMO

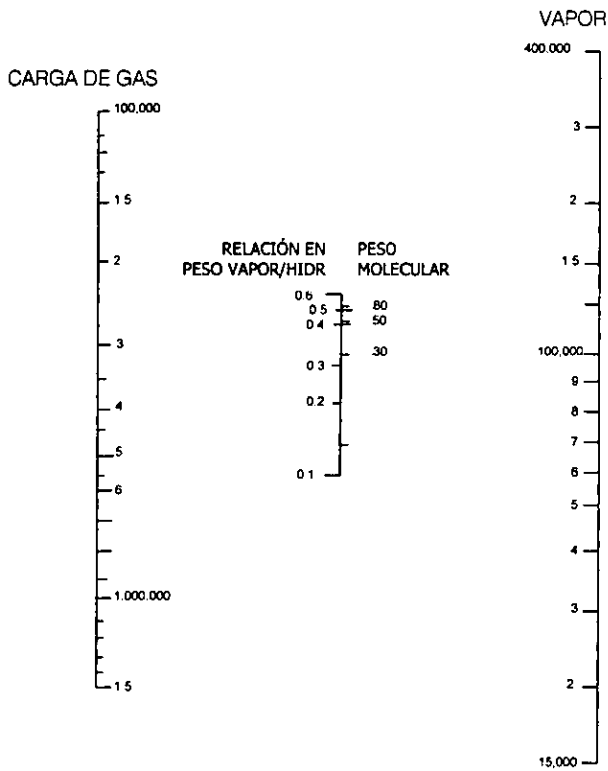


FIGURA 19a. SERVICIOS AUXILIARES PARA QUEMADOR ELEVADO

**GAS DE PURGA PARA QUEMADO SIN HUMO**

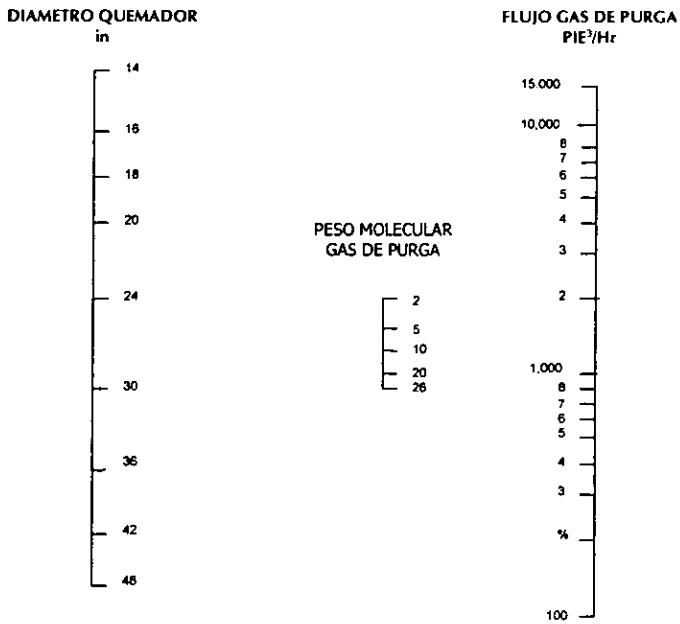


FIGURA 19b. SERVICIOS AUXILIARES PARA QUEMADOR ELEVADO





VII.10 APLICACIÓN AL C.P.G. CD. PEMEX PARA EL DISEÑO DE UN QUEMADOR ELEVADO.

**DATOS DEL DISEÑO.**

Considerando los resultados obtenidos en el capítulo VI.3, se tiene la siguiente composición resultante de la condensación de 100,700 lb/hr de líquidos.

**COMPOSICIÓN DEL GAS DESFOGADO:**

| Componente.      | % mol. |
|------------------|--------|
| CH <sub>4</sub>  | 1.17   |
| CO <sub>2</sub>  | 40.79  |
| H <sub>2</sub> S | 29.93  |
| H <sub>2</sub> O | 28.11  |

**CARACTERÍSTICAS DE LA CORRIENTE:**

|                         |                      |
|-------------------------|----------------------|
| Gasto Máximo:           | 234,077.20 Lb/Hr     |
| Presión en la boquilla: | 14.7 PSI             |
| Contrapresión:          | 7.8 PSIG             |
| Temperatura:            | 165.22 °F (624.89°R) |
| Peso Molecular:         | 33.40                |

**DISEÑO DEL QUEMADOR POR RADIACIÓN.**

**DIÁMETRO DE LA BOQUILLA.**

$$D = \left[ \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot W \cdot \sqrt{T + 460}}{\sqrt{\Delta P} \cdot M} \right]^2$$

$$D = \left[ \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot 234,077.20 \cdot \sqrt{624.89}}{\sqrt{28} \cdot 33.40} \right]^2$$

D = 22.81 in      ≈      24 in

D = Diámetro de la Boquilla, in  
W = Flujo, Lb/Hr  
T = Temperatura del Gas, °R  
M = Peso Molecular  
ΔP = Caída de Presión en la boquilla, in. Agua



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
QUEMADOR ELEVADO.

VELOCIDAD SÓNICA.

$$V_s = 223 \cdot \frac{K \cdot T}{M}$$

$$V_s = 223 \cdot \frac{1.22 \cdot 624.89}{33.40}$$

$$V_s = 1,065.40 \frac{\text{ft}}{\text{sec}}$$

$V_s$  = Velocidad sónica, ft/sec  
 $K$  = Cp/Cv  
 $T$  = Temperatura Gas, °R  
 $M$  = Peso molecular

FLUJO VOLUMÉTRICO.

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

$$V = \frac{234,077.20 \cdot 10.73 \cdot 624.89}{33.40 \cdot 3,600 \cdot 14.7}$$

$$V = 887.97 \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}}$$

$V$  = Flujo volumétrico, ft<sup>3</sup>/sec  
 $n$  = Número de moles  
 $R$  = Constante del gas, ft<sup>3</sup>/in<sup>2</sup>/mol°R  
 $T$  = Temperatura del Gas, °R  
 $P$  = Presión atmosférica, Lb/in<sup>2</sup>

CALCULO DEL DIAMÉTRO DE BOQUILLA.

| DIAMETRO.<br>BOQUILLA ( in ) | ÁREA TRANSVERSAL<br>DE BOQUILLA( ft <sup>2</sup> ) | VELOCIDAD<br>( ft/sec ) | MACH |
|------------------------------|--|-------------------------|------|
| 14                           | 0.9597   | 925.00                  | 0.86 |
| 16                           | 1.2684   | 700.07                  | 0.65 |
| 18                           | 1.6230   | 547.11                  | 0.51 |
| 20                           | 2.0142   | 440.85                  | 0.41 |
| 24                           | 2.9483   | 301.18                  | 0.28 |
| 30                           | 4.6664   | 190.29                  | 0.18 |
| 36                           | 6.7771   | 131.00                  | 0.12 |

SE RECOMIENDA 1 BOQUILLA DE 24" ⚡

LONGITUD DE LA FLAMA.

$$L = 6.785 \cdot V^{0.61}$$

$$L = 6.785 \cdot (301.18)^{0.61}$$

$$L = 220.61 \text{ ft}$$

L = Longitud de flama, ft  
V = Velocidad del gas, ft/sec

AJUSTANDO LA CAÍDA DE PRESIÓN EN LA BOQUILLA.

$$\Delta P = \left( \frac{V}{550} \right)^2 \cdot 55$$

$$\Delta P = \left( \frac{301.18}{550} \right)^2 \cdot 55$$

$$\Delta P = 16.49 \text{ in H}_2\text{O}$$

$\Delta P$  = Caída de presión en la boquilla, in. agua  
V = Velocidad del gas, ft/sec

RECALCULANDO EL DIÁMETRO DE LA BOQUILLA.

$$D = \left( \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot W \cdot T}{\sqrt{\Delta P} \cdot M} \right)^{\frac{1}{2}}$$

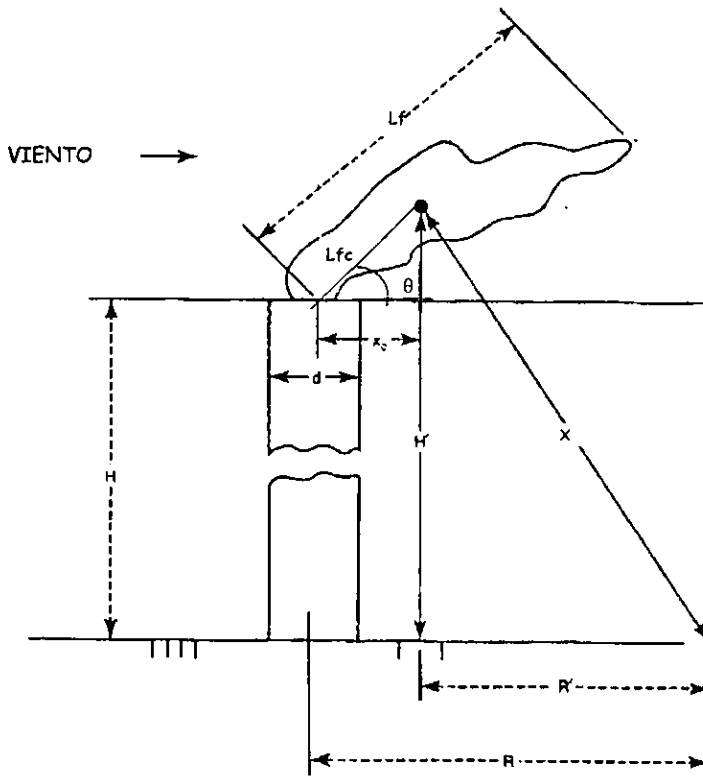
$$D = \left( \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot 234,077.20 \cdot 624.89}{\sqrt{16.49} \cdot 33.40} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D = 26.04 \text{ in}$$

La altura del quemador deberá diseñarse para que la intensidad de radiación no exceda de:

|  |                                 |
|--|---------------------------------|
| <input type="checkbox"/> Para Equipo.                    | 3,000.00 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> |
| <input type="checkbox"/> Para Personal Corta Exposición. | 1,500.00 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> |
| <input type="checkbox"/> Para Personal Exposición Cte.   | 440.00 BTU/Hr-ft <sup>2</sup>   |

Siguiendo la geometría del quemador elevado tenemos:



- $H$  = Altura del quemador, ft  
 $H'$  = Altura efectiva del venteo, ft  
 $L_f$  = Longitud de la flama, ft  
 $L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama, ft  
 $Y_c$  = Distancia vertical al centro de la flama, ft  
 $X_c$  = Distancia horizontal al centro de la flama, ft  
 $\theta$  = Angulo de desviación de flama, grados.



CALCULO DE LA DISTANCIA RADIAL AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$X^2 = \frac{f \cdot r \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot qm}$$

X = Distancia radial al centro de la flama, ft  
f = Fracción de calor radiante  
Q = Calor total relevado por la flama, Btu/Hr  
r = Fracción de calor absorbido por la atmósfera  
qm = Intensidad de radiación máxima (Btu/Hr-ft<sup>2</sup>)

VALOR NETO CALORIFICO.

$$hc = (50 \cdot M) + 100$$

$$hc = (50 \cdot 33.40) + 100$$

$$hc = 1,770 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^3 \text{std}}$$

hc = Valor neto calorifico, Btu/ft<sup>3</sup>  
M = Peso molecular del gas

FRACCIÓN DE CALOR RADIANTE.

$$f = 0.2 \cdot \left( \frac{hc}{900} \right)^2$$

$$f = 0.2 \cdot \left( \frac{1,770}{900} \right)^2$$

$$f = 0.28$$

f = Fracción de calor radiante  
hc = Valor neto calorifico, Btu/ft<sup>3</sup>



CALOR TOTAL RELEVADO POR LA FLAMA.

$$Q = W * hc * \left( \frac{379}{M} \right)$$

$$Q = 234,077.20 * 1,770 * \left( \frac{379}{33.40} \right)$$

$$Q = 4,701,373,470.36 \frac{\text{Btu}}{\text{Hr}}$$

Q = Calor total relevado por flama. Btu/Hr  
hc = Valor neto calorífico, Btu/ft  
M = Peso molecular del gas

FRACCIÓN DE CALOR ABSORBIDO POR LA ATMOSFERA.

$$r=1$$

DISTANCIAS RADIALES AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$X^2 = \frac{f * r * Q}{4 * \pi * qm}$$

X = Distancia radial al centro de la flama. ft  
f = Fracción de calor radiante  
Q = Calor total relevado por la flama, Btu/Hr  
r = Fracción de calor absorbido por la atmósfera  
qm= Intensidad de radiación máxima (Btu/Hr-ft<sup>2</sup>)

De lo anterior, las distancias radiales al centro de la flama son:

□ PARA 3 000 BU/Hr-ft<sup>2</sup>.

$$X^2 = \frac{0.28 * 1 * 4,701,73,470.36}{4 * \pi * 3000}$$

$$X = 186.86 \text{ ft} \quad (56.96 \text{ m})$$



PARA 1 500 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>.

$$X^2 = \frac{0.28 * 1 * 4,701,373,470.36}{4 * \pi * 1500}$$

$$X = 264.26 \text{ ft} \quad (80.56 \text{ m})$$

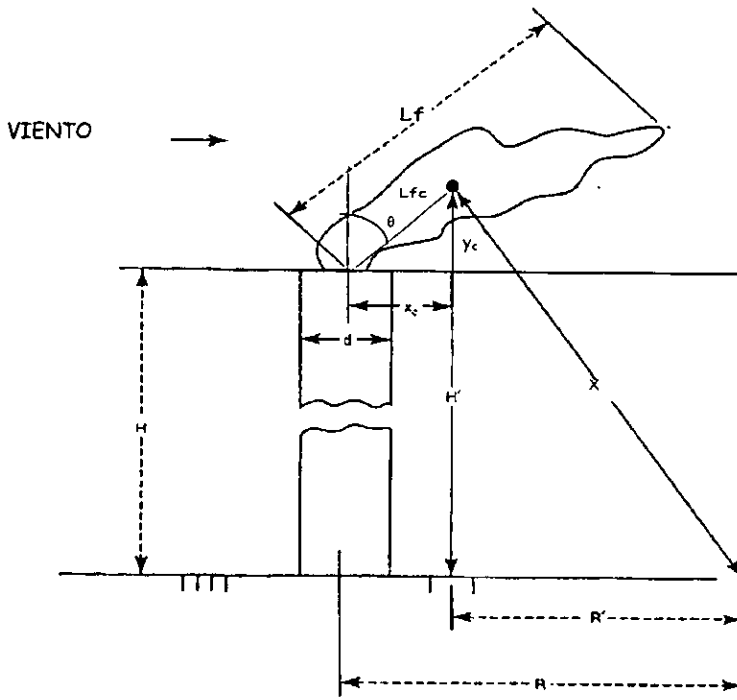
PARA 440 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>.

$$X^2 = \frac{0.28 * 1 * 4,701,373,470.36}{4 * \pi * 440}$$

$$X = 487.93 \text{ ft} \quad (148.75 \text{ m})$$

DESVIACIÓN DE LA FLAMA.

A bajo viento (20 mph)



ÁNGULO DE LA FLAMA.

$$\theta = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{\text{velocidad del viento}}{\text{velocidad del gas}} \right)$$

$$\theta = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{1.47 \cdot 20}{301.18} \right)$$

$$\theta = 5.58^\circ$$

$\theta$  = Ángulo de desviación de flama





LONGITUD AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$L_{fc} = \frac{L}{3}$$
$$L_{fc} = \frac{220.61}{3}$$
$$L_{fc} = 73.53 \text{ ft}$$

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama, ft  
 $L$  = Longitud de la flama, ft

GEOMETRÍA DE LA FLAMA.

$$X_c = L_{fc} \sin \theta$$
$$X_c = 73.53 \sin (5.58)$$
$$X_c = 7.15 \text{ ft}$$
$$Y_c = L_{fc} \cos \theta$$
$$Y_c = 73.53 \cos (5.58)$$
$$Y_c = 73.18 \text{ ft}$$

$X_c$  = Distancia horizontal al centro de la flama, ft  
 $Y_c$  = Distancia vertical al centro de la flama, ft  
 $\theta$  = Ángulo de desviación de flama, grados

CALCULO DE LA ALTURA DEL QUEMADOR POR RADIACIÓN.

La altura del quemador puede calcularse para que en la base del mismo exista un valor máximo 1 500 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>; es decir que  $X = X'$  cuando  $R'=0$ .

$$X = X'$$
$$X' = 264.26 \text{ ft} \quad (80.56 \text{ m})$$
$$H = X' - y_c$$
$$H = 264.26 - 73.18$$
$$H = 191.08 \text{ ft} \quad (58.25 \text{ m})$$

Cuando el quemador se encuentre cercano a comunidades, con tránsito de personal ajeno al centro de trabajo, se tendrá que tomar en cuenta la radiación solar, estimada en 330 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>.

Considerando 330 BTU/Hr-ft<sup>2</sup> de radiación solar.

$$X = \frac{f \cdot r \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot 1,170}$$

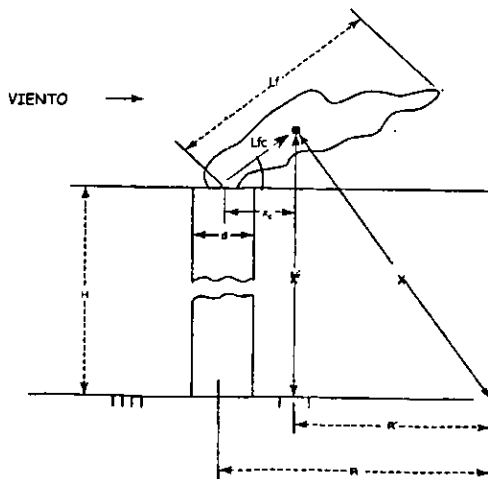
$$X = \frac{0.28 \cdot 1 \cdot 4,701,373,470.36}{4 \cdot \pi \cdot 1,170}$$

$$X = 299.22 \text{ ft} \quad (91.22 \text{ m})$$

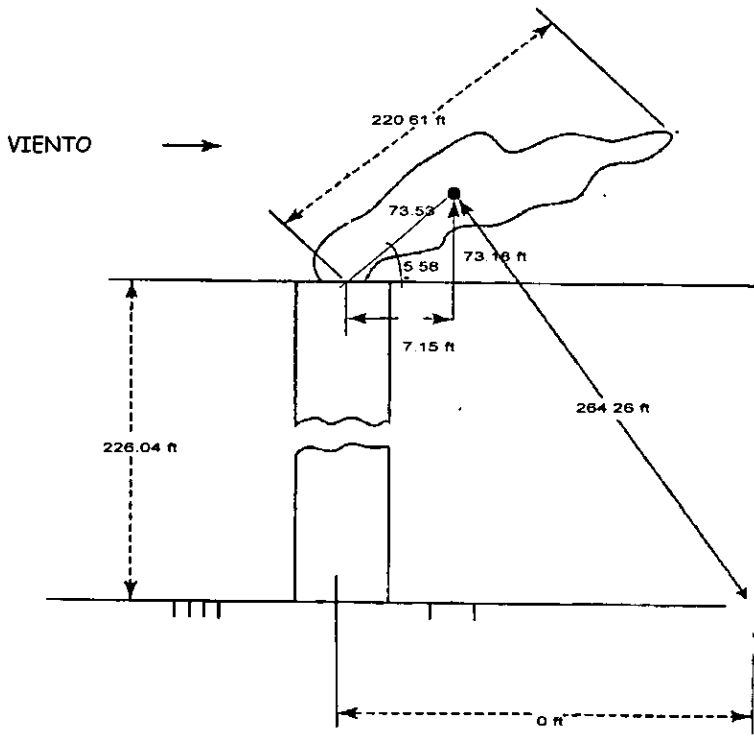
Cuando  $X = X'$

$$H = 299.22 - 73.18$$

$$H = 226.04 \text{ ft} \quad (68.90 \text{ m})$$



CALCULO DE LA ALTURA DEL QUEMADOR CONSIDERANDO LA DISTANCIA "R"  
ANIVEL DE PISO IGUAL A CERO.





**CALCULO DE LA CONCENTRACION MÁXIMA DE GAS A NIVEL DE PISO.**

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{Wc}{U \cdot H^2 \cdot M} \right) \cdot \frac{p}{q}$$

$C_{MAX}$  = Máxima concentración de contaminantes en una mezcla de gas en, PPM  
 $Wc$  = Flujo de gas contaminante, Lb/Hr  
 $U$  = Velocidad del viento, MPH  
 $H$  = Altura efectiva del venteo, ft  
 $M$  = Peso molecular del gas effluente  
 $P$  = Coeficiente de difusión vertical, dimensional  
 $q$  = Coeficiente de difusión horizontal, dimensional

**CALCULO DE  $T_1$**

$$T_1 = M \cdot 18.3$$

$$T_1 = 33.40 \cdot 18.3$$

$$T_1 = 611.22$$

$M$  = Peso molecular

**FLUJO VOLUMÉTRICO.**

$$Q_s = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

$$Q_s = \frac{234,077.20 \cdot 10.73 \cdot 624.89}{33.40 \cdot 3,600 \cdot 14.7}$$

$$Q_s = 887.97 \frac{ft^3}{sec}$$

$Q_s$  = Flujo volumétrico,  $ft^3/sec$   
 $n$  = Número de moles  
 $R$  = Constante del gas,  $ft^2/in^2/mol \cdot R$   
 $T$  = Temperatura del Gas,  $^{\circ}R$   
 $P$  = Presión atmosférica,  $Lb/in^2$

VOLUMEN DEL GAS EFLUENTE.

$$Q_1 = \frac{Q_s \cdot T_1}{530}$$

$$Q_1 = \frac{887.97 \cdot 611.22}{530}$$

$$Q_1 = 1,024.05 \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}}$$

$Q_1$  = Volumen del gas efluente,  $\text{ft}^3/\text{sec}$   
 $Q_s$  = Flujo volumétrico,  $\text{ft}^3/\text{sec}$

ALTURA DEL CONO DE GAS.

$$H_p = 4.77 \cdot \frac{Q_1 \cdot V}{1.5}$$

$$H_p = 4.77 \cdot \frac{1,024.05 \cdot 301.18}{1.5}$$

$$H_p = 2,162.95 \text{ ft}$$

$H_p$  = Altura del cono de gas, ft  
 $Q_1$  = Volumen del gas efluente,  $\text{ft}^3/\text{sec}$   
 $V$  = Velocidad del gas,  $\text{ft}/\text{sec}$

ALTURA EFECTIVA DEL VENDEO.

$$H' = H + H_p$$

$$H' = 191.08 + 2,162.95$$

$$H' = 2,354.03 \text{ ft} \quad (717.51 \text{ m})$$

$H'$  = Altura efectiva del venteo, ft  
 $H$  = Altura física de la chimenea, ft  
 $H_p$  = Altura del cono de gas, ft

CONCENTRACIÓN MÁXIMA.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{Wc}{U \cdot H^2 \cdot M} \right) \cdot \frac{p}{q}$$

$C_{MAX}$  = Máxima concentración de contaminantes en una mezcla de gas en, PPM  
 $Wc$  = Flujo de gas contaminante, Lb:Hr  
 $U$  = Velocidad del viento, MPH  
 $H$  = Altura efectiva del venteo, ft  
 $M$  = Peso molecular del gas efluente  
 $p$  = Coeficiente de difusión vertical, dimensional  
 $q$  = Coeficiente de difusión horizontal, dimensional

Baja Turbulencia.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{234,077.20}{20 \cdot 2,354.03^2 \cdot 33.40} \right) \cdot 0.50$$

$$C_{MAX} = 0.49 \text{ PPM}$$

Media Turbulencia.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{234,077.20}{20 \cdot 2,354.03^2 \cdot 33.40} \right) \cdot 0.63$$

$$C_{MAX} = 0.62 \text{ PPM}$$

Mayor Turbulencia.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{234,077.20}{20 \cdot 2,354.03^2 \cdot 33.40} \right) \cdot 0.63$$

$$C_{MAX} = 0.62 \text{ PPM}$$

COMO EL LÍMITE DE TOXICIDAD EN 8 HORAS DE TRABAJO ES DE 10 PPM. EL LÍMITE OBTENIDO ES CORRECTO.



EL PUNTO DONDE EL CONO DE GAS TOQUE EL SUELO SERÁ.

A baja turbulencia.

$$X = \frac{H}{2 \cdot p}$$

$$X = \frac{2,354.03}{2 \cdot 0.02}$$

$$X \approx 58,850.75 \text{ ft}$$

X= Altura a la cuál el cono de gas toque el suelo, ft  
H= Altura efectiva del venteo, ft  
P= Coeficiente de difusión vertical, dimensional

TEMPERATURA DE LA FLAMA.

$$T_f = 100 \cdot \frac{Q^2}{1.47 \cdot r}$$

$$T_f = 100 \cdot \frac{(4,701,373,470.36)^2}{1.47 \cdot 73.18}$$

$$T_f = 2,524.65 \text{ }^\circ\text{R}$$

Tf = Temperatura de la flama, °R  
Q = Calor relevado, Btu/Hr  
r = Longitud media de onda  
Yc = Distancia vertical al centro de la flama, ft  
r = Yc



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
QUEMADOR ELEVADO.

CALCULO DEL GAS DE PURGA.

Gas de purga:

|                 |             |
|-----------------|-------------|
| Gas:            | Gas natural |
| Peso Molecular: | 19          |

FLUJO DEL GAS DE PURGA.

Para el cálculo del gas de purga ir al nomograma (figura 25), y leer con el diámetro de la boquilla y el peso molecular, el flujo de gas de purga .

$$M = 19$$

$$D = 24 \text{ in.}$$

$$CFH = 630 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

CFH = Flujo de gas de purga, ft<sup>3</sup>/hr  
M = Peso molecular de gas de purga  
D = Diámetro de boquilla, in

VELOCIDAD DEL GAS DE PURGA.

$$V = \left( \frac{0.022}{(H-h)} \right) \left( \frac{6}{X} \right)^{0.64} \left( \frac{28}{M} \right)^n \left( e^{0.16D} - 0.96e^{0.16(D-M)} \right)$$

$$V = \left( \frac{0.022}{191.08 - 25} \right) \left( \frac{6}{0.06} \right)^{0.64} \left( \frac{28}{19} \right)^{0.82} \left( e^{0.16(24)} - 0.96e^{0.16(24-19)} \right)$$

$$V = 0.15 \text{ ft/sec}$$

V = Velocidad del gas de purga, ft/sec  
H = Altura del quemador, ft  
h = Altura donde se mide la concentración "X" de Oxígeno, ft  
X = % de oxígeno libre, 3% ≤ X ≤ 6%  
PM = Peso molecular del gas de purga  
D = Diámetro del quemador, in  
n = f(D), factor de la fig (38a)  
(H-h): Debe considerarse hasta 25 ft con una concentración límite de 6% de oxígeno libre.





COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
QUEMADOR ELEVADO.

RESUMEN SECCIÓN DESFOGUES ACIDOS

| COMPOSICIÓN DEL GAS | COMPUESTO        | % mol |
|---------------------|------------------|-------|
|                     | CH <sub>4</sub>  | 1.17  |
|                     | CO <sub>2</sub>  | 40.79 |
|                     | H <sub>2</sub> S | 29.93 |
|                     | H <sub>2</sub> O | 28.11 |

| DATOS DE LA CORRIENTE | Gasto Máximo:     | 234,077.20 Lb/Hr |
|-----------------------|-------------------|------------------|
|                       | Presión:          | 14.70 PSI        |
|                       | Temperatura:      | 165.22 °F        |
|                       | Peso Molecular:   | 33.40            |
|                       | Causa del relevo: | Bloqueo          |

| DATOS DEL DISEÑO DEL QUEMADOR | Numero de boquillas   | 1                         |
|-------------------------------|-----------------------|---------------------------|
|                               | Diámetro de boquilla  | 24" $\phi$                |
|                               | Velocidad de boquilla | 301.18 ft/seg.            |
|                               | $\Delta P$ Boquilla   | 16.49 in H <sub>2</sub> O |
|                               | Altura del quemador   | 229.66 ft                 |

DISTANCIAS RADIALES DE LA FLAMA

|                                  |           |          |
|----------------------------------|-----------|----------|
| PARA 3 000 BTU/Hr-R <sup>2</sup> | 186.86 ft | 56.96 m  |
| PARA 1 500 BTU/Hr-R <sup>2</sup> | 264.26 ft | 80.56 m  |
| PARA 400 BTU/Hr-R <sup>2</sup>   | 487.93 ft | 148.75 m |

CONCENTRACIÓN MÁXIMA RESULTANTE

|                   |      |     |
|-------------------|------|-----|
| BAJA TURBULENCIA  | 0.49 | PPM |
| MEDIA TURBULENCIA | 0.62 | PPM |
| MAYOR TURBULENCIA | 0.62 | PPM |

CONCLUSIÓN.

LA CONCENTRACIÓN MAXIMA PERMISIBLE ES DE 10 PPM EN 8 HORAS DE TRABAJO POR LO TANTO LA ALTURA DEL QUEMADOR ES CORRECTA DE ACUERDO A LOS VALORES CALCULADOS DE CONCENTRACION MAXIMA.



### VII.10.1 ANALISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FLUJO MEDIO PARA LA DETERMINACIÓN DEL QUEMADOR ELEVADO.

La finalidad de realizar un nuevo cálculo con un flujo medio es analizar el comportamiento del quemador cuando no se tengan condiciones de máximo diseño, es decir para la mayoría de los casos.

#### DATOS DE DISEÑO.

##### COMPOSICIÓN DEL GAS:

| Componente.      | % mol. |
|------------------|--------|
| CH <sub>4</sub>  | 1.17   |
| CO <sub>2</sub>  | 40.79  |
| H <sub>2</sub> S | 29.93  |
| H <sub>2</sub> O | 28.11  |

##### CARACTERÍSTICAS DE LA CORRIENTE:

|                 |                  |
|-----------------|------------------|
| Gasto Máximo:   | 117.038.60 Lb/Hr |
| Presión:        | 14.70 PSI        |
| Temperatura:    | 165.22 °F        |
| Peso Molecular: | 33.40            |

#### DISEÑO DEL QUEMADOR POR RADIACIÓN.

##### VELOCIDAD SÓNICA.

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{K \cdot T}{M}}$$

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{1.22 \cdot 624.89}{33.40}}$$

$$V_s = 1,065.40 \frac{\text{ft}}{\text{sec}}$$



FLUJO VOLUMÉTRICO.

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

$$V = \frac{117,038.60 \cdot 10.73 \cdot 624.89}{33.40 \cdot 3,600 \cdot 14.7}$$

$$V = 443.98 \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}}$$

COMPORTAMIENTO DEL FLUJO A TRAVÉS DE UNA BOQUILLA DE 30"  $\phi$

| DIAM BOQUILLA<br>(in) | ÁREA TRANSVERSAL DE BOQ.<br>(ft) | VELOCIDAD<br>(ft/sec) | MACH |
|-----------------------|----------------------------------|-----------------------|------|
| 14                    | 0.9597                           | 462.62                | 0.43 |
| 16                    | 1.2684                           | 350.03                | 0.33 |
| 18                    | 1.6230                           | 273.56                | 0.26 |
| 20                    | 2.0142                           | 220.42                | 0.21 |
| 24                    | 2.9483                           | 150.59                | 0.14 |
| 30                    | 4.6664                           | 95.14                 | 0.09 |
| 36                    | 6.7771                           | 65.51                 | 0.06 |

LONGITUD DE LA FLAMA.

$$L = 6.785 \cdot v^{0.61}$$

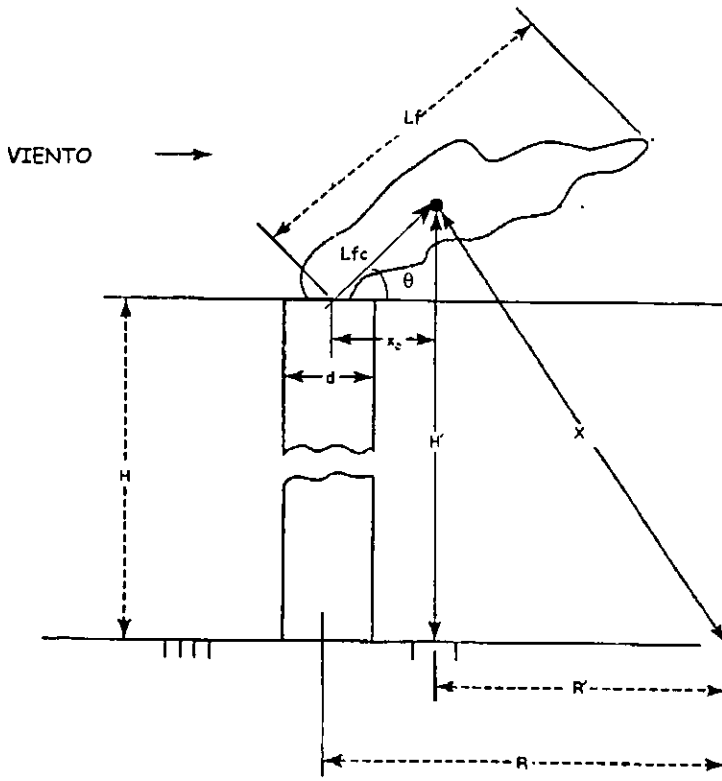
$$L = 6.785 \cdot (150.59)^{0.61}$$

$$L = 144.55 \text{ ft}$$

La altura del quemador deberá diseñarse para que la intensidad de radiación no exceda de:

- |  |                                 |
|--|---------------------------------|
| <input type="checkbox"/> Para Equipo.                    | 3,000.00 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> |
| <input type="checkbox"/> Para Personal Corta Exposición. | 1,500.00 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> |
| <input type="checkbox"/> Para Personal Exposición Cte.   | 440.00 BTU/Hr-ft <sup>2</sup>   |

Siguiendo la geometría del quemador elevado tenemos:





CALCULO DE LA DISTANCIA RADIAL AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$X^2 = \frac{f \cdot r \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot qm}$$

VALOR NETO CALORIFICO.

$$hc = 50 \cdot M + 100$$

$$hc = 50 \cdot (33.40) + 100$$

$$hc = 1,770.00 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^3 \text{std}}$$

FRACCIÓN DE CALOR RADIANTE.

$$f = 0.2 \cdot \left( \frac{hc}{900} \right)^2$$

$$f = 0.2 \cdot \left( \frac{1,770.00}{900} \right)^2$$

$$f = 0.28$$

CALOR TOTAL RELEVADO POR LA FLAMA.

$$Q = W \cdot hc \cdot \left( \frac{379}{M} \right)$$

$$Q = 117,038.60 \cdot 1,770.00 \cdot \left( \frac{379}{33.40} \right)$$

$$Q = 2,350,688,743.65 \frac{\text{Btu}}{\text{Hr}}$$



FRACCIÓN DE CALOR ABSORBIDO POR LA ATMOSFERA.

$$r=1$$

DISTANCIAS RADIALES AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$X^2 = \frac{f \cdot r \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot qm}$$

□ PARA 3,000 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>.

$$X^2 = \frac{0.28 \cdot 1 \cdot 2,350,688,743.65}{4 \cdot \pi \cdot 3,000}$$

$$X = 132.13 \text{ ft} \quad (40.27 \text{ m})$$

□ PARA 1,500 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>.

$$X^2 = \frac{0.28 \cdot 1 \cdot 2,350,688,743.65}{4 \cdot \pi \cdot 1,500}$$

$$X = 186.86 \text{ ft} \quad (56.96 \text{ m})$$

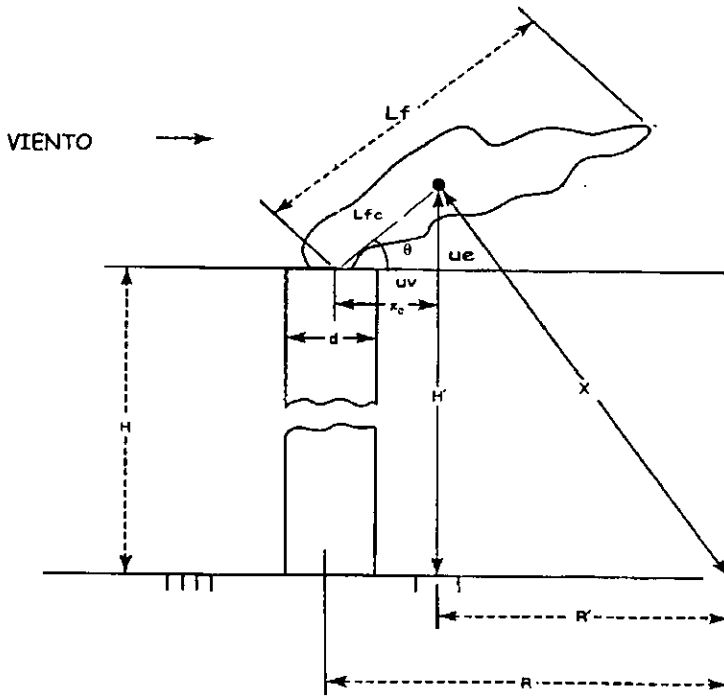
□ PARA 440 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>.

$$X^2 = \frac{0.28 \cdot 1 \cdot 2,350,688,743.65}{4 \cdot \pi \cdot 440}$$

$$X = 345.02 \text{ ft} \quad (105.16 \text{ m})$$

**DESVIACIÓN DE LA FLAMA.**

A bajo viento (20 mph)



ÁNGULO DE LA FLAMA.

$$\theta = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{\text{velocidad del viento}}{\text{velocidad del gas}} \right)$$

$$\theta = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{20 * 1.47}{150.59} \right)$$

$$\theta = 11.05^\circ$$

LONGITUD AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$L_{fc} = \frac{L}{3}$$

$$L_{fc} = \frac{144.55}{3}$$

$$L_{fc} = 48.18 \text{ ft}$$

GEOMETRÍA DE LA FLAMA.

$$X_c = L_{fc} \sin \theta$$

$$X_c = 48.18 \sin(11.05)$$

$$X_c = 9.23 \text{ ft}$$

$$Y_c = L_{fc} \cos \theta$$

$$Y_c = 48.18 \cos(11.05)$$

$$Y_c = 47.29 \text{ ft}$$

CONCENTRACIÓN MÁXIMA DE GAS A NIVEL DE PISO.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{W_c}{U \cdot H^2 \cdot M} \right)^p$$

CALCULO DE  $T_1$

$$T_1 = M \cdot 18.3$$

$$T_1 = 33.40 \cdot 18.3$$

$$T_1 = 611.22$$



FLUJO VOLUMÉTRICO.

$$Q_s = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

$$Q_s = \frac{117,038.60 \cdot 10.73 \cdot 624.89}{33.40 \cdot 3,600 \cdot 14.7}$$

$$Q_s = 443.98 \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}}$$

VOLUMEN DEL GAS EFLUENTE.

$$Q_1 = \frac{Q_s \cdot T_1}{530}$$

$$Q_1 = \frac{443.98 \cdot 611.22}{530}$$

$$Q_1 = 512.02 \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}}$$

ALTURA DEL CONO DE GAS.

$$H_p = 4.77 \cdot \sqrt[1.5]{Q_1 \cdot V}$$

$$H_p = 4.77 \cdot \sqrt[1.5]{512.02 \cdot 150.59}$$

$$H_p = 1,081.47 \text{ ft}$$

ALTURA EFECTIVA DEL VENTEO.

$$H' = H + H_p$$

$$H' = 191.08 + 1,081.49$$

$$H' = 1,272.57 \text{ ft}$$

CALCULO DE CONCENTRACIÓN MÁXIMA.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{Wc}{U \cdot H^2 \cdot M} \right)^p$$

Baja Turbulencia.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{117,038.60}{20 \cdot 1,272.57^2 \cdot 33.40} \right)^{0.50}$$

$$C_{MAX} = 0.84 \text{ PPM}$$

Media Turbulencia.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{117,038.60}{20 \cdot 1,272.57^2 \cdot 33.40} \right)^{0.63}$$

$$C_{MAX} = 1.06 \text{ PPM}$$

Turbulencia Mayor.

$$C_{MAX} = 1.55 \cdot 10^4 \cdot \left( \frac{117,038.60}{20 \cdot 1,272.57^2 \cdot 33.40} \right)^{0.63}$$

$$C_{MAX} = 1.06 \text{ PPM}$$

EL PUNTO DONDE EL CONO DE GAS TOQUE EL SUELO SERÁ.

$$X = \frac{H'}{2 \cdot p}$$

$$X = \frac{1,272.57}{2 \cdot 0.02}$$

$$X = 31,814.25 \text{ ft}$$

TEMPERATURA DE LA FLAMA.

$$T_f = 100 \cdot \frac{Q^2}{1.47 \cdot r}$$

$$T_f = 100 \cdot \frac{(2,350,688,743.65)^2}{1.47 \cdot 47.29}$$

$$T_f = 2,640.92 \text{ °R}$$



CALCULO DEL GAS DE PURGA.

Gas de purga:

Gas: Gas Natural  
Peso Molecular: 19

FLUJO DEL GAS DE PURGA.

Para el cálculo del gas de purga ir al nomograma (figura 25), y leer con el diámetro de la boquilla y el peso molecular, el flujo de gas.

$$M = 19$$

$$D = 24 \text{ in.}$$

$$CFH = 630 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

VELOCIDAD DEL GAS DE PURGA.

$$V = \left( \frac{0.022}{(H-h)} \right) \left( \frac{6}{X} \right)^{0.64} \left( \frac{28}{M} \right)^n \left( e^{0.16D} - 0.96e^{0.16(D-M)} \right)$$

$$V = \left( \frac{0.022}{191.08 - 25} \right) \left( \frac{6}{0.06} \right)^{0.64} \left( \frac{28}{19} \right)^{0.82} \left( e^{0.16(24)} - 0.96e^{0.16(24-19)} \right)$$

$$V = 0.15 \text{ ft/sec}$$



RESUMEN SECCIÓN DESFOGUES ACIDOS  
PARA FLUJO MEDIO

| COMPOSICIÓN DEL GAS | COMPUESTO        | % mol |
|---------------------|------------------|-------|
|                     | CH <sub>4</sub>  | 1.17  |
|                     | CO <sub>2</sub>  | 40.79 |
|                     | H <sub>2</sub> S | 29.93 |
|                     | H <sub>2</sub> O | 28.11 |

| DATOS DE LA CORRIENTE | Gasto Máximo:           | 117,038.60 Lb/Hr |
|-----------------------|-------------------------|------------------|
|                       | Presión en la boquilla: | 14.7 PSIG        |
|                       | Temperatura:            | 165.22 °F        |
|                       | Peso Molecular          | 33.40            |
|                       | Causa del relevo:       | Bloqueo          |

| DATOS DEL DISEÑO. | Numero de boquillas   | 1                         |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|
|                   | Diámetro de boquilla  | 24" φ                     |
|                   | Velocidad de boquilla | 150.59 ft/seg.            |
|                   | ΔP Boquilla           | 16.49 in H <sub>2</sub> O |
|                   | Altura del quemador   | 229.66 ft                 |

DISTANCIAS RADIALES DE LA FLAMA

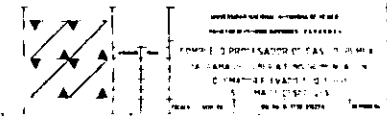
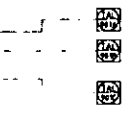
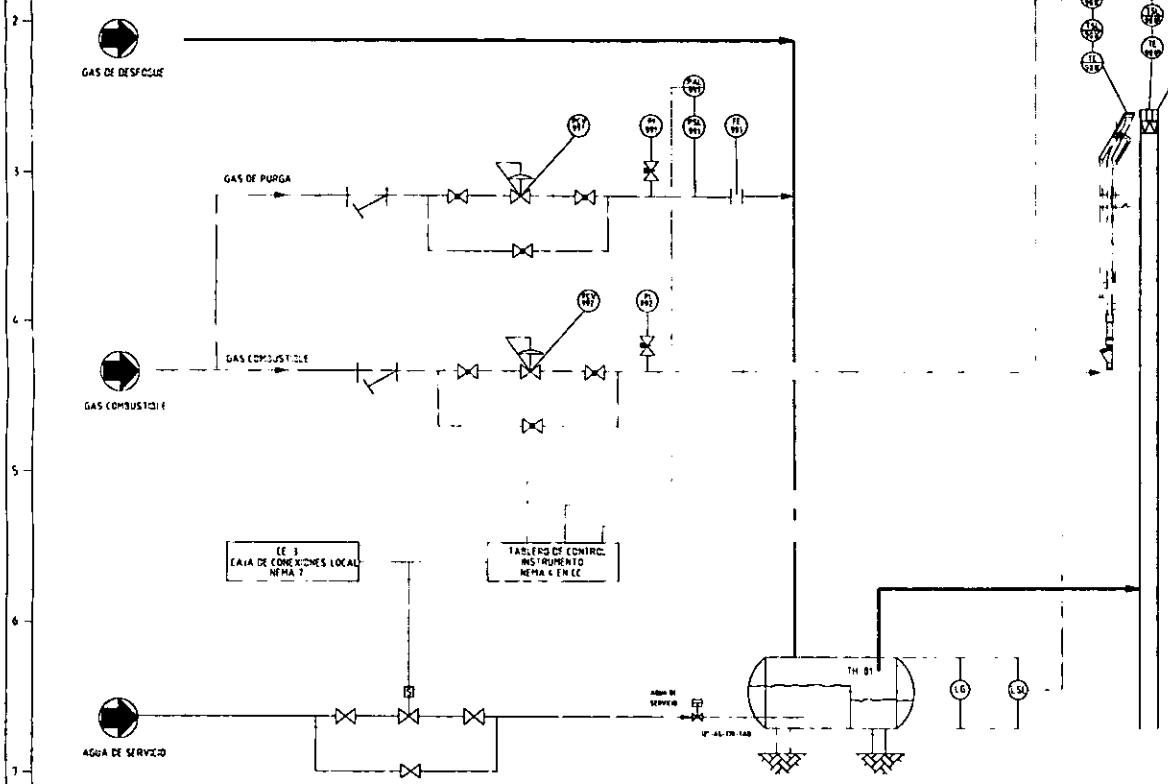
|                                   |           |          |
|-----------------------------------|-----------|----------|
| PARA 3 000 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> | 132.13 ft | 40.27 m  |
| PARA 1 500 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> | 186.86 ft | 56.96 m  |
| PARA 400 BTU/Hr-ft <sup>2</sup>   | 345.02 ft | 105.16 m |

CONCENTRACIÓN MÁXIMA

|                   |      |     |
|-------------------|------|-----|
| BAJA TURBULENCIA  | 0.84 | PPM |
| MEDIA TURBULENCIA | 1.06 | PPM |
| MAYOR TURBULENCIA | 1.06 | PPM |

# QE-01

QUEMADOR ELEVADO    TIPO TORRE  
 FLUJO MAX            234.077 20 Lb/Hr  
 ALTURA                70 00 m  
 DIAMETRO BOQUILLA    24 m



## VIII QUEMADOR DE FOSA.

Un quemador de fosa se justifica cuando se manejan grandes cantidades de desecho provenientes de plantas petroquímicas o refinerías de gran capacidad. Los problemas inherentes a este tipo de instalación, tales como luminosidad excesiva, radiación térmica y producción de humo, pueden ser reducidos a niveles aceptables.

El tipo de quemador de fosa que se instale dependerá en gran medida de la situación que prevalezca en la operación de las plantas.

Un quemador de fosa para quemar sin humo, del tipo llamado "multijet under ground", puede manejar un gran volumen del gas considerado como rango normal de relevo. Figura 20.

Un quemador de fosa para quemar con humo, puede absorber la totalidad de los gases de desecho de una planta en operación de emergencia. Figura 21.

La combinación de ambos diseños ofrece una gran versatilidad en el uso del equipo, completa seguridad en las necesidades de una refinería o planta petroquímica.

La selección de entre una u otra de estas unidades debe tomar en cuenta:

- a) El humo producido durante una emergencia no viole las normas locales ordinarias.
- b) La operación sin humo no cause un nivel de ruido que moleste a la comunidad cercana.
- c) La luminosidad no es un verdadero problema en los quemadores sin humo, por lo que pueden ocupar un lugar prominente dentro del área de la refinería y recibir el mantenimiento adecuado.

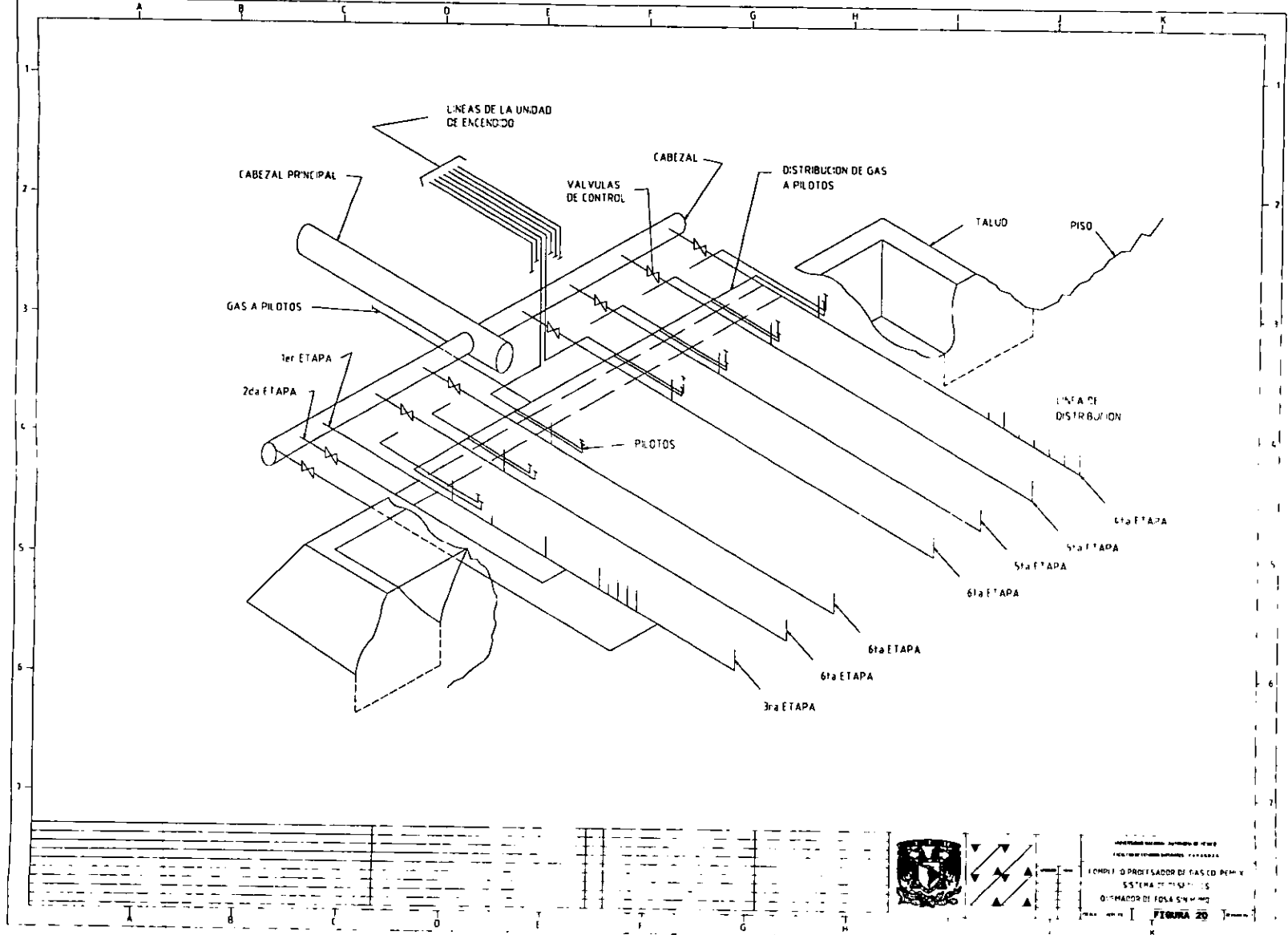
### VIII.1 QUEMADORES DE FOSA PARA QUEMADO SIN HUMO.

Una operación libre de humo así como una combustión completa, puede lograrse con los quemadores tipo jet de alta velocidad. (Multijet Under Ground). Su operación se basa en la división del flujo total en pequeños flujos de gas distribuidos a través de numerosas boquillas de quemado. La velocidad lograda en los conductores espirales de la boquilla de quemado crea la turbulencia necesaria en la mezcla gas-aire para lograr una alta eficiencia de combustión.

El diseño de un quemador de este tipo es entera responsabilidad del fabricante ya que es una patente y se proporciona como un "paquete", aunque se puede seguir los lineamientos que se analizan en el apartado VII.1.1 a fin de obtener datos cercanos al diseño comprado.

Los factores para un diseño preliminar son:

1. Cantidad de gas a quemar.
2. Composición del gas.
3. Temperatura del gas.
4. Presión del gas.
5. Turbulencia creada.

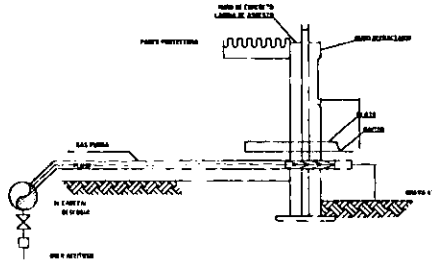


INSTITUTO VENEZOLANO DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS  
 CENTRO NACIONAL DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS  
 COMPLEJO INSTITUCIONAL "LA SALLE"  
 SISTEMA DE GAS PARA  
 DISTRIBUCION DE GAS A PILOTOS  
 DISTRIBUCION DE GAS A PILOTOS  
**FIGURA 20**

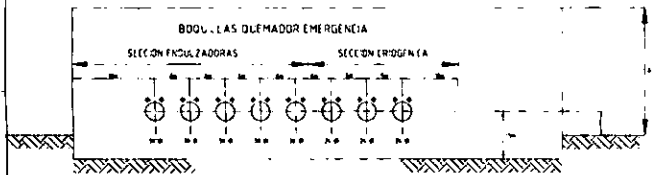


A B C D E F G H I J K

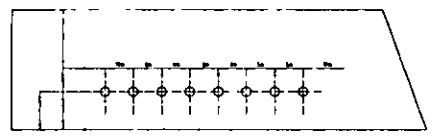
1  
2  
3  
4  
5  
6  
7



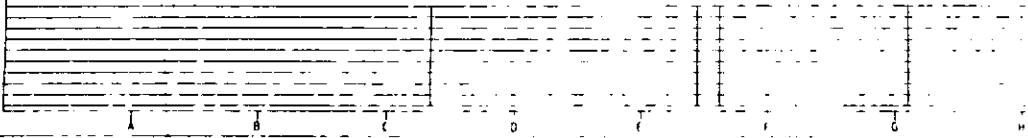
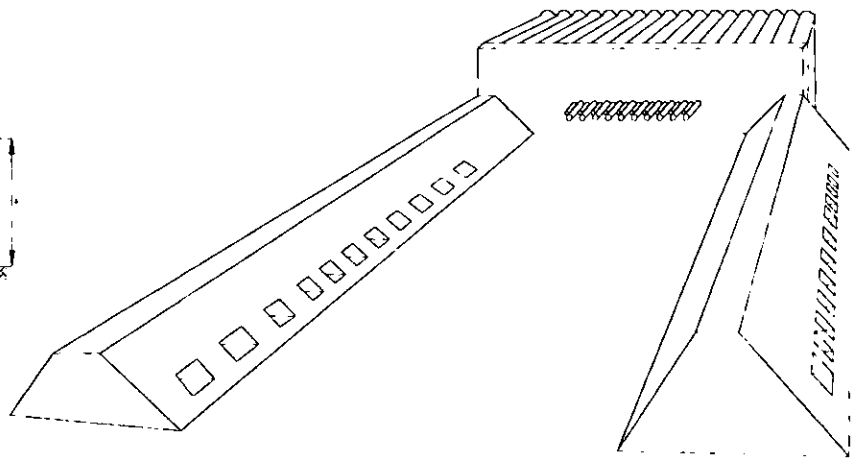
DETALLE No 1  
VISTA LATERAL DE LA FOSA



DETALLE No 2  
DISTRIBUCION BOQUILLAS PARED FRONTO. QUEMADOR



DETALLE No 3  
PAREDES LATERALES QUEMADOR



INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE OCCIDENTE  
 EDIFICIO DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO  
 SISTEMA DE DISEÑO DE  
 EQUIPAMIENTO DE FOSA DE EMERGENCIA  
**FIGURA 21**



### VIII.1.1 MÉTODO GENERAL DE DISEÑO.

1. Dependiendo de la composición del gas y la presión del mismo, el fabricante selecciona el tipo de boquilla y el tamaño del orificio a fin de asegurar un quemado sin humo.

Es necesario realizar pruebas de laboratorio con una mezcla de gases similar a la dada por el cliente.

2. Usando una ecuación de orificio para flujo de gases compresibles determinar el área total requerida para el quemado sin humo.
3. Con los datos obtenidos en el punto 1 (en la cual se dio el área de flujo por orificio) y el 2 (en la que se obtiene el área total) dividir este último entre el primero y determinar el número requerido de orificio.
4. Dependiendo de la configuración del quemador (número de orificios por boquilla), determinar el número de boquillas.
5. Verificar el número de quemadores para el área de la fosa en particular.

La relación de longitud de fosa al ancho de la fosa deberá ser 3 a 2 como mínimo.

6. Determinar el número de quemadores por cabezal. Los quemadores son espaciados 1 pie uno de otro.
7. Los cabezales son separados 10 pies uno de otro para asegurar la mezcla adecuada gas/aire.
8. Los cabezales son separados 10 pies de las paredes de la fosa a fin de asegurar buena mezcla para la combustión.
9. Las paredes del quemador deben tener un talud adecuado a fin de prevenir los deslaves ocasionados por el viento, además de facilitar la entrada de aire a la fosa.
10. Determinar el escalonamiento de presión en las válvulas, adecuado al número de quemadores.
11. Las etapas de quemado son escalonadas en progresión geométrica para asegurar una operación suave en rangos enteros de operación segura.
12. Determinar la pendiente en los cabezales y el arreglo de drenajes para líquidos atrapados.
13. Verificar la altura de la fosa contra la longitud de flama en cada boquilla. La flama deberá ser contenida en la fosa.
14. Verificar la radiación para la operación total de la fosa.
15. Verificar los materiales para boquillas, risers y cabezales de quemado.

### VIII.1.2 EQUIPO DE QUEMADO.

Deben utilizarse válvulas mariposa con disparador neumático, tipo ON-OFF a fin de sacar rápidamente de servicio etapas completas de quemado de acuerdo a las variaciones del flujo de gas.

Los cabezales de desfogue, dentro de la fosa, deben ser montados sobre mochetas con "patines deslizables" para efectos de expansiones por temperatura.

Se debe dar una pendiente adecuada a los cabezales dentro de la fosa y debe hacerse un arreglo para drenaje de líquidos atrapados.

### VIII.2 QUEMADORES DE FOSA PARA QUEMADO CON HUMO.

Un equipo para quemado con humo deberá ser diseñado para soportar las dos condiciones siguientes:

1. Flujo máximo por situaciones máximas de emergencia.
2. Flujo mínimo de quemado, al sacar de operación el equipo de quemado sin humo. En esta situación es conveniente el uso de tanques pequeños de agua, a fin de utilizar escalonadamente al equipo de quemado.

#### VIII.2.1 DISEÑO.

Una fosa para el quemado de gases de desecho por alguna situación de emergencia puede ser diseñada de acuerdo a los dos procedimientos siguientes:

##### A) POR LONGITUD DE FLAMA.

1. Considerar las condiciones de viento: para bajo viento (menor de 20 mph).

$$L_f = 10D \cdot \frac{\Delta P \cdot T_{ip}}{55}$$

Para alto viento (mayor de 20 mph)

$$L_f = 2D \sqrt{\frac{\Delta P T_{ip}}{55}}$$

Donde:

- $L_f$  = Longitud de la flama, pies.
- $\Delta P T_{ip}$  = Caída de presión en la boquilla de quemado, en pulgadas de agua
- $D$  = Diámetro de la boquilla, pulgadas.

2. El centro de la flama se encontrará a un tercio de su longitud para bajo viento y a un medio de su longitud para alto viento.

$$L_{fc} = \frac{L_f}{3} \quad \text{o bien} \quad L_{fc} = \frac{L_f}{2}$$

3. La velocidad de salida en la boquilla será:

$$V_e = 550 \sqrt{\frac{\Delta P T_{ip}}{55}}$$

4. La velocidad del viento podrá oponerse para un caso crítico, a la velocidad de salida de los gases.

$$V_{\text{viento}} \left( \frac{\text{pies}}{\text{seg.}} \right) = 1.47 \times V_{\text{viento}} (\text{mph})$$

5. El ángulo de levantamiento que tenga la flama será originada por el viento, más el ángulo propio ocasionado por la densidad del gas caliente.

$$\text{Ángulo total} = \text{Ángulo viento} + \text{Ángulo levantamiento.}$$

Referido a la figura 22, el ángulo debido al viento:

$$\theta_W = \text{arc. tan} \frac{V_W \text{ viento}}{V_e \text{ salida gas}}$$

El ángulo levantamiento será:

$$\theta_B = \text{arc. tan} \frac{5.25}{V_e \text{ salida gas}}$$

$$\theta_T = \theta_W + \theta_B$$

$$X_C = L_{fc} \cos \theta$$

$$Y_C = L_{fc} \text{ sen } \theta$$

6. Además la distancia R a la que un observador podrá situarse en un valor seguro es: (Distancia radial al centro de flama).

$$R = \sqrt{(X + X_C)^2 + (H + Y_C)^2}$$

7. Intensidad de radiación a la distancia R:

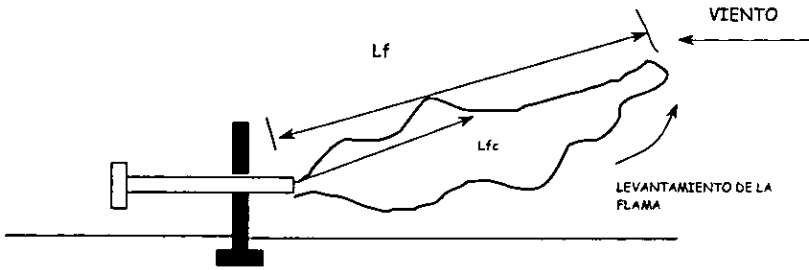
$$q = \frac{f \cdot r \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot R^2}$$

$$Q = W \cdot h_c \cdot \left( \frac{379}{M} \right)$$

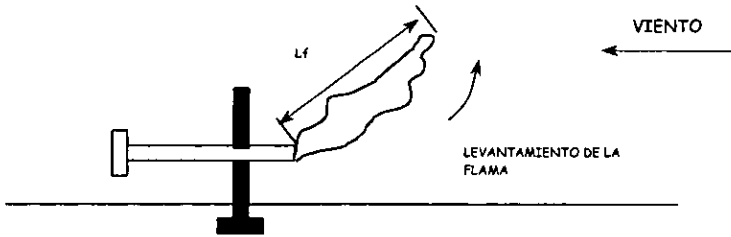
Donde:

- W = Flujo de gas, Lb/Hr.
- q = Intensidad de radiación, BTU/Hr-pie<sup>2</sup>.
- h<sub>c</sub> = Valor neto calorífico, BTU/Lb.
- Q = Calor total relevado por la flama, Btu/Hr
- f = Fracción de calor radiante
- R = Distancia radial al centro de la flama, ft
- M = Peso molecular

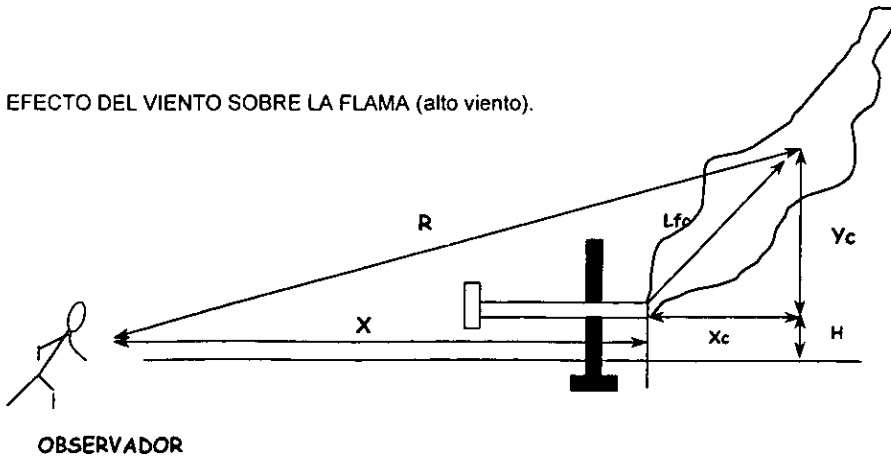
FIGURA 22 INFLUENCIA DEL VIENTO SOBRE LA FLAMA.



1.- EFECTO DEL VIENTO SOBRE LA FLAMA ( bajo viento).



2.- EFECTO DEL VIENTO SOBRE LA FLAMA (alto viento).



3.- GEOMETRIA DEL QUEMADOR.



8. Dimensiones de la fosa.

La longitud de la flama deberá ser absorbida por la longitud de la fosa y el ancho de la fosa deberá soportar las máximas desviaciones de la flama para viento alto.

B) POR ÁREA DE QUEMADO.

Los valores recomendables son:

Criterio Mc Kee: 275, 000 SCFD/m<sup>2</sup>  
Criterio LUMMUS: 500, 000 SCFD/m<sup>2</sup>

VIII.2.2 EQUIPO DE QUEMADO.

a) Para quemado de emergencia deberán utilizarse boquillas con los accesorios siguientes:

- Brida en un extremo.
- Minimizador de gas de purga.
- Refractario interno.
- Anillo retenedor de flama.
- Recubrimiento externo.

b) Se inyectará una corriente de gas de ayuda a cada una de las boquillas a fin de mantener un flujo positivo de quemado.

c) La velocidad mínima a mantener a la salida de cada boquilla será mayor que la velocidad de propagación de flama para el gas a quemar.

d) La relación de velocidad del gas a la salida de la boquilla y la velocidad sónica (número de mach), debe mantenerse entre los valores siguientes a fin de lograr la estabilidad de la flama:

| <u>OPERACIÓN</u>                                       | <u>MACH</u> |
|--|-------------|
| A ¼ partes de su capacidad                             | 0.20 a 0.30 |
| A capacidad nominal                                    | 0.30 a 0.40 |
| Quemado carga adicional por mantenimiento de otra fosa | 0.40 a 0.45 |



e) Cuando sea necesario emplear varias boquillas para un gran volumen de gas, su diámetro cubrirá las siguientes condiciones:

1. Adecuarse a la velocidad de salida del gas.
2. Será tan pequeño como sea posible.
3. Será tan económico como sea posible.

f) Debe utilizarse un minimizador de gas de purga, integrado en cada boquilla.

g) La caída de presión a través de la boquilla debe mantenerse en un valor tal, que la velocidad de gas a la salida de la boquilla nunca pase de la permitida en el inciso d.

La longitud de flama se verá también enormemente influenciada por la caída de presión en la boquilla.

#### VIII.2.3 LOCALIZACIÓN DEL EQUIPO.

a) Deberá realizarse un estudio de la radiación emitida para máxima carga de desfogue. En base a esto el equipo podrá localizarse en los siguientes valores de intensidad de radiación.

|                                       |                               |
|---------------------------------------|-------------------------------|
| Para equipo en la zona de quemadores: | 3 000 BTU/Hr-pie <sup>2</sup> |
| Para personal, corta exposición:      | 1 500 BTU/Hr-pie <sup>2</sup> |
| Para personal, exposición prolongada: | 440 BTU/Hr-pie <sup>2</sup>   |

b) La orientación del equipo deberá estar de acuerdo a los vientos dominantes del lugar.

c) De acuerdo al estudio de radiación, podrá darse la distancia entre fosa y fosa, o entre fosa y equipo auxiliar.

d) El área de radiación deberá estar cercada para protección del personal.

#### VIII.2.4 MATERIALES.

|                              |  |
|------------------------------|--|
| Boquilla cuerpo superior:    | Acero inoxidable tipo 316 L                                  |
| Boquilla cuerpo inferior:    | Acero carbón   |
| Anillo retenedor de flama:   | INCOLOY 800 H  |
| Minimizador de gas de purga: |  |
| Envolvente:                  | Localizada en la sección de acero inoxidable de la boquilla. |





|             |   |
|-------------|---|
| Mamparas:   | Acero inoxidable tipo 316 L   |
| Refractario | A.P. GREEN KAST-O-LITE GUMIX, O SIMILAR, en longitud suficiente para cubrir la unión del cuerpo inferior y evitar así la formación de un par galvánico. |

### VIII.3 CONSTRUCCIÓN DE LAS FOSAS DE QUEMADO.

En general, la construcción de una fosa para enclaustrar la radiación de la flama debe hacerse considerando los aspectos siguientes:

- La geometría de la fosa debe ser rectangular. Esta característica se debe al arreglo del equipo de un quemador sin humo, así como a la longitud de la flama y distribución de las boquillas en un quemador con humo.
- Cuando menos dos lados de la fosa deben estar formados por un talud a 45 grados para facilitar la entrada del aire.
- Todos los lados de la fosa (talud y paredes) deben ser cubiertas con material refractario para protegerlos de la radiación. En los taludes pueden utilizarse piedra de río pegada con cemento refractario; también es posible usar tabique refractario, aunque es más costoso.

El muro frontal de la fosa debe ser doble, uno de tabique refractario y el otro de tabique rojo, dejando un espacio entre los dos para la circulación del aire.

- En la parte superior del muro frontal, se colocará una lámina de asbesto de 4 metros de longitud y del mismo ancho de la fosa. Esta techumbre proporciona las siguientes ventajas:
  - Protección contra la radiación para el personal que se sitúa debajo, independientemente del volumen de gas desfogados.
  - En el caso de los quemadores sin humo, permite inspeccionar confiablemente las válvulas de control de las etapas de quemado.
  - En el caso de los quemadores de emergencia, se pueden instalar pequeños tanques de sello, para escalar a diferentes rangos de presión, las boquillas de quemado.
- El piso de la fosa debe ser cubierto con grava para conservar la pendiente de drenado. En el caso de los quemadores sin humo, la grava debe tener 4 pulgadas arriba de los cabezales de quemado para protegerlos de la radiación.



### VIII.3.1 CARACTERISTICAS INDIVIDUALES DE CONSTRUCCIÓN.

#### FOSA DE QUEMADO SIN HUMO.

- a) Las válvulas de control deben ser instaladas en trinchera fuera de la fosa de quemado.
- b) Las paredes de la fosa deben ser cubiertas con refractario en su totalidad, pues la carga térmica de la fosa está distribuida en toda área.

#### FOSA DE QUEMADO CON HUMO.

- a) Las paredes laterales de la fosa deben ser cubiertas con material refractario, cuando menos hasta una longitud igual al centro de flama para carga máxima en viento bajo de 20 mph.
- b) Se pueden instalar conductores horizontales o tubos transversales a través del talud de la fosa, con el objeto de que el aire inducido ayude a realizar una combustión más eficiente.
- c) El muro frontal de la fosa puede suprimirse cuando la naturaleza del terreno provoque el efecto deseado.
- d) Las líneas de desfogue que llegan al quemador deben estar protegidas de la radiación, ya sea en una trinchera tapada, o bien enterrándolas.

#### VIII.4 APLICACIÓN AL C.P.G. CD. PEMEX PARA EL DISEÑO DE UN QUEMADOR DE EMERGENCIA.

El sistema de desfogues de gas húmedo, amargo y seco del Complejo Procesador de Gas CD Pemex, lo integran las descargas de las plantas endulzadora de gas I y II, endulzadora de condensados I y II y las de las plantas criogénicas I y II. Estos desfogues se presentan cuando existe falla por bloqueo y por su naturaleza deben ser manejados en un quemador de fosa.

Debido a la diversidad del desfogue se agrupan de acuerdo a su composición, volumen y temperatura en desfogue húmedo, amargo ó seco. Con la finalidad de contar con una instalación para manejar en forma segura y confiable se debe contar con una fosa que incluya un arreglo de boquillas a través del cual se regule el quemado del flujo mínimo y máximo para cada planta o bien para todo el complejo.

##### CRITERIOS DE DISEÑO.

Se diseñará un quemador de fosa para tratar grandes volúmenes de gas a nivel de piso cuando se presente una situación de emergencia y una parrilla de quemado sin humo para flujos mínimos por ser el mejor medio para la regulación de flujo de quemado además de ser un sistema ecológico. El 10% de la cantidad total del gas será separado por medio de tanques de agua para quemarse sin humo. El resto del gas se considera como una mera situación de emergencia de corta duración y puede ser quemada en fosa con boquillas abiertas cuya flama, confinada en una fosa, emite humo. La radiación producida es considerable por lo que debe disponerse de espacio suficiente.

Las secciones o áreas de quemado, bajo condiciones de diseño son:

- Sección Endulzadoras.
- Sección Criogénicas.

Esta clasificación corresponde a la planta que aporta el mayor flujo de quemado y no necesariamente por que sea la única planta que este relevando.

##### VIII.4.1 SECCIÓN ENDULZADORAS.

Los requerimientos particulares que deben cumplirse en esta sección son para manejar flujos normales y de diseño, el cual se presenta bajo una condición de emergencia. El flujo normal de desfogue representa el 10% del flujo de diseño, el objetivo es conformar un arreglo de boquillas que operen eficientemente bajo cualquier condición de operación.

Las plantas que integran esta sección son:

- Planta Endulzadora de Gas I.
- Planta Endulzadora de Gas II.
- Planta Criogénica II.

El flujo mayor considerado, es la desviación de la carga total de la alimentación a las plantas endulzadoras de gas I y II ocasionadas por un bloqueo.

**DATOS DE DISEÑO.**

**COMPOSICIÓN DEL GAS:**

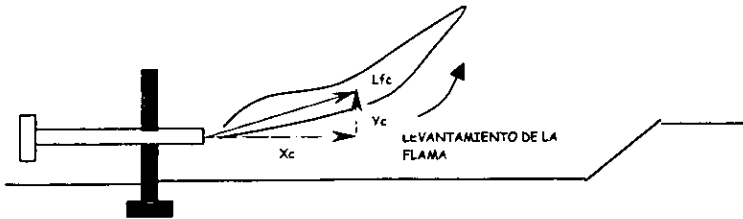
|                               | % mol |
|-------------------------------|-------|
| C <sub>1</sub> H <sub>4</sub> | 68.57 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 14.09 |
| C <sub>3</sub>                | 11.40 |
| CO <sub>2</sub>               | 3.35  |
| H <sub>2</sub> S              | 2.45  |
| H <sub>2</sub> O              | 0.14  |

**CARACTERÍSTICAS DE LA CORRIENTE:**

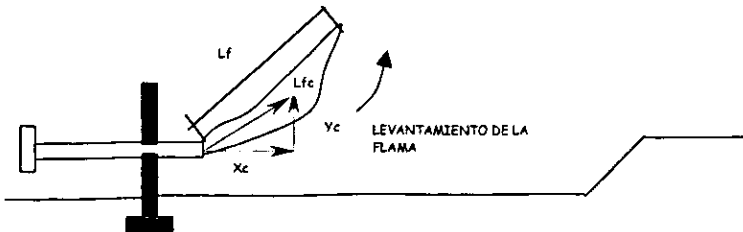
|                   |                    |
|-------------------|--------------------|
| Gasto Máximo 90%: | 1,877,617.80 Lb/Hr |
| Presión:          | 14.7 PSI           |
| Temperatura:      | 159.64 °F          |
| Peso Molecular:   | 23.55              |
| Causa del relevo: | Bloqueo            |

**CONDICIONES DE VIENTO**

**A BAJO VIENTO 0-20 MPH**



**A ALTO VIENTO MAS DE 20 MPH**





FLUJO DE QUEMADO (FLUJO MÁXIMO).

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

$$V = \frac{1,877,617.80 \cdot 10.73 \cdot 619.31}{23.55 \cdot 3,600 \cdot 14.7}$$

$$V = 10,011.62 \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}}$$

V= Flujo volumétrico de quemado, ft<sup>3</sup>/sec.  
n = Número de moles, mol/sec.  
R = Constante de los gases  
T = Temperatura del gas, °R.  
P = Presión, Psia.

VELOCIDAD SONICA.

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{K \cdot T}{M}}$$

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{1.2 \cdot 619.31}{23.55}}$$

$$V_s = 1,252.72 \frac{\text{ft}}{\text{sec}}$$

V<sub>s</sub> = Velocidad sónica, ft/sec.  
K = Relación Cp/Cv.  
T = Temperatura del gas, °R.  
M = Peso molecular.

NUMERO DE MACH.

$$\text{MACH} = \frac{V_B}{V_S}$$

MACH = Numero de MACH  
V<sub>B</sub> = Velocidad en la boquilla, ft/sec  
V<sub>S</sub> = Velocidad sónica, ft/sec.



**CALCULO DEL NUMERO DE BOQUILLAS.**

UTILIZANDO BOQUILLAS DE 24"  $\phi$  (2 9483 ft<sup>2</sup> AREA TRANSVERSAL INTERNA)

| N° BOQUILLAS | FLUJO C/BOQUILLA (ft <sup>3</sup> /sec.) | VELOCIDAD (ft/sec.) | MACH |
|--------------|--|---------------------|------|
| 2            | 5,005.81                                 | 1,697.86            | 1.36 |
| 3            | 3,337.21                                 | 1,131.90            | 0.90 |
| 4            | 2,502.90                                 | 848.93              | 0.67 |
| 5            | 2,002.32                                 | 679.14              | 0.54 |
| 6            | 1,668.60                                 | 565.95              | 0.45 |
| 7            | 1,430.23                                 | 485.10              | 0.38 |
| 8            | 1,251.42                                 | 424.46              | 0.33 |
| 9            | 1,112.40                                 | 377.30              | 0.30 |
| 10           | 1,001.16                                 | 339.57              | 0.27 |

UTILIZANDO BOQUILLAS DE 30"  $\phi$  (4.6664 ft<sup>2</sup> AREA TRANSVERSAL INTERNA)

| N° BOQUILLAS | FLUJO C/BOQUILLA (ft <sup>3</sup> /sec.) | VELOCIDAD (ft/sec.) | MACH |
|--------------|--|---------------------|------|
| 2            | 5,005.81                                 | 1,072.73            | 0.85 |
| 3            | 3,337.21                                 | 715.15              | 0.57 |
| 4            | 2,502.90                                 | 536.36              | 0.42 |
| 5            | 2,002.32                                 | 429.09              | 0.34 |
| 6            | 1,668.60                                 | 357.57              | 0.28 |

**SE RECOMIENDA UTILIZAR 5 BOQUILLAS DE 30"  $\phi$**

UTILIZANDO BOQUILLAS DE 36"  $\phi$  (4.6664 ft<sup>2</sup> AREA TRANSVERSAL INTERNA).

| N° BOQUILLAS | FLUJO C/BOQUILLA (ft <sup>3</sup> /sec.) | VELOCIDAD (ft/sec.) | MACH |
|--------------|--|---------------------|------|
| 2            | 5,005.81                                 | 738.63              | 0.58 |
| 3            | 3,337.21                                 | 492.42              | 0.39 |
| 4            | 2,502.90                                 | 369.31              | 0.29 |
| 5            | 2,002.32                                 | 295.52              | 0.23 |
| 6            | 1,668.60                                 | 246.21              | 0.19 |

**CONCLUSIÓN.**

De acuerdo a la relación de velocidades es necesario utilizar 5 boquillas de 30" de diámetro para el caso de flujo máximo,

**DISEÑO DE LA FOSA DE QUEMADO**

CAIDA DE PRESION EN LA BOQUILLA.

CON 5 BOQUILLAS DE 30"  $\phi$  Y UNA VELOCIDAD DE 429.09 ft/seg.

$$\Delta P = \left( \frac{V}{550} \right)^2 \cdot 55$$

$$\Delta P = \left( \frac{429.09}{550} \right)^2 \cdot 55$$

$$\Delta P = 33.48 \text{ in H}_2\text{O} \quad (1.21 \text{ PSI})$$

$\Delta P$  = Caída de presión en la boquilla, in H<sub>2</sub>O  
V = Velocidad del gas en la boquilla, ft/sec.

LONGITUD DE LA FLAMA A 20 MPH. (VER FIGURA No. 24 a)

$$L_f = 10 \cdot D \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{55}}$$

$$L_f = 10 \cdot 30 \cdot \sqrt{\frac{33.48}{55}}$$

$$L_f = 234.06 \text{ ft} \quad (71.34 \text{ m})$$

$L_f$  = Longitud de la flama, ft.  
D = Diámetro de la boquilla, in.  
 $\Delta P$  = Caída de presión en la boquilla, in H<sub>2</sub>O.

**POR LO QUE LO LARGO DE LA FOSA ES DE 80 METROS.**

LONGITUD AL CENTRO DE LA FLAMA.

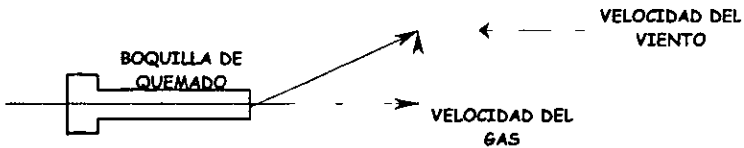
$$L_{fc} = \left( \frac{L_f}{3} \right)$$

$$L_{fc} = \left( \frac{234.06}{3} \right)$$

$$L_{fc} = 78.02 \text{ ft} \quad (23.78 \text{ m})$$

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama, ft.  
 $L_f$  = Longitud de la flama, ft.

LEVANTAMIENTO DE LA FLAMA.



ANGULO DEL VIENTO.

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{\text{VELOCIDAD DEL VIENTO}}{\text{VELOCIDAD SALIDA DEL GAS}} \right)$$

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{1.47 \cdot 20}{429.09} \right)$$

$$\theta_w = 3.92^\circ$$

$\theta_w$  = Angulo viento.

ANGULO LEVANTAMIENTO DEL GAS.

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{\text{VELOCIDAD SALIDA GAS}} \right)$$

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{429.09} \right)$$

$$\theta_B = 0.70^\circ$$

$\theta_B$  = Angulo levantamiento gas

ANGULO TOTAL.

$$\theta = \theta_w + \theta_B$$

$$\theta = 3.92^\circ + 0.70^\circ$$

$$\theta = 4.62^\circ$$

$\theta$  = Angulo total



GEOMETRIA DE LA FLAMA.



$$Xc = Lfc \cos \theta$$

$$Yc = Lfc \sin \theta$$

$$Xc = 78.02 \cos (4.62)$$

$$Yc = 78.02 \sin (4.62)$$

$$Xc = 77.77 \text{ ft}$$

$$Yc = 6.28 \text{ ft}$$

Lfc = Longitud al centro de la flama, ft.  
 $\theta$  = Angulo total  
 Xc = Distancia horizontal al centro de la flama, ft.  
 Yc = Distancia vertical al centro de la flama, ft.

DISTANCIA RADIAL AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$R = \sqrt{\frac{f \cdot r \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot qm}}$$

W = Flujo de gas, Lb/Hr.  
 Q = Calor total relevado por la flama, Btu/Hr  
 r = Fracción de calor adscrito por la atmósfera.  
 qm = Intensidad de calor de radiación, Btu/Hr-ft<sup>2</sup>.  
 R = Distancia radial al centro de la flama, ft  
 f = Fracción de calor radiante

CALOR TOTAL RELEVADO POR LA FLAMA

$$Q = W \cdot hc \cdot \left( \frac{379}{M} \right)$$

$$Q = 1,877,617.80 \cdot 1,277.50 \cdot \left( \frac{379}{23.55} \right)$$

$$Q = 3.860 \cdot 10^{10}$$

W = Flujo de gas, Lb/Hr  
 M = Peso Molecular.  
 hc = Valor neto calorífico



VALOR NETO CALORIFICO.

$$hc = 50 * M + 100$$

$$hc = 50 * 23.55 + 100$$

$$hc = 1,277.50 \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}}$$

FRACCIÓN DE CALOR ABSORBIDA POR LA ATMOSFERA.

$$r = 1$$

DISTANCIA RADIAL AL CENTRO DE LA FLAMA (VER FIGURA No. 24 c).

□ PARA 3 000 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{3.860 * 10^{10} * 1 * 0.23}{4 * \pi * 3,000}$$

$$R = 485.28 \text{ ft} \quad (147.91 \text{ m})$$

□ PARA 1 500 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{3.860 * 10^{10} * 1 * 0.23}{4 * \pi * 1,500}$$

$$R = 686.29 \text{ ft} \quad (209.18 \text{ m})$$

□ PARA 440 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{3.860 * 10^{10} * 1 * 0.23}{4 * \pi * 440}$$

$$R = 1,267.14 \text{ ft} \quad (386.23 \text{ m})$$

**CALCULOS PARA ALTO VIENTO (VER FIGURA No. 24 b).**

**LONGITUD DE LA FLAMA.**

$$L_f = 2 * D * \frac{\Delta P}{55}$$

$$L_f = 2 * 30 * \frac{33.48}{55}$$

$$L_f = 46.81 \text{ ft} \quad (14.27 \text{ m})$$

Lf = Longitud de la flama, ft.  
 $\Delta P$  = Caída de presión en la boquilla, in H<sub>2</sub>O.  
 D = Diámetro de la boquilla, in.

**LONGITUD AL CENTRO DE LA FLAMA.**

$$L_{fc} = \left( \frac{L_f}{2} \right)$$

$$L_{fc} = \left( \frac{46.81}{2} \right)$$

$$L_{fc} = 23.41 \text{ ft} \quad (7.13 \text{ m})$$

L<sub>fc</sub> = Longitud al centro de la flama, ft.  
 L<sub>f</sub> = Longitud de la flama, ft.

**ANGULO LEVANTAMIENTO A 150 Km./Hr (92.2 MPH).**

**ANGULO DEL VIENTO.**

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{\text{VELOCIDAD DEL VIENTO}}{\text{VELOCIDAD SALIDA DEL GAS}} \right)$$

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{1.47 * 92.20}{429.09} \right)$$

$$\theta_w = 17.53^\circ$$

$\theta_w$  = Angulo viento.

ANGULO LEVANTAMIENTO DEL GAS.

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{\text{VELOCIDAD SALIDA GAS}} \right)$$

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{429.09} \right)$$

$$\theta_B = 0.70^\circ$$

$\theta_B$  = Angulo levantamiento gas.

ANGULO TOTAL.

$$\theta = \theta_W + \theta_B$$

$$\theta = 17.53^\circ + 0.70^\circ$$

$$\theta = 18.23^\circ$$

$\theta$  = Angulo total.

GEOMETRIA DE LA FLAMA.

$$X_c = L_{fc} \cdot \cos \theta$$

$$Y_c = L_{fc} \cdot \text{sen } \theta$$

$$X_c = 23.41 \cdot \cos(18.23)$$

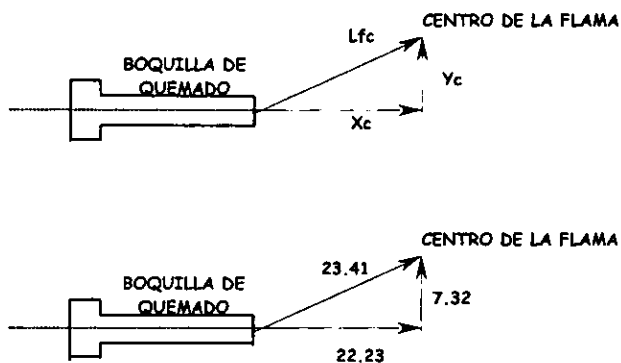
$$Y_c = 23.41 \cdot \text{sen}(18.23)$$

$$X_c = 22.23 \text{ ft}$$

$$Y_c = 7.32 \text{ ft}$$

$X_c$  = Distancia horizontal al centro de la flama ft.  
 $Y_c$  = Distancia vertical al centro de la flama, ft.  
 $L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama, ft.  
 $\theta$  = Angulo total.

GEOMETRIA DE LA FLAMA.



DISTANCIA A NIVEL DE PISO PARA 1 500 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>, A PARTIR DEL MURO DEL QUEMADOR.

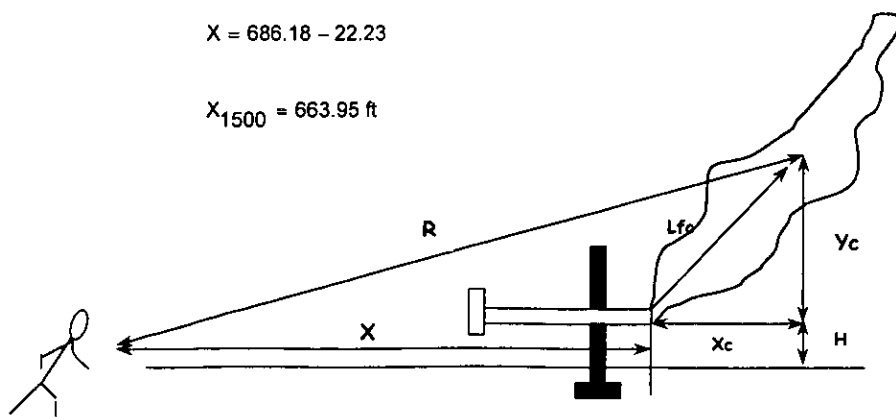
$$(X + X_c) = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2}$$

$$(X + X_c) = \sqrt{686.29^2 - (4.92 + 7.32)^2}$$

$$(X + X_c) = 686.18$$

$$X = 686.18 - 22.23$$

$$X_{1500} = 663.95 \text{ ft}$$

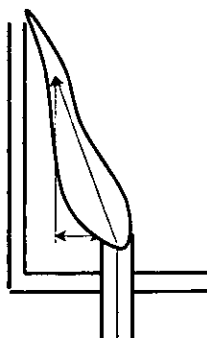


OBSERVADOR

DEL VALOR DE "Yc" OBTENEMOS QUE LA FLAMA PODRÁ INCLINARSE HASTA 18.23° PARA ALTO VIENTO Y 4.62° PARA BAJO VIENTO.

ANCHO DE LA FOSA:

A BAJO VIENTO



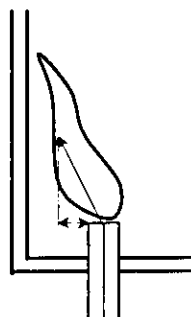
$$X = Lf \text{ sen } \theta$$

$$X = 234.06 \text{ sen } (4.62)$$

$$X = 18.85 \text{ ft}$$

$$X = 5.75 \text{ m}$$

A ALTO VIENTO

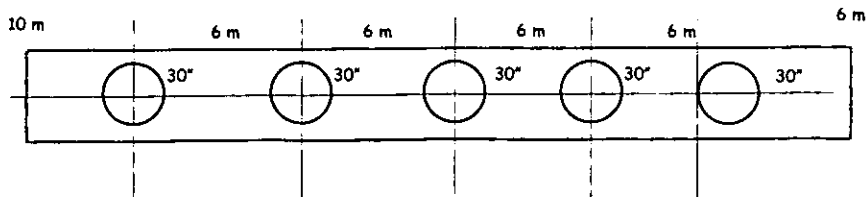


$$X = Lf \text{ sen } \theta$$

$$X = 46.81 \text{ sen } (18.23)$$

$$X = 14.64 \text{ ft}$$

$$X = 4.46 \text{ m}$$





RESUMEN SECCIÓN DESFOGUES ENDULZADORAS

| COMPOSICIÓN DEL GAS | COMPUESTO                     | % mol |
|---------------------|-------------------------------|-------|
|                     | C <sub>1</sub> H <sub>4</sub> | 68.57 |
|                     | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 14.09 |
|                     | C <sub>3</sub>                | 11.40 |
|                     | CO <sub>2</sub>               | 3.35  |
|                     | H <sub>2</sub> S              | 2.45  |
| H <sub>2</sub> O    | 0.14                          |       |

| DATOS DE LA CORRIENTE | Gasto Máximo:     | 1,877,617.80 Lb/Hr |
|-----------------------|-------------------|--------------------|
|                       | Presión:          | 14.7 PSI           |
|                       | Temperatura:      | 159.64 °F          |
|                       | Peso Molecular:   | 23.55              |
|                       | Causa del relevo: | Bloqueo            |

| DATOS DEL DISEÑO. | Numero de boquillas   | 5                         |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|
|                   | Diámetro de boquilla  | 30" φ                     |
|                   | Velocidad de boquilla | 429.09 ft/seg.            |
|                   | ΔP Boquilla           | 33.48 in H <sub>2</sub> O |

| GEOMETRIA DE LA FLAMA | BAJO VIENTO | ALTO VIENTO |
|-----------------------|-------------|-------------|
| LONGITUD DE LA FLAMA  | 234.06 ft   | 46.81 ft    |
| CENTRO DE LA FLAMA    | 78.02 ft    | 23.41 ft    |
| ANGULO LEVANTAMIENTO  | 4.62°       | 18.23°      |

| DISTANCIAS RADIALES DE LA FLAMA   |             |          |
|-----------------------------------|-------------|----------|
| PARA 3 000 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> | 485.28 ft   | 147.91 m |
| PARA 1 500 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> | 686.29 ft   | 209.18 m |
| PARA 400 BTU/Hr-ft <sup>2</sup>   | 1,267.14 ft | 386.23 m |

| DIMENSIONES DE LA FOSA |           |         |
|------------------------|-----------|---------|
| LARGO                  | 262.47 ft | 80.00 m |
| ANCHO                  | 131.23 ft | 40.00 m |
| PROFUNDIDAD            | 9.00 ft   | 3.00 m  |

NOTA.  
LOS CIRCULOS DE RADIACIÓN (DISTANCIA RADIAL DE LA FLAMA), PARA LA CARGA TOTAL DE LA SECCIÓN ENDULZADORA Y CRIOGENICA SE MUESTRA EN EL PLANO E-001



#### VIII.4.2 SECCIÓN CRIOGENICAS.

##### CRITERIOS DE DISEÑO.

El 10% del flujo total del gas desfogado será separado por medio de tanques de agua para quemarse sin humo en una parrilla dispuesta para ello. El resto del gas se considera como una mera situación de emergencia de corta duración y puede ser quemada en fosa con boquillas abiertas cuya flama, confinada en una fosa, emite humo. La radiación producida es considerable por lo que debe disponerse de espacio suficiente.

Las dimensiones resultantes de este diseño serán aditivas con las dimensiones correspondientes a la sección de endulzadoras para obtener el diseño final de fosa de quemado.

Las plantas que integran esta sección son:

- Planta Endulzadora de Condensados I
- Planta Endulzadora de Condensados II
- Planta Criogénica I

##### DATOS DE DISEÑO

###### COMPOSICIÓN DEL GAS:

|                               | % mol  |
|-------------------------------|--------|
| C <sub>1</sub> H <sub>4</sub> | 71.88  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 16.16  |
| C <sub>3</sub>                | 8.03   |
| i-C <sub>4</sub>              | 0.80   |
| n-C <sub>4</sub>              | 2.11   |
| i-C <sub>5</sub>              | 0.40   |
| n-C <sub>5</sub>              | 0.40   |
| C <sub>6</sub>                | 0.20   |
| CO <sub>2</sub>               | 0.001  |
| N <sub>2</sub>                | 0.0002 |

###### CARACTERISTICAS DE LA CORRIENTE:

|                   |                  |
|-------------------|------------------|
| Gasto Máximo 90%: | 574,308.00 Lb/Hr |
| Presión:          | 14.7 PSI         |
| Temperatura:      | 125.90 °F        |
| Peso Molecular:   | 17.30            |
| Causa del relevo: | Bloqueo          |



FLUJO DE QUEMADO.

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

$$V = \frac{574,308 \cdot 10.73 \cdot 585.57}{17.30 \cdot 3,600 \cdot 14.7}$$

$$V = 3,941.46 \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}}$$

VELOCIDAD SONICA.

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{K \cdot T}{M}}$$

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{1.2 \cdot 585.57}{17.30}}$$

$$V_s = 1,421.22 \frac{\text{ft}}{\text{sec}}$$

NUMERO DE MACH.

$$\text{MACH} = \frac{V_B}{V_s}$$



**CALCULO DEL NUMERO DE BOQUILLAS.**

UTILIZANDO BOQUILLAS DE 18"  $\phi$  (1.6230 ft<sup>2</sup> AREA TRANSVERSAL INTERNA)

| Nº BOQUILLAS | FLUJO C/BOQUILLA (ft <sup>3</sup> /sec.) | VELOCIDAD (ft/sec.) | MACH |
|--------------|--|---------------------|------|
| 2            | 1,970.73                                 | 1,214.25            | 0.85 |
| 3            | 1,313.82                                 | 809.50              | 0.57 |
| 4            | 985.37                                   | 607.13              | 0.43 |
| 5            | 788.29                                   | 485.70              | 0.34 |
| 6            | 656.91                                   | 404.75              | 0.28 |

SE RECOMIENDA UTILIZAR 5 BOQUILLAS DE 18"  $\phi$

UTILIZANDO BOQUILLAS DE 24"  $\phi$  (2.9483 ft<sup>2</sup> AREA TRANSVERSAL INTERNA).

| Nº BOQUILLAS | FLUJO C/BOQUILLA (ft <sup>3</sup> /sec.) | VELOCIDAD (ft/sec.) | MACH |
|--------------|--|---------------------|------|
| 2            | 1,970.73                                 | 688.43              | 0.47 |
| 3            | 1,313.82                                 | 445.62              | 0.31 |
| 4            | 985.37                                   | 334.22              | 0.24 |
| 5            | 788.29                                   | 267.37              | 0.19 |

SE RECOMIENDA UTILIZAR 3 BOQUILLAS DE 24"  $\phi$

UTILIZANDO BOQUILLAS DE 30"  $\phi$  (4.6664 ft<sup>2</sup> AREA TRANSVERSAL INTERNA).

| Nº BOQUILLAS | FLUJO C/BOQUILLA (ft <sup>3</sup> /sec.) | VELOCIDAD (ft/sec.) | MACH |
|--------------|--|---------------------|------|
| 2            | 1,970.73                                 | 422.32              | 0.29 |
| 3            | 1,313.82                                 | 281.55              | 0.20 |
| 4            | 985.37                                   | 211.16              | 0.15 |
| 5            | 788.29                                   | 168.93              | 0.12 |

**CONCLUSIÓN.**

De acuerdo a la relación de velocidades es necesario utilizar 3 boquillas de 24" de diámetro



**DISEÑO DE LA FOSA DE QUEMADO.**

CAIDA DE PRESION EN LA BOQUILLA.

CON 3 BOQUILLAS DE 24"  $\phi$  Y UNA VELOCIDAD DE 445.62 ft/seg.

$$\Delta P = \left( \frac{V}{550} \right)^2 \cdot 55$$

$$\Delta P = \left( \frac{445.62}{550} \right)^2 \cdot 55$$

$$\Delta P = 36.10 \text{ inH}_2\text{O} \quad (1.30 \text{ PSI})$$

LONGITUD DE LA FLAMA A 20 MPH. (VER FIGURA No. 24 a)

$$L_f = 10 \cdot D \cdot \frac{\Delta P}{55}$$

$$L_f = 10 \cdot 24 \cdot \frac{36.10}{55}$$

$$L_f = 194.44 \text{ ft} \quad (59.27 \text{ m})$$

POR LO QUE LO LARGO DE LA FOSA ES 65 METROS.

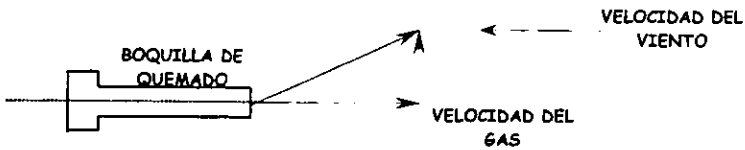
LONGITUD AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$L_{fc} = \left( \frac{L_f}{3} \right)$$

$$L_{fc} = \left( \frac{194.44}{3} \right)$$

$$L_{fc} = 64.81 \text{ ft} \quad (19.76 \text{ m})$$

LEVANTAMIENTO DE LA FLAMA.



ANGULO DEL VIENTO.

$$\theta_W = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{\text{VELOCIDAD DEL VIENTO}}{\text{VELOCIDAD SALIDA DEL GAS}} \right)$$

$$\theta_W = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{1.47 * 20}{445.62} \right)$$

$$\theta_W = 3.77^\circ$$

ANGULO LEVANTAMIENTO DEL GAS.

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{\text{VELOCIDAD SALIDA GAS}} \right)$$

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{445.62} \right)$$

$$\theta_B = 0.67^\circ$$

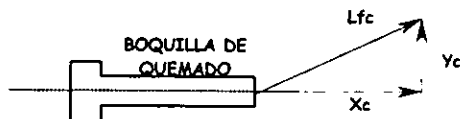
ANGULO TOTAL.

$$\theta = \theta_W + \theta_B$$

$$\theta = 3.77^\circ + 0.67^\circ$$

$$\theta = 4.45^\circ$$

GEOMETRIA DE LA FLAMA.



$$X_c = L_{fc} \cos \theta$$

$$X_c = 64.81 \cos (4.45)$$

$$X_c = 64.61 \text{ ft}$$

$$Y_c = L_{fc} \sin \theta$$

$$Y_c = 64.81 \sin (4.45)$$

$$Y_c = 5.03 \text{ ft}$$

DISTANCIA RADIAL AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$R = \sqrt{\frac{f \cdot r \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot q_m}}$$

W = Flujo de gas, Lb/Hr.

Q = Calor total relevado por la flama, Btu/Hr

r = Fracción de calor adscrito por la atmósfera.

qm = Intensidad de calor de radiación, Btu/Hr-ft<sup>2</sup>.

R = Distancia radial al centro de la flama, ft

f = Fracción de calor radiante.

CALOR TOTAL RELEVADO POR LA FLAMA

$$Q = W \cdot hc \cdot \left( \frac{379}{M} \right)$$

$$Q = 574,308 \cdot 965 \cdot \left( \frac{379}{17.30} \right)$$

$$Q = 1.2141 \cdot 10^{10} \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}}$$

W = Flujo de gas, Lb/Hr

M = Peso Molecular.

hc = Valor neto calorífico



VALOR NETO CALORIFICO.

$$\begin{aligned}hc &= 50 * M + 100 \\hc &= 50 * 17.30 + 100 \\hc &= 965.00 \begin{matrix} \text{Btu} \\ \text{Lb} \end{matrix}\end{aligned}$$

FRACCIÓN DE CALOR ABSORBIDA POR LA ATMOSFERA.

$$r=1$$

DISTANCIA RADIAL AL CENTRO DE LA FLAMA (VER FIGURA No. 24 c).

□ PARA 3 000 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{1.2141 * 10^{10} * 1 * 0.21}{4 * \pi * 3,000}$$

$$R = 260.06 \text{ ft} \quad (79.27 \text{ m})$$

□ PARA 1 500 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{1.2141 * 10^{10} * 1 * 0.21}{4 * \pi * 1,500}$$

$$R = 367.78 \text{ ft} \quad (112.10 \text{ m})$$

□ PARA 440 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{1.2141 * 10^{10} * 1 * 0.21}{4 * \pi * 440}$$

$$R = 679.06 \text{ ft} \quad (206.98 \text{ m})$$

**CALCULOS PARA ALTO VIENTO (VER FIGURA No. 24 b).**

LONGITUD DE LA FLAMA.

$$L_f = 2 \cdot D \cdot \frac{\Delta P}{55}$$
$$L_f = 2 \cdot 24 \cdot \frac{36.10}{55}$$

$$L_f = 38.89 \text{ ft} \quad (11.85 \text{ m})$$

LONGITUD AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$L_{fc} = \left( \frac{L_f}{2} \right)$$
$$L_{fc} = \left( \frac{38.89}{2} \right)$$

$$L_{fc} = 19.44 \text{ ft} \quad (5.93 \text{ m})$$

ANGULO LEVANTAMIENTO A 150 Km./Hr (92.2 MPH).

ANGULO DEL VIENTO.

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{\text{VELOCIDAD DEL VIENTO}}{\text{VELOCIDAD SALIDA DEL GAS}} \right)$$

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{1.47 \cdot 92.20}{445.62} \right)$$

$$\theta_w = 16.92^\circ$$

ANGULO LEVANTAMIENTO DEL GAS.

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{\text{VELOCIDAD SALIDA GAS}} \right)$$

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{445.62} \right)$$

$$\theta_B = 0.67^\circ$$

ANGULO TOTAL.

$$\theta = \theta_W + \theta_B$$

$$\theta = 16.92^\circ + 0.67^\circ$$

$$\theta = 17.59^\circ$$

GEOMETRIA DE LA FLAMA.

$$X_c = L_{fc} \cdot \cos \theta$$

$$Y_c = L_{fc} \cdot \sin \theta$$

$$X_c = 19.44 \cdot \cos(17.59)$$

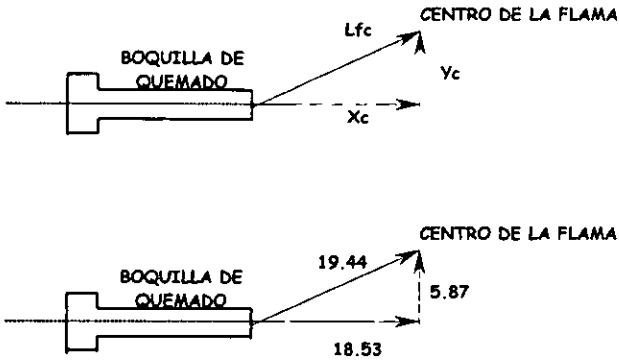
$$Y_c = 19.44 \cdot \sin(17.59)$$

$$X_c = 18.53 \text{ ft}$$

$$Y_c = 5.87 \text{ ft}$$



GEOMETRIA DE LA FLAMA.



DISTANCIA A NIVEL DE PISO PARA 1 500 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>, A PARTIR DEL MURO DEL QUEMADOR.

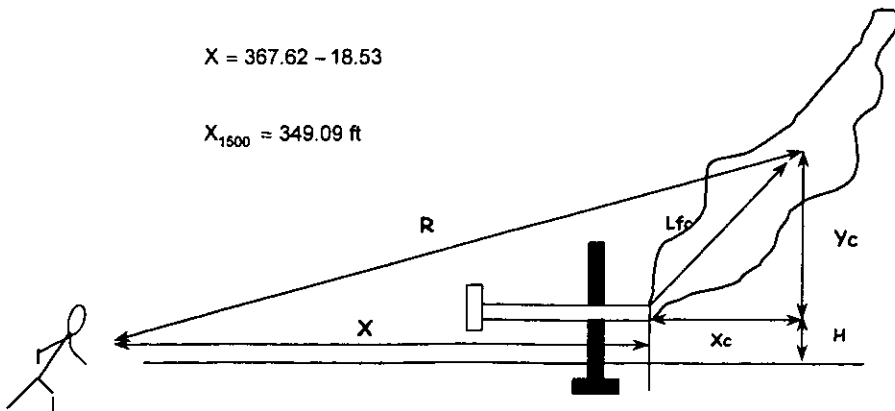
$$(X + X_c) = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2}$$

$$(X + X_c) = \sqrt{367.78^2 - (4.92 + 5.87)^2}$$

$$(X + X_c) = 367.62$$

$$X = 367.62 - 18.53$$

$$X_{1500} = 349.09 \text{ ft}$$

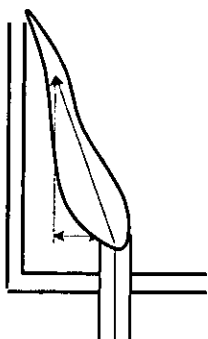


OBSERVADOR

DEL VALOR DE "Yc" OBTENEMOS QUE LA FLAMA PODRÁ INCLINARSE HASTA 17.59° PARA ALTO VIENTO Y 4.45° PARA BAJO VIENTO.

ANCHO DE LA FOSA:

A BAJO VIENTO



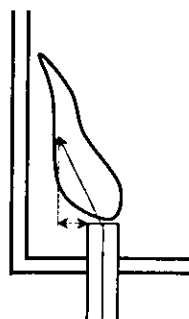
$$X = Lf \text{ sen } \theta$$

$$X = 194.44 \text{ sen } (4.45)$$

$$X = 15.09 \text{ ft}$$

$$X = 4.60 \text{ m}$$

A ALTO VIENTO

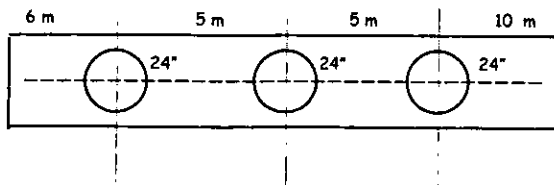


$$Y = Lf \text{ sen } \theta$$

$$Y = 38.39 \text{ sen } (17.59)$$

$$Y = 11.75 \text{ ft}$$

$$Y = 3.58 \text{ m}$$





RESUMEN SECCIÓN DESFOGUES CRIOGENICA

| COMPOSICIÓN DEL GAS | COMPUESTO                     | % mol |
|---------------------|-------------------------------|-------|
|                     | C <sub>1</sub> H <sub>4</sub> | 71.88 |
|                     | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 16.16 |
|                     | C <sub>3</sub>                | 8.03  |
|                     | i-C <sub>4</sub>              | 0.80  |
|                     | n-C <sub>4</sub>              | 2.11  |
|                     | i-C <sub>5</sub>              | 0.40  |
|                     | n-C <sub>5</sub>              | 0.40  |
|                     | C <sub>6</sub>                | 0.20  |
|                     | CO <sub>2</sub>               | 0.001 |
| N <sub>2</sub>      | 0.0002                        |       |

| DATOS DE LA CORRIENTE | Gasto Máximo 90%: | 574,308.00 Lb/Hr |
|-----------------------|-------------------|------------------|
|                       | Presión:          | 14.7 PSI         |
|                       | Temperatura:      | 125.90 °F        |
|                       | Peso Molecular:   | 17.50            |
|                       | Causa del relevo: | Bloqueo          |

| DATOS DEL DISEÑO. | Numero de boquillas   | 3                         |
|-------------------|-----------------------|---------------------------|
|                   | Diámetro de boquilla  | 24" $\phi$                |
|                   | Velocidad de boquilla | 445.62 ft/seg.            |
|                   | $\Delta P$ Boquilla   | 36.10 in H <sub>2</sub> O |

| GEOMETRIA DE LA FLAMA | BAJO VIENTO | ALTO VIENTO |
|-----------------------|-------------|-------------|
| LONGITUD DE LA FLAMA  | 194.44 ft   | 38.89 ft    |
| CENTRO DE LA FLAMA    | 64.81 ft    | 19.44 ft    |
| ANGULO LEVANTAMIENTO  | 4.45°       | 17.59°      |

DISTANCIAS RADIALES DE LA FLAMA

|                                   |           |          |
|-----------------------------------|-----------|----------|
| PARA 3 000 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> | 260.06 ft | 79.27 m  |
| PARA 1 500 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> | 367.78 ft | 112.10 m |
| PARA 400 BTU/Hr-ft <sup>2</sup>   | 679.06 ft | 206.98 m |

DIMENSIONES DE LA FOSA

|             |           |         |
|-------------|-----------|---------|
| LARGO       | 213.25 ft | 65.00 m |
| ANCHO       | 85.30 ft  | 26.00 m |
| PROFUNDIDAD | 9.84 ft   | 3.00 m  |

NOTA.

LOS CIRCULOS DE RADIACIÓN (DISTANCIA RADIAL DE LA FLAMA), PARA LA CARGA TOTAL DE LA SECCIÓN ENDULZADORA Y CRIOGENICA SE MUESTRA EN EL PLANO E-001

VIII.4.3 ANALISIS DEL COMPORTAMIENTO DE UN DESFOGUE DE FLUJO MEDIO EN LAS DIMENSIONES DEL QUEMADOR DE FOSA

DATOS DE DISEÑO

COMPOSICIÓN DEL GAS:

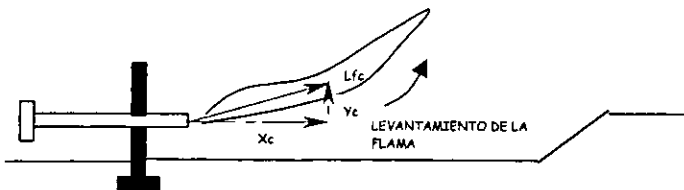
|           | % mol |
|-----------|-------|
| $C_1 H_4$ | 68.57 |
| $C_2 H_6$ | 14.09 |
| $C_3$     | 11.40 |
| $CO_2$    | 3.35  |
| $H_2S$    | 2.45  |
| $H_2O$    | 0.14  |

CARACTERISTICAS DE LA CORRIENTE:

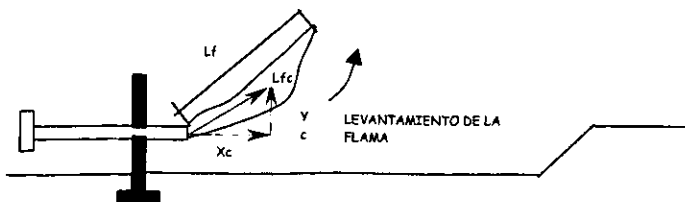
|                      |                  |
|----------------------|------------------|
| Sección Endulzadoras |                  |
| Gasto Medio 50%:     | 938,808.90 Lb/Hr |
| Presión:             | 14.7 PSI         |
| Temperatura:         | 159.64 °F        |
| Peso Molecular:      | 23.55            |
| Causa del relevo:    | Bloqueo          |

CONDICIONES DE VIENTO

A BAJO VIENTO 0-20 MPH



A ALTO VIENTO MAS DE 20 MPH





FLUJO DE QUEMADO.

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

$$V = \frac{938,808.90 \cdot 10.73 \cdot 619.31}{23.55 \cdot 3,600 \cdot 14.7}$$

$$V = 5,005.81 \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}}$$

V= Flujo volumétrico de quemado, ft<sup>3</sup>/sec.  
 n = Número de moles, mol/sec.  
 R= Constante de los gases  
 T= Temperatura del gas, °R.  
 P= Presión, Psia.

VELOCIDAD SONICA.

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{K \cdot T}{M}}$$

$$V_s = 223 \cdot \sqrt{\frac{1.2 \cdot 619.35}{23.55}}$$

$$V_s = 1,252.72 \frac{\text{ft}}{\text{sec}}$$

Vs= Velocidad sónica, ft/sec.  
 K = Relación Cp/Cv  
 T = Temperatura del gas, °R.  
 M = Peso molecular.

NUMERO DE MACH.

$$\text{MACH} = \frac{V_B}{V_S}$$

MACH= Numero de MACH  
 V<sub>B</sub> = Velocidad en la boquilla, ft/sec  
 V<sub>S</sub> = Velocidad sónica, ft/sec.



**COMPORTAMIENTO CON BOQUILLAS DE 30"  $\phi$**

□ UTILIZANDO BOQUILLAS DE 30" DIAMETRO (4 6664 ft<sup>2</sup> AREA TRANSVERSAL INTERNA)

| Nº BOQUILLAS | FLUJO C/BOQUILLA (ft <sup>3</sup> /seg.) | VELOCIDAD (ft/seg.) | MACH |
|--------------|--|---------------------|------|
| 2            | 2,502.91                                 | 536.37              | 0.43 |
| 3            | 1,668.60                                 | 357.58              | 0.29 |
| 4            | 1,251.45                                 | 268.18              | 0.21 |
| 5            | 1,001.16                                 | 214.55              | 0.17 |

**DISEÑO DE LA FOSA DE QUEMADO**

CAIDA DE PRESION EN LA BOQUILLA.

CON 5 BOQUILLAS DE 30"  $\phi$  Y UNA VELOCIDAD DE 214.55 ft/seg.

$$\Delta P = \left( \frac{V}{550} \right)^2 \cdot 55$$

$$\Delta P = \left( \frac{214.55}{550} \right)^2 \cdot 55$$

$$\Delta P = 8.370 \text{ in H}_2\text{O} \quad (0.30 \text{ PSI})$$

$\Delta P$  = Caída de presión en la boquilla, in H<sub>2</sub>O  
V = Velocidad del gas en la boquilla, ft/sec.

LONGITUD DE LA FLAMA A 20 MPH. (VER FIGURA No. 24 a)

$$L_f = 10 \cdot D \cdot \frac{\Delta P}{55}$$

$$L_f = 10 \cdot 30 \cdot \frac{8.37}{55}$$

$$L_f = 117.03 \text{ ft} \quad (35.67 \text{ m})$$

L<sub>f</sub> = Longitud de la flama, ft.  
D = Diámetro de la boquilla, in.  
 $\Delta P$  = Caída de presión en la boquilla, in H<sub>2</sub>O.

**POR LO QUE LO LARGO DE LA FOSA ES COMO MÍNIMO DE 40 METROS.**

LONGITUD AL CENTRO DE LA FLAMA.

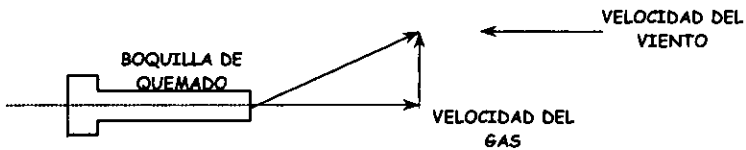
$$L_{fc} = \left( \frac{L_f}{3} \right)$$

$$L_{fc} = \left( \frac{117.03}{3} \right)$$

$$L_{fc} = 39.01 \text{ ft} \quad (11.89 \text{ m})$$

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama, ft.  
 $L_f$  = Longitud de la flama, ft.

LEVANTAMIENTO DE LA FLAMA.



ANGULO DEL VIENTO.

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{\text{VELOCIDAD DEL VIENTO}}{\text{VELOCIDAD SALIDA DEL GAS}} \right)$$

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{1.47 * 20}{214.55} \right)$$

$$\theta_w = 7.80^\circ$$

$\theta_w$  = Angulo viento.

ANGULO LEVANTAMIENTO DEL GAS.

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{\text{VELOCIDAD SALIDA GAS}} \right)$$

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{214.55} \right)$$

$$\theta_B = 1.40^\circ$$

$\theta_B$  = Angulo levantamiento gas

ANGULO TOTAL.

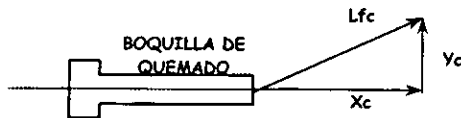
$$\theta = \theta_W + \theta_B$$

$$\theta = 7.80^\circ + 1.40^\circ$$

$$\theta = 9.20^\circ$$

$\theta$  = Angulo total

GEOMETRIA DE LA FLAMA.



$$Xc = Lfc \cos \theta$$

$$Xc = 39.01 \cos (9.20)$$

$$Xc = 38.51 \text{ ft}$$

$$Yc = Lfc \text{ sen } \theta$$

$$Yc = 39.01 \text{ sen } (9.20)$$

$$Yc = 6.24 \text{ ft}$$

Lfc = Longitud al centro de la flama, ft.

$\theta$  = Angulo total.

Xc = Distancia horizontal al centro de la flama, ft.

Yc = Distancia vertical al centro de la flama, ft.





DISTANCIA RADIAL AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$R = \frac{f \cdot r \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot qm}$$

VALOR NETO CALORIFICO.

$$hc = 50 \cdot M + 100$$

$$hc = 50 \cdot 23.55 + 100$$

$$hc = 1,277.50 \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}}$$

CALOR TOTAL RELEVADO POR LA FLAMA

$$Q = W \cdot hc \cdot \left( \frac{379}{M} \right)$$

$$Q = 938,808.90 \cdot 1,277.50 \cdot \left( \frac{379}{23.55} \right)$$

$$Q = 1.9301 \cdot 10^{10} \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}}$$

FRACCION DE CALOR RADIANTE.

$$f = 0.2 \cdot \left( \frac{hc}{900} \right)^2$$

$$f = 0.2 \cdot \left( \frac{1,277.50}{900} \right)^2$$

$$f = 0.24$$

FRACCIÓN DE CALOR ABSORBIDA POR LA ATMOSFERA.

$$r=1$$



DISTANCIA RADIAL AL CENTRO DE LA FLAMA (VER FIGURA No. 24 c).

□ PARA 3 000 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{1.9301 \cdot 10^{10} \cdot 1 \cdot 0.24}{4 \cdot \pi \cdot 3,000}$$

$$R = 350.54 \text{ ft} \quad (106.84 \text{ m})$$

□ PARA 1 500 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{1.9301 \cdot 10^{10} \cdot 1 \cdot 0.24}{4 \cdot \pi \cdot 1,500}$$

$$R = 495.73 \text{ ft} \quad (151.10 \text{ m})$$

□ PARA 440 Btu/Hr-ft<sup>2</sup>

$$R = \frac{1.9301 \cdot 10^{10} \cdot 1 \cdot 0.24}{4 \cdot \pi \cdot 440}$$

$$R = 918.57 \text{ ft} \quad (279.98 \text{ m})$$

CALCULOS PARA ALTO VIENTO (VER FIGURA No. 24 b).

LONGITUD DE LA FLAMA.

$$L_f = 2 \cdot D \cdot \frac{\Delta P}{55}$$

$$L_f = 2 \cdot 30 \cdot \frac{8.37}{55}$$

$$L_f = 23.41 \text{ ft} \quad (7.13 \text{ m})$$

LONGITUD AL CENTRO DE LA FLAMA.

$$L_{fc} = \left( \frac{L_f}{2} \right)$$

$$L_{fc} = \left( \frac{23.41}{2} \right)$$

$$L_{fc} = 11.71 \text{ ft} \quad (3.57 \text{ m})$$

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama, ft  
 $L_f$  = Longitud de la flama, ft

ANGULO LEVANTAMIENTO A 150 Km./Hr (92.2 MPH).

ANGULO DEL VIENTO.

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{\text{VELOCIDAD DEL VIENTO}}{\text{VELOCIDAD SALIDA DEL GAS}} \right)$$

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{1.47 \cdot 92.20}{214.55} \right)$$

$$\theta_w = 32.28^\circ$$

$\theta_w$  = Angulo viento.

ANGULO LEVANTAMIENTO DEL GAS.

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{\text{VELOCIDAD SALIDA GAS}} \right)$$

$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \left( \frac{5.25}{214.55} \right)$$

$$\theta_B = 1.40^\circ$$

$\theta_B$  = Angulo levantamiento gas.

ANGULO TOTAL.

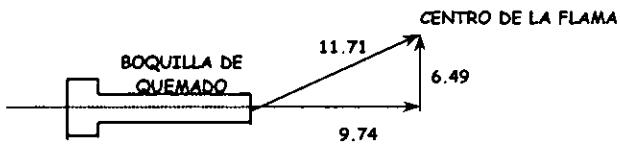
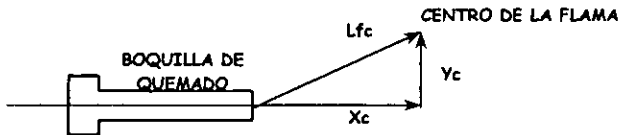
$$\theta = \theta_W + \theta_B$$

$$\theta = 32.28^\circ + 1.40^\circ$$

$$\theta = 33.68^\circ$$

$\theta =$  Angulo total

GEOMETRIA DE LA FLAMA.



GEOMETRIA DE LA FLAMA.

$$X_c = L_{fc} \cdot \cos \theta$$

$$Y_c = L_{fc} \cdot \sin \theta$$

$$X_c = 11.71 \cdot \cos(33.68)$$

$$Y_c = 11.71 \cdot \sin(33.68)$$

$$X_c = 9.74 \text{ ft}$$

$$Y_c = 6.49 \text{ ft}$$

$X_c$  = Distancia horizontal al centro de la flama, ft.  
 $Y_c$  = Distancia vertical al centro de la flama, ft.  
 $L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama, ft.  
 $\theta$  = Angulo total.

DISTANCIA A NIVEL DE PISO PARA 1 500 BTU/Hr-ft<sup>2</sup>, A PARTIR DEL MURO DEL QUEMADOR.

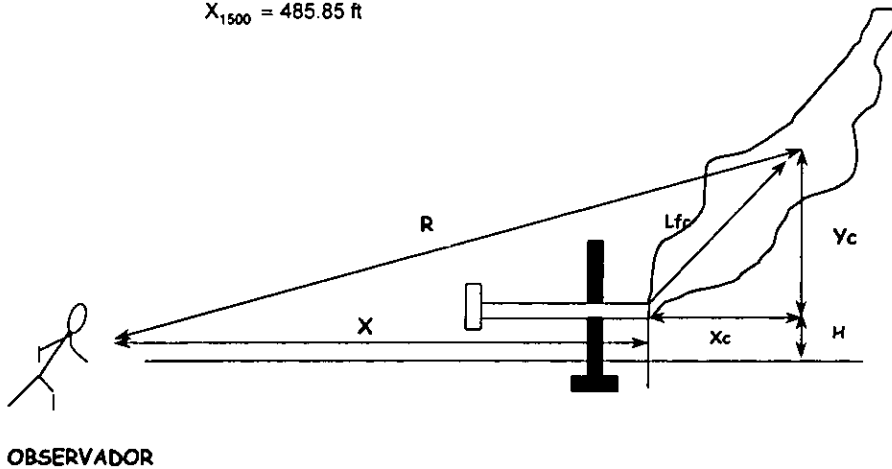
$$(X + X_c) = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2}$$

$$(X + X_c) = \sqrt{495.73^2 - (4.92 + 6.49)^2}$$

$$(X + X_c) = 495.59$$

$$X = 495.59 - 9.74$$

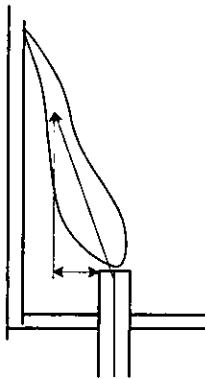
$$X_{1500} = 485.85 \text{ ft}$$



DEL VALOR DE "Yc" OBTENEMOS QUE LA FLAMA PODRÁ INCLINARSE HASTA 33.68° PARA ALTO VIENTO Y 9.20° PARA BAJO VIENTO

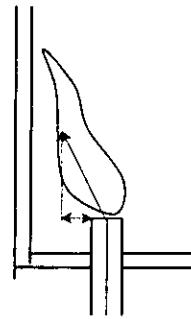
ANCHO DE LA FOSA:

A BAJO VIENTO

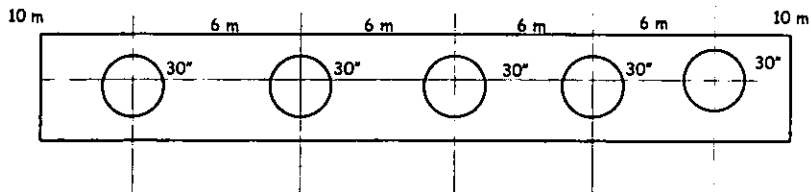


$$\begin{aligned}
 X &= L_f \text{ sen } \theta \\
 X &= 117.03 \text{ sen } (9.20) \\
 X &= 18.71 \text{ ft} \\
 X &= 5.70 \text{ m}
 \end{aligned}$$

A ALTO VIENTO



$$\begin{aligned}
 X &= L_f \text{ sen } \theta \\
 X &= 23.41 \text{ sen } (33.68) \\
 X &= 12.98 \text{ ft} \\
 X &= 3.96 \text{ m}
 \end{aligned}$$





RESUMEN PARA UN FLUJO MEDIO  
SECCION ENDULZADORA

| COMPOSICIÓN DEL GAS           | COMPUESTO                     | % mol |
|-------------------------------|-------------------------------|-------|
|                               | C <sub>1</sub> H <sub>4</sub> |       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> |                               | 14.09 |
| C <sub>3</sub>                |                               | 11.40 |
| CO <sub>2</sub>               |                               | 3.35  |
| H <sub>2</sub> S              |                               | 2.45  |
| H <sub>2</sub> O              |                               | 0.14  |

| DATOS DE LA CORRIENTE | Gasto Medio:      | 938,808.90 Lb/Hr |
|-----------------------|-------------------|------------------|
|                       | Presión:          | 14.7 PSI         |
|                       | Temperatura:      | 159.64 °F        |
|                       | Peso Molecular:   | 23.55            |
|                       | Causa del relevo: | Bloqueo          |

| DATOS DEL DISEÑO<br>DEL QUEMADOR | Número de boquillas   | 5                        |
|----------------------------------|-----------------------|--------------------------|
|                                  | Diámetro de boquilla  | 30" $\phi$               |
|                                  | Velocidad de boquilla | 214.55 ft/seg.           |
|                                  | $\Delta P$ Boquilla   | 8.37 in H <sub>2</sub> O |

| GEOMETRIA DE LA FLAMA | BAJO VIENTO | ALTO VIENTO |
|-----------------------|-------------|-------------|
| LONGITUD DE LA FLAMA  | 117.03 ft   | 23.41 ft    |
| CENTRO DE LA FLAMA    | 39.01 ft    | 11.71 ft    |
| ÁNGULO LEVANTAMIENTO  | 9.20 °      | 33.68 °     |

DISTANCIAS RADIALES DE LA FLAMA

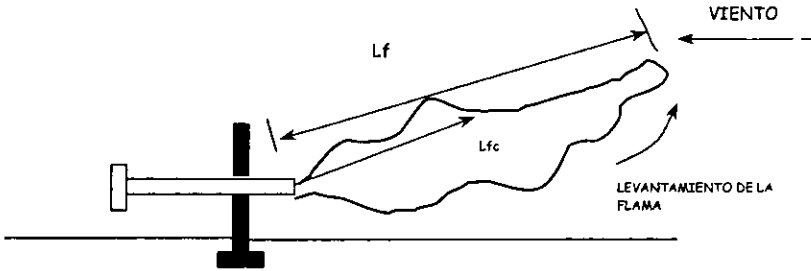
|                                   |           |          |
|-----------------------------------|-----------|----------|
| PARA 3 000 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> | 350.54 ft | 106.84 m |
| PARA 1 500 BTU/Hr-ft <sup>2</sup> | 495.73 ft | 151.10 m |
| PARA 400 BTU/Hr-ft <sup>2</sup>   | 915.30 ft | 279.98 m |

DIMENSIONES DE LA FOSA

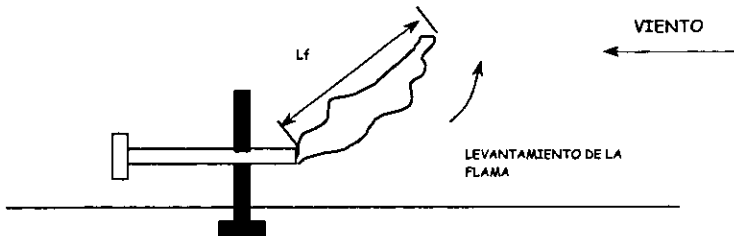
|             |           |         |
|-------------|-----------|---------|
| LARGO       | 125.00 ft | 40.00 m |
| ANCHO       | 164.04 ft | 50.00 m |
| PROFUNDIDAD | 9.00 ft   | 3.00 m  |

NOTA.

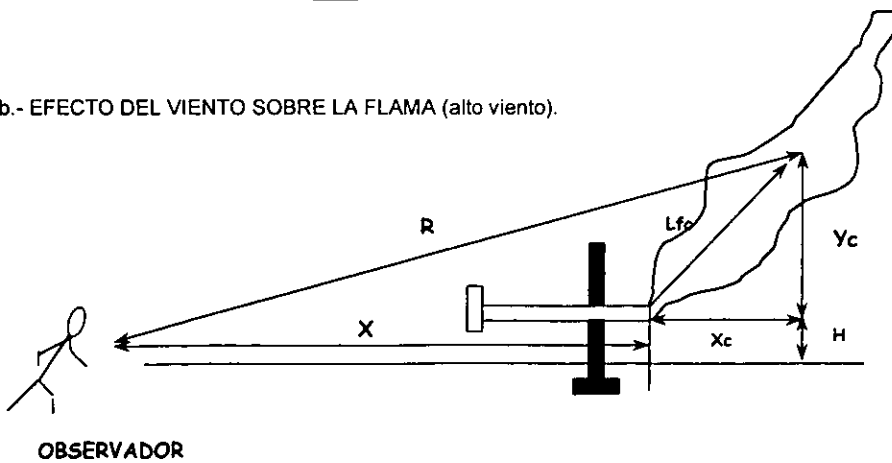
LOS CIRCULOS DE RADIACIÓN (DISTANCIA RADIAL DE LA FLAMA), PARA LA CARGA TOTAL DE LA SECCIÓN ENDULZADORA Y CRIOGENICA SE MUESTRA EN EL PLANO E-001



24a.- EFECTO DEL VIENTO SOBRE LA FLAMA ( bajo viento).



24b.- EFECTO DEL VIENTO SOBRE LA FLAMA (alto viento).



24c.- GEOMETRIA DEL QUEMADOR.









### VIII.5 APLICACIÓN AL C.P.G. CD. PEMEX PARA EL DISEÑO DE UN QUEMADOR DE FOSA SIN HUMO.

Este tipo de quemador de gran efectividad para eliminar por combustión sin humo, será utilizado para eliminar los gases de desecho en volumen relativamente bajo.

En este quemador la corriente de gas es dividida en etapas escalonadas en diferentes rangos de presión, cada válvula está instalada a la entrada del cabezal de quemado y protegida de la radiación producida por el quemador.

Numerosos tubos verticales llamados riser, emergen del cabezal de quemado (dividiendo aún más la corriente de gas). En la punta del "riser" es quemada una pequeña cantidad de gas, en una tubería especialmente diseñada para crear turbulencia y velocidad en la salida, y consecuentemente quemarse sin humo.

La combustión se lleva a cabo en numerosas boquillas de quemado, debidamente espaciadas a modo que se permita la adecuada distribución de aire comprimido a todos los quemadores.

Las etapas de quemado, se determinan de acuerdo al flujo total de quemado, a partir del cual el fabricante se encarga determinar el número de etapas. Para el quemado del 10% del flujo total de gas que representa 240 000 Lb/Hr se requieren de seis etapas con válvulas del tipo mariposa, abriendo y cerrando con señales de un controlador de flujo.

El número de quemadores se reparte por etapa y deberá de ir en aumento desde la primera etapa que quemará una pequeña cantidad de gas, hasta la última etapa que tendrá un cabezal conteniendo la mayor parte de los quemadores. Esta etapa será la que queme la mitad de capacidad de gas a tratar, en tanto, que las otras etapas juntas quemarán en conjunto la otra mitad de gas. La cantidad de calor liberado en la última etapa será en consecuencia igual al calor liberado en todas las demás etapas juntas, por lo que, a esta etapa se le deberá localizar en el centro de la fosa con el fin de distribuir en toda la fosa la radiación de toda la parrilla en conjunto.

El número de pilotos necesarios será de cuatro, para las cuatro primeras etapas; dos para la quinta etapa y tres para la sexta etapa con sus secciones.

Como los quemadores están suficientemente juntos permiten el encendido en cadena; por lo que se le ha conocido con el nombre de "velitas".

El diseño de un quemador de fosa tipo parrilla es de responsabilidad entera del fabricante por ser una tecnología de patente, sin embargo, se puede seguir ciertos lineamientos a fin de obtener datos cercanos al diseño del fabricante.

#### FACTORES DE DISEÑO PRELIMINARES.

- a.- Cantidad de gas a quemar.
- b.- Composición del gas a quemar.
- c.- Temperatura del gas a quemar.
- d.- Presión del gas a quemar.
- e.- Turbulencia creada.



## COMPLEJO CIUDAD PEMEX QUEMADOR SIN HUMO

En la fosa existirá un muro de ladrillo refractario en cuya parte superior serán colocadas láminas de asbesto. Este muro será localizado al principio de la fosa para la debida protección del personal que pueda inspeccionar las válvulas de control.

Para la fosa, es conveniente cubrir el talud con material refractario, y los cabezales de quemado deberán ser cubiertos con grava, con el objeto de disminuir la influencia de la radiación.

### DATOS DE DISEÑO.

|                   |                  |
|-------------------|------------------|
| Flujo (Lb/Hr):    | 240000.00        |
| Presión (psig):   | 2.00             |
| Temperatura (°F): | 200.00           |
| Peso Molecular:   | 23.55            |
| Causa de relevo:  | Salida bloqueada |

### DISEÑO FOSA SIN HUMO.

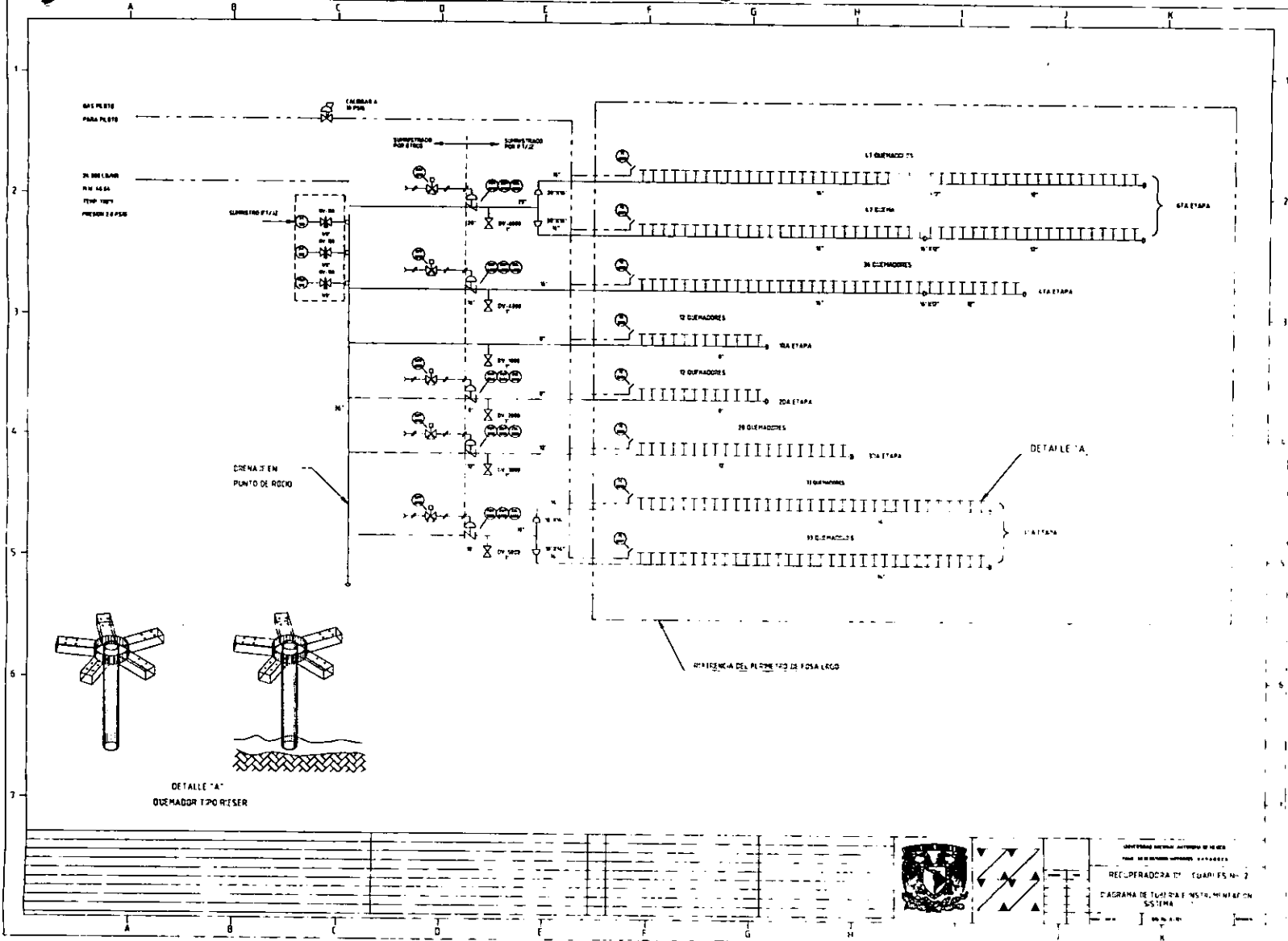
|                     |          |
|---------------------|----------|
| Etapas de quemado:  | 6        |
| N° de quemadores:   | 240      |
| Tipo de válvulas:   | Mariposa |
| Número de válvulas: | 5        |

### FLUJO DE QUEMADO POR ETAPAS:

| ETAPA<br>N° | PRESION DE APERTURA<br>(in H <sub>2</sub> O) | FLUJO MASICO<br>(Lb/Hr) |
|-------------|--|-------------------------|
| 1°          | 3.00   | 10 000.00               |
| 2°          | 13.80  | 15 000.00               |
| 3°          | 15.20  | 40 000.00               |
| 4°          | 16.60  | 75 000.00               |
| 5°          | 18.00  | 140 000.00              |
| 6°          | 18.80  | 240 000.00              |

Los flujos mostrados para cada etapa es el flujo de operación de la parrilla, cuando abre la etapa respectiva.

Para el diseño de este quemador se tomo como referencia un quemador adquirido para las plantas del C.P.G. nuevo Pemex, Tab., en condiciones semejantes de flujo a las del C.P.G. Ciudad Pemex, Tab.



INSTITUTO NACIONAL AUTÓNOMO DE AGUA  
 Y SANEAMIENTO URBANO Y RURALES  
 DELEGACIÓN DE TULITLÁN, QUERÉTARO  
 DIBUJOS DE TULITLÁN, QUERÉTARO  
 SISTEMA



## IX DISPOSITIVOS PARA PREVENIR EL RETROCESO DE FLAMA.

### IX.1 RETROCESO DE LA FLAMA.

El efecto del viento puede producir una condición muy peligrosa en un quemador. Si se produce una mezcla explosiva dentro de la boquilla de quemado, puede suceder que la flama se propague hacia adentro del quemador.

En principio, una explosión de gas puede ser evitada removiendo las mezclas inflamables dentro del sistema. Sin embargo, esta no siempre es posible por que en algún punto de operación del quemador, la flama estará bajo la franca influencia del viento, especialmente en sistemas de muy baja presión.

Los métodos para disminuir este problema son:

- a) Inyección de gas de purga.
- b) Creación de atmósferas inertes.
- c) Uso de arrestadores de flama.

#### IX.1.1 INYECCIÓN DE GAS DE PURGA.

El propósito de gas de purga es barrer el aire que pueda entrar al sistema por efecto del viento. El gas de purga crea una condición en la cual el volumen de oxígeno libre no excede del 6% cuando menos en 25 pies del lado interno de la boquilla, dando como resultado mezclas no explosivas. La descripción de este efecto es la siguiente:

Una mezcla combustible gas-aire puede ser quemada bajo un amplio rango de concentración cuando cualquiera de los dos componentes está sujeto a temperaturas elevadas o expuesto a una superficie catalítica a temperatura ordinaria. Sin embargo, una mezcla homogénea y combustible gas-aire es inflamable, esto es la flama puede ser propagada libremente dentro de un limitado rango de composiciones. Por ejemplo, una pequeña cantidad de metano en el aire puede ser rápidamente oxidada en una superficie caliente, pero la flama se propagará más allá de la fuente de ignición solamente si la mezcla circundante contiene entre 5 y 15% de metano. La mezcla más diluida es conocida como límite inferior de inflamabilidad; la mezcla más concentrada es conocida como límite superior de inflamabilidad. En la práctica, los límites de inflamabilidad de un sistema particular de gases son afectados por la temperatura, presión, dirección de la propagación de la flama y por las características de la mezcla circundante. Los límites son obtenidos experimentalmente determinando las composiciones límite entre las mezclas inflamables y no inflamables.

Esto es:

$$L_{T,P} = \frac{1}{2} (C_{gn} + C_{1f})$$

$$U_{T,P} = \frac{1}{2} (C_{gf} + C_{1n})$$



Donde:

$L_{T1P}$  y  $U_{T1P}$  = Límite inferior y superior de inflamabilidad, respectivamente a una presión y temperatura específica.

$C_{gn}$  y  $C_{1n}$  = Concentraciones mayor y menor del combustible en un oxidante que no es inflamable.

$C_{1f}$  y  $C_{gf}$  = Concentración mayor y menor del combustible en un oxidante que es inflamable.

La velocidad a la cual se propaga la flama a través de una mezcla inflamable depende de un gran número de factores que incluyen la temperatura, la presión y la composición de la mezcla

Los límites de inflamabilidad que han sido obtenidos a una temperatura y presión específicas con un sistema particular combustible-oxidante inerte, pueden ser presentados en un diagrama triangular. En la figura 23 la concentración de oxígeno puede ser obtenida en cualquier punto, restando las concentraciones metano y nitrógeno en el punto de interés de 100 como sigue:

$$\% O_2 = 100 \% - \% CH_4 - \% N_2$$

Los vértices del triángulo representan el 100% de gas, oxígeno y nitrógeno.  $M_1$  representa una composición específica del gas. La adición de metano origina una nueva composición  $M_2$  que puede variar hasta 100% de metano (punto C). Similarmente, si se añade oxígeno en el sistema puede obtenerse una composición  $M_3$  de características inflamables. Por otro lado, la mezcla inflamable es inhibida añadiendo nitrógeno al sistema. La línea tangente C-A proporciona la cantidad mínima de oxidante (aire, oxígeno, cloro, etc.), necesaria para soportar la combustión de una mezcla combustible a una presión y temperatura específica. Particularmente, la línea tangente indica el valor mínimo de oxígeno (12% en volumen), requerido para la propagación de la flama a través de una mezcla metano-oxígeno-nitrógeno a 26 °C y una atmósfera.

Otra línea de interés es la que indica la máxima relación de mezcla de combustible no inflamable a un gas inerte (C/N). Las mezclas debajo de esta línea forman composiciones no inflamables por la adición de oxidante.

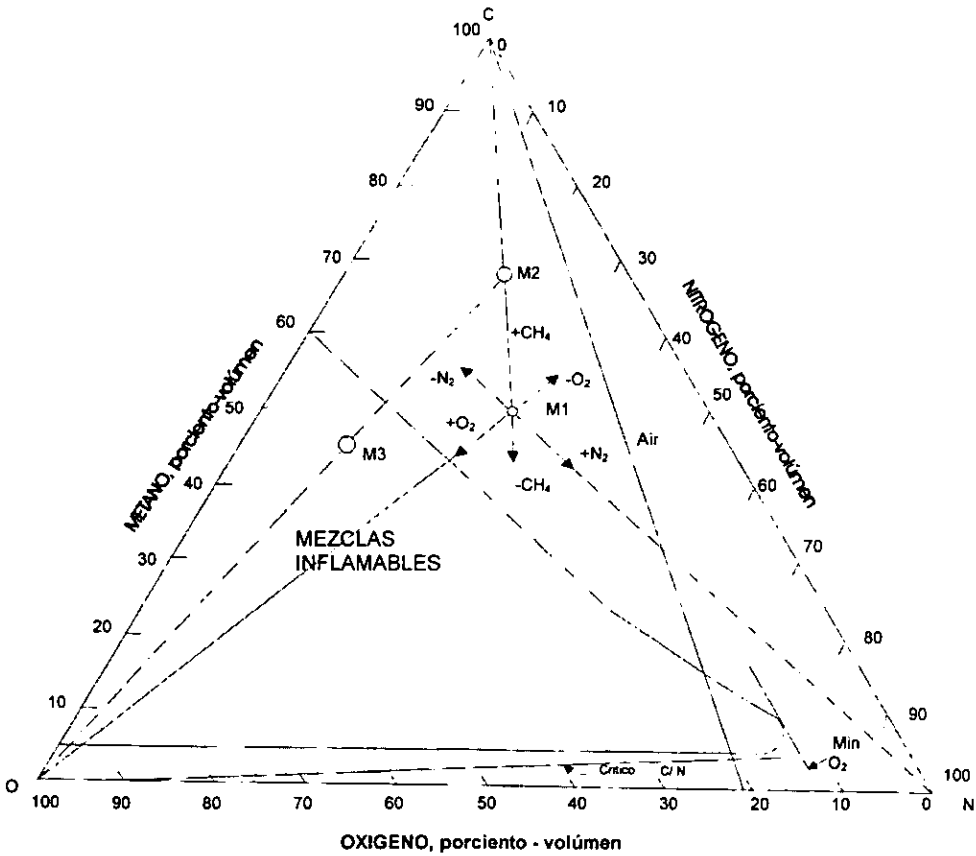
#### CONDICIONES PARA USAR GAS DE PURGA.

Las siguientes medidas preventivas han de ser tomadas en cuenta cuando se utilice gas de purga o de barrido.

##### a) Selección Del Gas De Purga.

Cualquier gas o mezcla de gases que no alcance el punto de rocío bajo cualquier condición de operación, puede ser utilizado como gas de purga.

Usualmente se utiliza gas natural, gases inertes o nitrógeno. El vapor de agua no es totalmente satisfactorio como gas de purga.



**FIGURA 23** DIAGRAMA DE INFLAMABILIDAD PARA EL SISTEMA  
 $\text{CH}_4\text{-O}_2\text{-N}_2$  A PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y 25°C.





b) Verificación Del Tiro Del Quemador.

Cuando se tengan sistemas de desfogue estáticos, a muy baja presión, o con muy poco flujo hacia el quemador, debe inyectarse un gas de purga con peso molecular menor a 29.

El tiro de la chimenea del quemador debe ser menos de 2 pulgadas de columna de agua.

$$\text{Tiro en pulg. agua} = \frac{(H \times 0.0763 \times 28) - (H \times 0.0763 \times \frac{M}{29} \times 281)}{144}$$

En un sistema estático, la presión en la base del quemador es:

$$P = \frac{0.0763 \times \frac{M}{29} \times 520}{0.0763} \times T + 460$$

Donde:

- H = Altura del quemador, pies.
- M = Peso molecular del gas a quemar.
- T = Temperatura del gas a quemar, °F.
- P = Presión, pulg. agua.
- Si = P > 1, entonces es mayor que la atmosférica.
- Si = P < 1, entonces es menor que la atmosférica.

c) Tiempo De Purgado.

Los sistemas de desfogue deben ser purgados completamente antes de ser operados con el objeto de barrer el aire contenido en él. El tiempo de barrido debe ser como mínimo V/CFH horas.

$$\text{Tiempo de purgado} = \frac{V}{CFH}$$

Donde:

V = Volumen total del sistema en pies cúbicos, incluyendo el cabezal de desfogue, los tanques separadores y de sello y el quemador.

CFH = Flujo de gas de purga, pies<sup>3</sup> / Hr.

d) Velocidad De Gas De Purga.

Existen diversas opiniones en cuanto a la velocidad del gas de purga que ha de mantenerse en el sistema para dar como resultado un volumen mínimo de gas a utilizar.

De cualquier forma, la velocidad del gas de purga debe ser superior a la velocidad de propagación de la flama dada en la figura 24. Debe tenerse en cuenta que el volumen de gas de purga varía con la temperatura, al contacto de los gases calientes o al contacto con la pared de la boquilla calentada por radiación. Adicionalmente, al seleccionar la velocidad del gas de purga puede tenerse en cuenta un valor de seguridad de 3 a 4 veces la velocidad de propagación de la flama. Un valor recomendado utilizando gas natural a 100 °F como gas de purga es de 4.5 pies/segundo en la boquilla de quemado.

La figura 25 representa un nomograma para el cálculo del flujo de gas de purga. Nominalmente, el flujo de gas de purga depende del peso molecular y el diámetro del quemador.

$$CFH = bM^{-0.565} d^3$$

Donde:

- CFH = Flujo de gas de purga, pies<sup>3</sup>/Hr.
- b = Constante.
- M = Peso molecular.
- d = Diámetro de la boquilla, pulgadas.

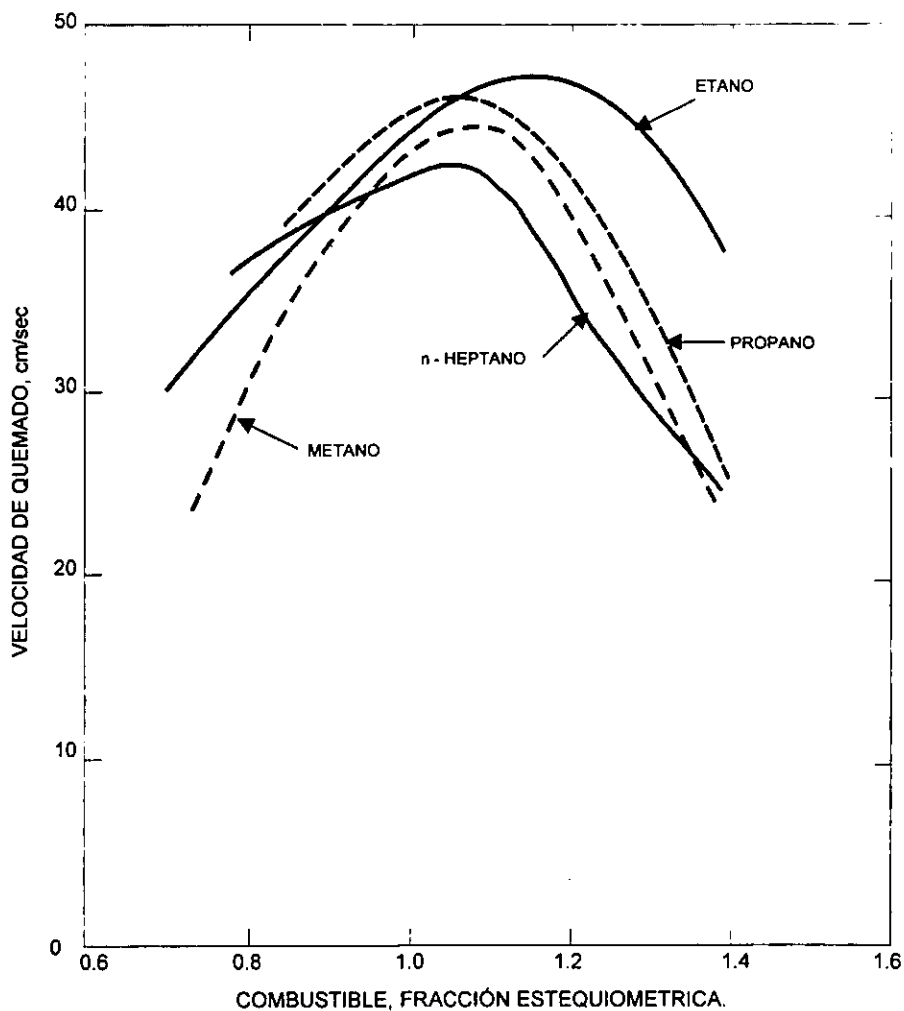
Otra forma para calcular la velocidad del gas de purga es de acuerdo a la ecuación siguiente:

$$V = \left[ \frac{0.022}{H-h} \right] \left[ \frac{6}{X} \right]^{0.64} \left[ \frac{28}{M} \right]^n \left[ e^{0.16 D} - 0.96 e^{0.16 (D-M)} \right]$$

Donde:

- V = Velocidad del gas de purga, pies/sec.
- H = Altura del quemador, pies.
- h = Altura donde se mide la concentración X de oxígeno.
- X = % de oxígeno libre, 3% ≤ X ≤ 6%.
- M = Peso molecular del gas de purga.
- D = Diámetro del quemador, pulgadas.
- n = F (D), factor, figura 26.

A medida que aumenta el peso molecular del gas de purga (con límite de 29), pueden obtenerse mejores resultados en el barrido del aire entrante al quemador de igual manera para obtener una condición segura, se requiere menor cantidad de gas de purga.



**FIGURA 24** VELOCIDADES DE QUEMADO EN MEZCLAS HIDROCARBURO-AIRE, A PRESIÓN ATMOSFERICA Y TEMPERATURA AMBIENTE.



| DIAMETRO DEL QUEMADOR (PULG) | PESO MOLECULAR DE GAS DE PURGA | FLUJO DE GAS DE PURGA, CFH |
|------------------------------|--------------------------------|----------------------------|
| - 14                         |                                | 15,000                     |
| - 16                         |                                | 10,000                     |
| - 18                         |                                | 8<br>7<br>6<br>5           |
| - 20                         |                                | 4                          |
|                              |                                | 3                          |
| - 24                         | - 2                            | 2                          |
|                              | - 5                            |                            |
|                              | - 10                           |                            |
|                              | - 20                           | 1,000                      |
|                              | - 28                           |                            |
| - 30                         |                                | 8<br>7<br>6<br>5           |
| - 36                         |                                | 4<br>3                     |
| - 42                         |                                | 2                          |
| 48                           |                                | 100                        |

FIGURA 25 FLUJO DE GAS DE PURGA PARA BOQUILLAS DE QUEMADO.

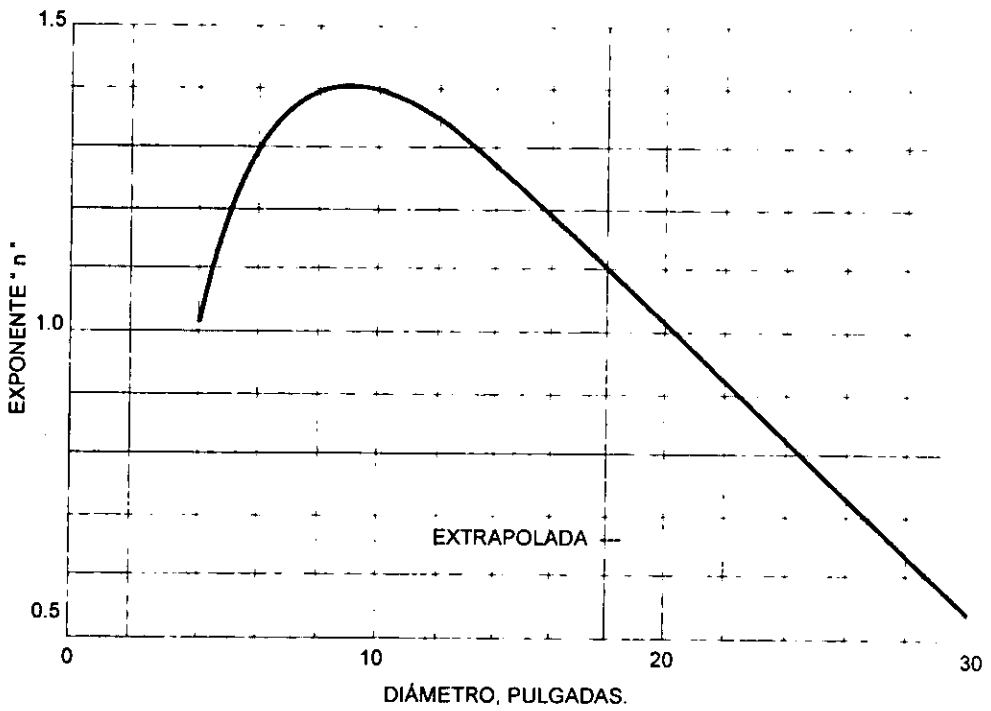


FIGURA 26 VALORES DEL EXPONENTE "n".

### IX.1.2 CREACIÓN DE ATMOSFERAS INERTES.

Una atmósfera inerte debe ser creada cuando no se pueda tolerar en el sistema la más pequeña reacción explosiva. Generalmente, los gases inertes usados son el nitrógeno y el  $\text{CO}_2$ . La figura 27 es un diagrama de inflamabilidad para un sistema metano-inerte, a presión atmosférica y a  $25^\circ\text{C}$ .

La onda explosiva en una detonación puede dañar seriamente la tubería o los tanques de sello, por lo que es importante estimar la sobrepresión causada por dicha onda explosiva durante un retroceso de flama.

El diseñador de un sistema de desfogue debe tomar en cuenta esta presión cuando especifique el equipo para detención de la flama.

$$P - P_0 = P_0 \left( \frac{2r}{r-1} \right) \left( \frac{V}{a} - 1 \right)$$

Donde:

- $P - P_0$  = Sobrepresión por onda explosiva, psi.
- $P_0$  = Presión inicial, psig.
- $r$  = Relación de calores específicos.
- $V$  = Velocidad de choque, pie/seg.
- $a$  = Velocidad del sonido en medio a través del cual pasa la onda, pie/seg.

Para velocidades de detonación, consultar la figura 28

### IX.1.3 ARRESTADORES DE FLAMA.

Este tipo de protección para el retroceso de flama consiste en una serie de rejillas sobrepuestas a fin de extinguir cualquier fuego que tienda a pasar por ellas.

En un sistema de desfogue, a presión muy baja (pulgadas de agua) no será posible utilizar ningún otro artificio para lograr la extinción de la flama, pues en la mayoría de los casos se ocasionará como consecuencia el represionamiento del sistema mismo. El uso de arrestadores para flama está justificado también al manejar gases extremadamente fríos, con los que el empleo de tanques con agua es sumamente peligroso, pues el agua se congela al entrar en contacto con el gas, bloqueando el sistema entero. Por otra parte, los arrestadores de diseño típico no serán capaces de tener una flama de mezcla de aire con hidrógeno o bien con acetileno o con disulfuro de carbono, pues la probabilidad de retroceso de flama (flash back) es infinito.

Los arrestadores de flama no pueden usarse en aquellos sistemas de desfogue de gases que polimericen rápidamente o que tengan tendencia a obstruir los pasajes del arrestador.

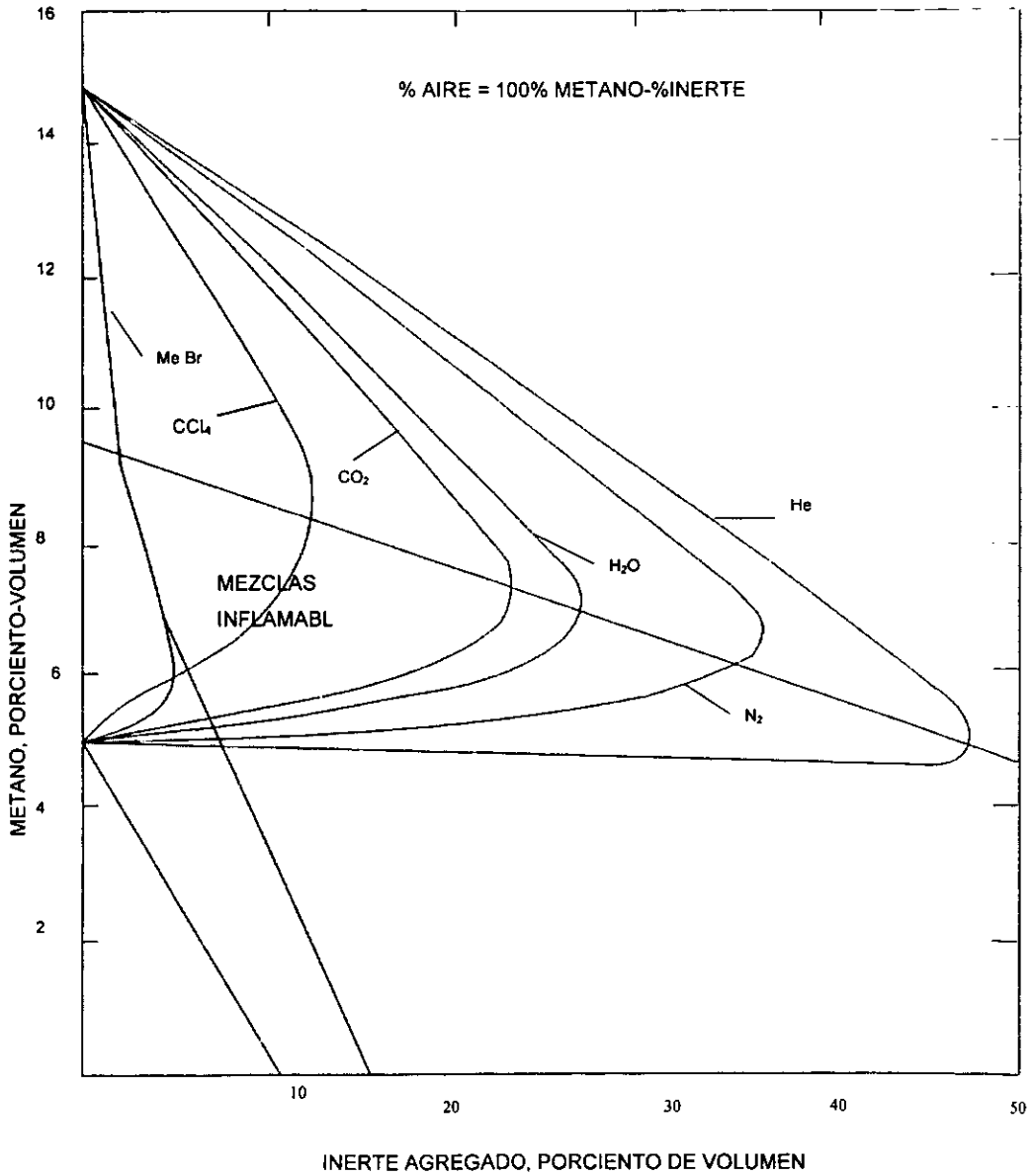
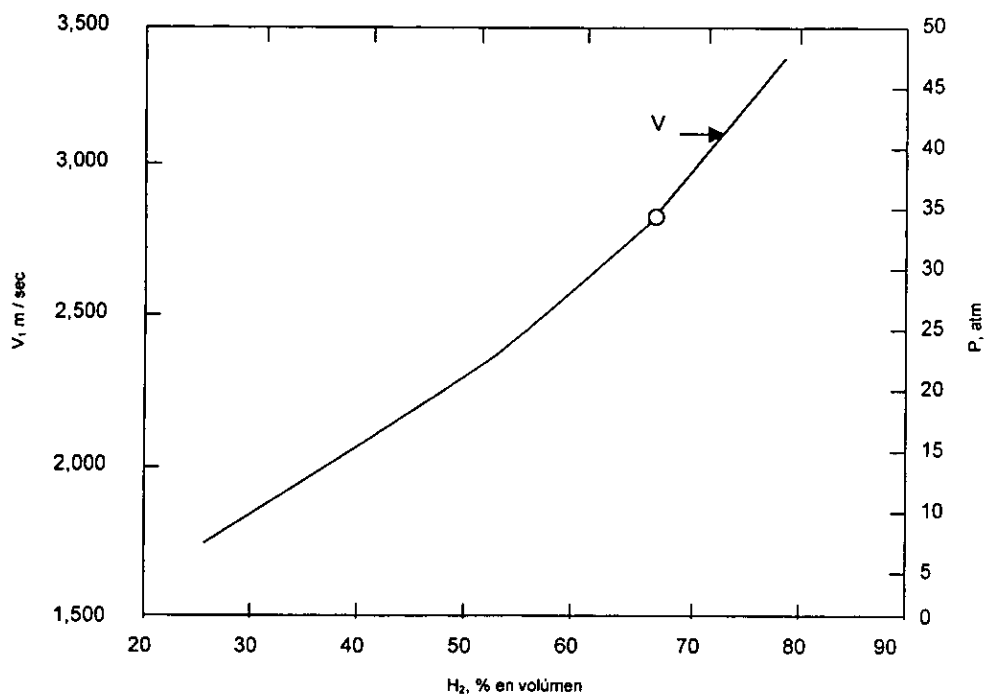


FIGURA 27. LIMITES DE INFLAMABILIDAD CON VARIOS INERTES EN EL AIRE



Velocidad de detonación  $V$ , desarrollada por una onda que se prolonga a través de una mezcla Hidrógeno - Oxígeno en un tubo cilíndrico a presión atmosférica y  $18^\circ C$ .

**FIGURA 28. VELOCIDAD DE DETONACIÓN**





## IX.2 SELLOS PARA FLAMA CON GASES DE PURGA.

### IX.2.1 VALVULAS Y BLOQUEOS.

Con el fin de sacar de operación módulos enteros de quemado, para efectuar el mantenimiento en un grupo de desfogue, podrán utilizarse válvulas tipo mariposa y a continuación una junta ciega deslizable en cada una de las líneas de desfogue inmediatamente antes de la zona de tanques separadores y de sellos.

No deberá utilizarse ninguna forma de bloqueo con funcionamiento automático en las líneas de desfogue.

### IX.2.2 SELLOS PARA FLAMA CON GAS DE PURGA.

Se conocen principalmente dos tipos:

- 1.- Sello fluidico o minimizador de gas de purga
- 2.- Sello molecular

Ambos tienden a minimizar el flujo de gas de purga y ayudan a administrar el efecto del viento sobre la flama.

#### IX.2.2.1 SELLO FLUIDICO.

Consiste en una serie de baffles, o mamparas orientadas de tal forma que la corriente de aire que pueda entrar en la boquilla, regrese por las paredes de la misma figura 29. El baffle origina que el gas a ser quemado, salga por el centro de la boquilla creando un flujo positivo hacia la salida. Este efecto puede ser reforzado con el empleo de un gas de purga que ayude a estabilizar las variaciones del desfogue de gas.

#### IX.2.2.2 SELLO MOLECULAR.

Este tipo de sello ha sido empleado con anterioridad al sello fluidico. Su diseño consiste en una doble curvatura tipo "U" invertida una hacia la otra, que origina cambios de presión al pasar el gas por el sello (fig. 30, 31 y 32). Este tipo de sello es altamente eficiente en oscilaciones de flujo de gas y en contracciones térmicas.

Una oscilación es causada por el cese repentino de la corriente de gas, ya sea parcial o totalmente.

La columna de gas continuará su viaje a través del sistema. Cuando la columna de gas salga del quemador, se creará una zona de baja presión, ocasionando que el aire entre al sistema. Esta entrada de aire es controlada por el sello molecular porque la caída de presión a través del sello es igual en ambas direcciones.

Una contracción térmica también arrastra aire al quemador. Cuando la flama se apaga, el gas se enfría rápidamente. La contracción en el gas crea una baja de presión en una zona vulnerable al influjo del gas circundante. El problema se agrava con la lluvia pues se acelera el proceso de enfriamiento.



A pesar de su gran efectividad, el sello molecular tiene las siguientes desventajas:

- a.- Es muy grande y pesado debido a la complejidad de sus pasajes.
- b.- Requiere de una estructura más fuerte y costosa.
- c.- Su eficiencia se ve reducida si sus pasajes se llenan de agua y aunque se puede drenar completamente, remover el refractario requiere de un alto costo de mantenimiento.
- d.- Se requiere de mayor volumen de gas de purga. Este requerimiento aumenta con un alto viento, oscilación de gas y Concentración térmica.
- e.- Durante una operación normal, la lluvia no interfiere con la operación del sello. Sin embargo si el área del sello se encuentra tapada, podrían ocurrir explosiones en la zona de baja presión.
- f.- Un Dren abierto inadvertidamente podrá dar como resultado una pérdida de gas a la atmósfera.

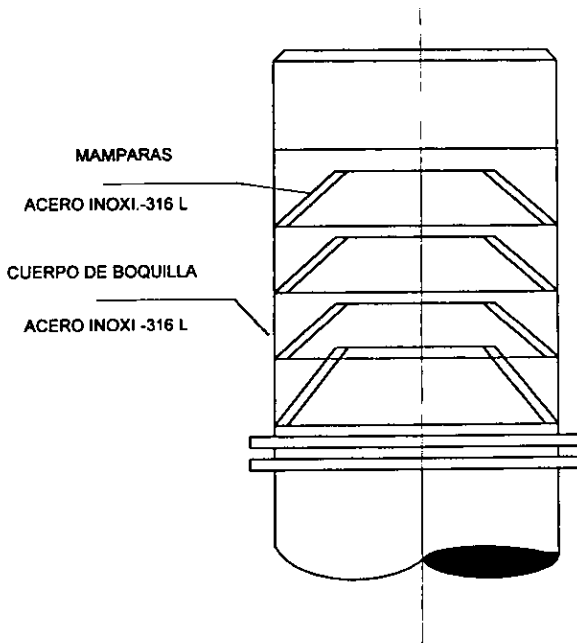


FIGURA 29. SELLO  
FLUIDICO

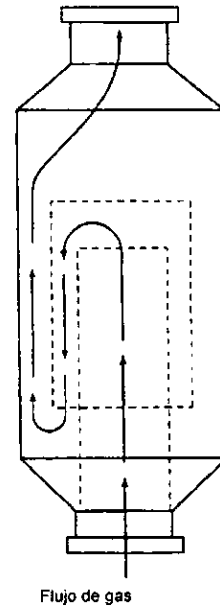


FIGURA 30. SELLO  
MOLECULAR

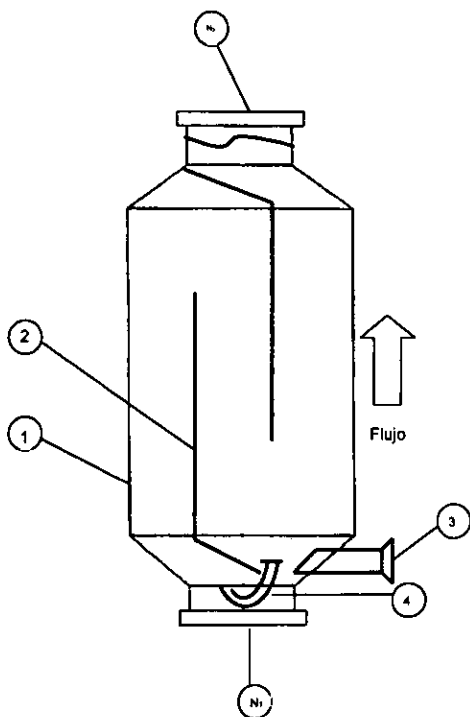


FIGURA 31. SELLO TIPO  
LABERINTO

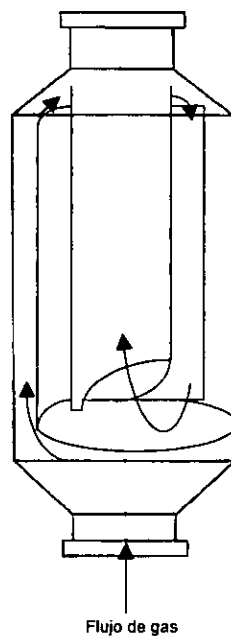


FIGURA 32. SELLO LABERINTO

1. Cilindro Exterior
2. Mampara
3. Boquilla para inspección
4. Dren
- N<sub>1</sub>. Entrada gas
- N<sub>2</sub>. Salida gas



## X UNIDAD DE ENCENDIDO REMOTO.

En cualquier sistema de quemado, independientemente de flujo manejado, la composición de gas y las condiciones atmosféricas, es necesario contar con un dispositivo que pueda encender una y otra vez la masa de gas efluente. Tal dispositivo es una unidad de encendido remoto y se compone de dos sistemas: el sistema de ignición y el sistema de control.

### SISTEMA DE IGNICIÓN.

La seguridad que prevalezca en el quemador debe ser garantizada por su operación.

El sistema de ignición figura 33, consiste de las partes siguientes:

- a) Una corriente de gas combustible de 900 BTU/SCF (poder calorífico bajo) y una corriente de aire comprimido, circulando cada una por una tubería de  $\frac{1}{2}$  " de diámetro y operadas con válvulas de bloqueo tipo macho y con manómetros de Bourdon.
- b) La cámara de ignición, en cuyo interior se lleva a efecto la combustión de la mezcla gas-aire. La chispa necesaria para encender la mezcla es producida por una bujía localizada en el interior de la cámara. El cuerpo de la cámara lleva además una varilla de vidrio tipo pyrex de  $\frac{1}{4}$  " de espesor para verificar el funcionamiento.
- c) El transformador eléctrico para excitar la bujía de la cámara de combustión.
- d) Las válvulas para seleccionar él o los pilotos a encender. Pueden ser de tres vías o tipo macho.
- e) El tablero del sistema para soportar los componentes descritos.
- f) Piloto e ignitores, que aunque están localizados fuera del tablero de inanición son la parte principal del sistema de ignición.

Se compone de las partes siguientes:

Boquilla de quemado con guardaviento. Debe ser de alta aleación para soportar el efecto directo de la flama.

Cuerpo del piloto, en cuyo interior se localiza un termocople para transmitir la temperatura de la flama.

Ignitor, que alimenta la mezcla encendida del tablero de ignición.

Inspirador y venturi. El inspirador es la parte del piloto en cuyo interior se lleva a cabo la mezcla de gas-aire necesaria para la combustión. El venturi sirve para dar velocidad a la mezcla gas-aire y ayuda a evitar el retroceso de la flama.

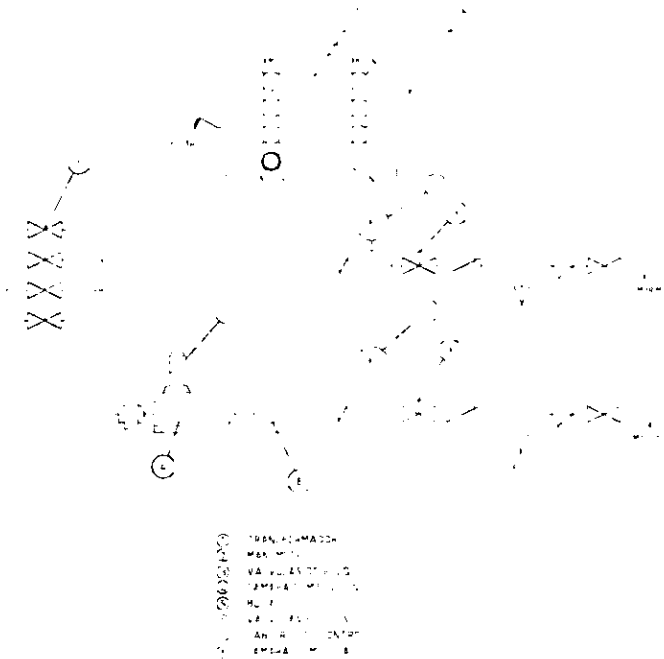


FIGURA 33. SISTEMA DE IGNICIÓN



Es necesario transmitir la temperatura de la flama del piloto por medio de un termocople hasta un tablero de control, en donde luces indicadoras dan testimonio de la presencia o ausencia de la flama (verde para operación normal y rojo para falla de flama).

En el tablero de control se instalan también los circuitos para lógica de operación de un quemador tipo parrilla.

El sistema de control se puede sofisticar tanto como se quiera, por ejemplo pueden colocarse sensores para indicar la velocidad o cantidad del gas a quemar, la intensidad de radiación producida, etc.

#### X.1 CONSIDERACIONES DE DISEÑO.

A fin de establecer la máxima confiabilidad en estas unidades se deben seguir las recomendaciones siguientes:

- a) Deben diseñarse a prueba de explosión y para uso a la intemperie (clase I, grupo C ó D, División 2).
- b) Un piloto debe ser capaz de dar flama constante al quemador a pesar de las condiciones atmosféricas más adversas. Debe por tanto tenerse la seguridad de suministrarle el gas necesario para la flama.
- c) La localización más alejada de la unidad debe ser de acuerdo al modelo utilizado. Por lo que es suministrada por el fabricante.
- d) Es recomendable usar una unidad de encendido para cada quemador con el fin de obtener la máxima versatilidad en el equipo. Sin embargo, puede utilizarse el mismo tablero de control para dos fosas sin humo. Esto debe hacerse de manera que cada módulo de control sea perfectamente identificado.
- e) Es recomendable que el funcionamiento de la unidad de encendido sea totalmente automático, pues el área de quemadores es generalmente poco transitada.

#### X.2 MATERIALES.

##### UNIDAD DE ENCENDIDO:

|                           |   |
|---------------------------|---|
| Tableros:                 | ASTM A 283 grado C.                           |
| Válvulas de Bloqueo:      | 150# ANSI, roscadas.<br>ASTM A-216 grado WCB. |
| Tubería de interconexión: | ASTM A-53 grado B.                            |
| Válvulas selectoras:      | ASTM 216 WCB.                                 |
| Cámara combustión:        | AISI. 316                                     |



COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
UNIDAD DE ENCENDIDO

Marilla de la cámara: Vidrio pyrex 3/4" espesor.

PILOTOS E IGNITORES:

Boquilla del piloto: Incoloy 800 H.  
 Guarda viento de la boquilla: Inconel 600  
 Boquilla ignitor: Incoloy 800 H.  
 Tubo del piloto: AISI 309.  
 Tubo del ignitor: AISI 316  
 Soporte para montaje: ASTM A-285 Gr C  
 Venturi: ASTM A-53 Gr B  
 Forro del termocople: Inconel 601

Los materiales de acero al carbón de la unidad de encendido puede requerir del siguiente tratamiento.

1. Limpieza a base de pulido con lija fina o sopleteado con arena.
2. Desgrasado con solvente.
3. Aplicación de "primer" contra oxidación.
4. Pintura de acabado con laca automotiva color mate.

X.3 SERVICIOS PARA LA UNIDAD DE ENCENDIDO.

| SERVICIO           | TIPO                          | CANTIDAD | PRESIÓN |
|--------------------|-------------------------------|----------|---------|
| Gas para ignición  | 900-1 200 BTU/pe <sup>3</sup> | 200 SCFH | 15 PSIG |
| Aire para ignición | Aire de instrumentos          | 30 SCFH  | 30PSIG  |
| Gas a pilotos      | 900-1 200 BTU/pe <sup>3</sup> | 100 SCFH | 15 PSIG |
| Electricidad       | 120 V / 60 C / 1 f            |          |         |





COMPLEJO CIUDAD PEMEX  
UNIDAD DE ENCENDIDO.

---

El tipo de piloto a utilizar es el EEP-210 Fijo, y un sistema de ignición SM/FF, para el caso en particular del Complejo Petroquímico Ciudad Pemex.



## XI INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO.

La razón para efectuar una inspección en un sistema de desfogues es determinar los efectos que han causado en él los factores siguientes:

- a) Asentamiento de las cimentaciones.
- b) Condiciones climatológicas.
- c) Temperatura de operación.
- d) Productos de combustión.
- e) Erosión.
- f) Corrosión.

La inspección del sistema permitirá establecer los lineamientos a seguir un mantenimiento preventivo antes de que ocurra daños serios o para el remplazo de materiales y equipo.

Las inspecciones periódicas permiten obtener protección, operación eficiente, programar un mantenimiento adecuado y estudiar la substitución de diferentes materiales. Esta práctica permite incrementar la longitud de los ciclos de operación y eliminar los paros de planta por alguna situación catastrófica.

La inspección de un sistema de desfogue requiere de la información siguiente:

- a) Planos de Proyecto.
- b) Dibujos de fabricante.
- c) Lista de materiales.
- d) Especificaciones.

Los periodos de inspección deben ser establecidos en base a la seguridad y protección requerida tanto para el equipo como para el personal. Cuando suceda alguna situación de emergencia debido a una falla mecánica o mal funcionamiento del equipo, debe investigarse la causa a fin de que no se repita una condición igual en la unidad. Los periodos de inspección podrán ser anuales o semestrales, pueden aprovecharse los paros de planta por mantenimiento o situaciones de emergencia en la misma.

Las inspecciones deben ser catalogadas y el catálogo debidamente ordenado y disponible en cualquier momento. Los paros casuales para inspección pueden resultar en un alto costo de mantenimiento y operación. Los altos costos son el resultado de tiempo perdido de operación, alto costo de mano de obra y tiempo extra y la inexperiencia de ayuda externa.

### XI.1 PRECAUCIONES Y TRABAJO PREPARATORIO A LA INSPECCIÓN.

Las medidas de seguridad que deben tomarse antes de efectuar una inspección a un sistema de desfogue son:

- a) Ventilación adecuada y remoción de gases peligrosos.
- b) Purga de líquidos entrampados.
- c) Reducción del nivel de temperatura hasta niveles seguros para el personal.
- d) Bloqueo del sistema a inspeccionar respecto de los sistemas vecinos.
- e) Protección adecuada contra la radiación de quemadores vecinos.



Las herramientas y equipo de seguridad necesarios para la inspección deben ser revisados antes de ir al área de trabajo, incluyendo andamios, tablonés, columpios y escaleras portátiles.

Antes de empezar la inspección deben colocarse señales de que se está aislando una zona de trabajo, e informar al personal de instalaciones vecinas a fin de no crear alarmas innecesarias.

## XI.2 MÉTODO PARA INSPECCIÓN.

### XI.2.1 MÉTODOS USUALES.

Los procedimientos y métodos comúnmente utilizados para inspección en el sistema de desfogue son:

1. Limpieza.

En el área de tanques y aún en el de quemadores, se cuenta con estaciones de servicio con agua, aire y vapor. Para una buena inspección es necesaria la remoción de depósitos de carbón de los quemadores, depósito de sólidos en los tanques y la limpieza del equipo en general empleando diversos métodos.

2. Inspección visual.

Una vez realizada la limpieza del equipo puede determinarse en forma visual el grado de deterioro y defectos actuales y potenciales en tubos, conexiones, bridas y demás accesorios.

3. Prueba del martillo.

La prueba del martillo es reconocida y aceptada como un método de exploración de superficies para objetos metálicos de poco espesor de pared. Cuando se realiza la prueba, las variaciones en el espesor de la pared metálica son indicadas por las vibraciones, rebote y sonido producido en el martillo. El mérito y valor de la prueba depende de la experiencia del analizador.

4. Determinación del espesor de pared.

Es necesario determinar la medida del espesor de pared en un equipo que maneje sustancias corrosivas con el fin de obtener los datos siguientes:

- a) Cantidad de pared requerida.
- b) Promedio de pérdida.
- c) Tolerancia por corrosión remanente.
- d) Establecer si el espesor restante es suficiente aún para establecer condiciones seguras de operación.

Los métodos básicos se clasifican en destructivos y no destructivos.

Un método destructivo para obtener el espesor de pared es taladrar un orificio en la pared del equipo y calibrar el espesor a través del hoyo. El diámetro del orificio taladrado es usualmente 5/16" para 3/4" de espesor y menores, y 7/16" para una pulgada y más grandes. El orificio deberá ser taladrado perpendicularmente a la superficie y antes de taladrar hay que asegurarse de que cualquier resto de carbón depositado han sido removidos.



Después de taladrado, el orificio debe ser taponado haciendo rosca a través de él y colocando un tapón roscado del mismo material que el equipo. Todos los tapones deben ser sellados con una simple gota de soldadura en el exterior, utilizando un electrodo del mismo material que el equipo y el tapón.

Es poco prudente utilizar este método en áreas expuestas al calor radiante o en áreas con vapores explosivos.

El número de mediciones que pueden hacerse en un área dada es limitado; como una recomendación general, se debe hacer una sola medida en cualquier línea longitudinal sobre el equipo y nunca acercarse a los orificios más de una mitad del diámetro del tubo.

Los métodos no destructivos son:

- a) La medida del diámetro interior y exterior.
- b) Medida por instrumentos sónicos.
- c) Medida por instrumentos tipo radiación.

#### 5. Prueba metalúrgica.

Es un hecho probado que en un quemador suceden cambios en la estructura del metal. Los tipos más comunes de deterioración de esta naturaleza son: decarburación, fatiga y algunas formas de hidrógeno.

Es imposible detectar este tipo de deterioro en una inspección visual, antes de que el equipo sea desechado.

De hecho estos deterioros solo pueden ser determinados a través de pruebas físicas o químicas en un laboratorio bien equipado y por personal calificado.

### XI.2.2 INSPECCIÓN APLICADA.

#### Cimentaciones.

En cualquier cimentación se presentan asentamientos. El asentamiento debe estar uniformemente distribuido y suceder en pequeña escala.

Si el asentamiento es desigual, pueden presentarse graves consecuencias. Por esto resulta necesario programar períodos de inspección para vigilar la falla y determinar sus consecuencias.

Una de las principales fallas de las cimentaciones es la temperatura, que aplicada en períodos de tiempo prolongados, se traduce en calcinación del material. Su presencia es fácilmente detectable con un martillo.

Otra forma de deterioración del concreto es el desconchado. Sucede por acción de calor o donde el concreto ha sido mal elaborado. Una inspección visual es suficiente para detectarla.



#### Soportes estructurales.

La inspección visual debe abarcar todos los componentes estructurales del sistema, incluyendo: columnas, soportes estructurales, plataformas, escaleras, etc.

La inspección debe detectar vencimiento de la estructura debido a sobrecargas, sobrecalentamientos o fuerzas laterales. Todas las causas deben ser investigadas para aplicar las medidas correctivas pertinentes, como refuerzos soldados en las estructuras o bien aislamientos protectores para la radiación.

La corrosión en una estructura de acero debilita cualquiera de sus miembros por la pérdida de espesor. El área seccional en ellos debe ser cuidadosamente limpiada y medida. Una vez hecha la medición de la pieza afectada, debe calcularse el esfuerzo en esa sección respecto al área remanente. Si el esfuerzo calculado es más alto que el esfuerzo permisible, la parte afectada debe ser inmediatamente cambiada.

#### Refractario y Aislamiento.

La inspección visual debe buscar grietas, escorias, juntas abiertas, desprendimientos del refractario y material perdido.

Cualquier pieza de refractario debe ser inmediatamente remplazada, pues de ello depende la duración del equipo protegido.

#### Unidad de encendido remoto.

La cámara de combustión y las entradas de gas y aire deben ser limpiadas cada 3 meses removiendo cualquier partícula extraña que pueda taponar esos orificios.

El transformador de ignición no requiere más mantenimiento que la revisión de su funcionamiento. En cualquier caso es deseable tener un transformador de repuesto para reparar el averiado.

Deben revisarse el funcionamiento de las válvulas de 3 vías. Las válvulas requieren lubricación anual, y se debe reparar donde sea necesario.

Revisar la operación de la bujía y del sistema eléctrico.

Nunca se deberá operar la unidad con la marilla rota en la cámara de combustión.

#### Pilotos.

La inspección de los pilotos comprende, aparato de los lineamientos generales ya mencionados, la recalibración de la garganta para la entrada del aire al piloto. Su apertura debe ser de 1/16". En caso de deterioro habrá que cambiarla.

Un piloto que funcione adecuadamente debe tener una flama estable con punta amarilla. Una garganta estrangulada causará una flama débil y totalmente amarilla; una apertura muy grande acortará la flama y la hará invisible durante el día.



Después de la calibración, se debe apretar la contratuerca. Periódicamente hay que verificar el filtro de la línea de suministro de gas a pilotos.

Los termocoples deben ser revisados en cuanto a su localización, debiendo estar colocados a  $\frac{3}{4}$ " arriba de la boquilla del piloto. La alarma para la temperatura por falla de flama debe ser a 600 °F, para prevenir falsas alarmas cuando llueve o sopla viento frío. Si llega a ocurrir una falsa alarma, debe verificarse la extensión del termocople, cortos o excesiva suciedad en los conductos.

#### Quemadores.

Los quemadores deben ser diseñados para requerir un mínimo de mantenimiento.

- Los quemadores elevados pueden ser inspeccionados por medio de un telescopio durante su operación. Sin embargo, durante algún paro de planta debe realizarse una inspección completa de todas sus partes.
- Los quemadores de fosa tipo parrilla requieren de limpieza en los orificios de la roseta de quemado.
- Los quemadores de fosa para quemado de emergencia requieren el mismo mantenimiento que los quemadores elevados en cuanto a corrosión, erosión, pilotos y refractario.

Las fosas deben inspeccionarse en cuanto a pendiente del piso, pérdida de refractario en talud y calcinación del muro protector.



## XII CONCLUSIONES

1. Para la integración de la nueva Planta Recuperadora de Etano y Licuables II (Criogénica II) del Complejo Procesador de Gas Ciudad Pemex, se procedió primero a hacer una revisión y evaluación al sistema de desfuegos y quemadores existente el cual es factible de ser mejorado en los siguientes puntos:

- a) En el sistema de desfuegos de gas ácido se deberá de instalar un tanque acumulador de líquidos, antes del tanque de sello, debido a la gran cantidad de agua que contiene esta corriente y evitar que las partículas grandes de líquido arrastradas en la corriente de gas entren al quemador y sean arrojadas por éste como gotas encendidas que puedan causar incendios en los alrededores, por otra parte la entrada de partículas de líquido ocasionaría la pérdida de eficiencia en la operación del quemador.

De los cálculos realizados para el manejo de gas ácido a través del quemador elevado, indican que el diámetro de la boquilla de quemado deberá ser de 24" sustituyendo la existente de 36". Esto es considerando la reducción de la masa de gas desfogada que pasa al quemador, una vez recolectado el flujo de condensados. De mantener el diámetro de boquilla existente se tendrá una relación de velocidades más bajas que puede ocasionar daños por corrosión, por baja velocidad del gas en la boquilla, ocasiona la continua calcinación de la misma por estar en contacto directo a medida que la flama es influenciada en gran medida por el efecto del viento.

- b) En el sistema de desfogue amargo de las Plantas Endulzadoras de Gas, se deberán de eliminar los tanques acumuladores de líquidos, existentes antes del tanque de sellos, ya que se determinó que no existe condensación alguna en los componentes de la corriente de desfuegos por lo que no se justifica la existencia de los tanques

Actualmente el cabezal de desfogue amargo es de 42" de diámetro. De los cálculos realizados concluimos que para un flujo de 1,043,121 lb/hr se tiene un MACH de 0.46 y una velocidad en la línea de 578.19 ft/seg, esta condición está considerada como excesiva para líneas de desfogue, para este cabezal las condiciones optimas se reflejan para un diámetro de 48" con un MACH de 0.35 y una velocidad de 442.68 ft/seg, por lo que se recomienda sustituirlo. Ya que se tiene una situación potencial de falla por la vibración de la línea que ocasiona excesivo trabajo en los soportes de la misma, así como el golpeteo del equipo al que se encuentra conectado.

- c) De una inspección física al quemador de fosa existente se encontró que está sumamente deteriorado por el desgaste de las boquillas originado por la calcinación continua en situaciones de desfuegos mínimos, debido a que el diseño del quemador es de un solo paso, por lo que únicamente puede quemar desde un flujo mínimo hasta el 100% del flujo total de gas relevado, ocupando todo el arreglo de boquillas correspondientes, por lo tanto el efecto de combustión se ve disminuido, en consecuencia es necesario rehabilitar el quemador.

Debido a que este quemador no puede salir de operación para rehabilitarse ya que las plantas del complejo pararían por un largo tiempo y como consecuencia el desabasto de gas al antiplano, se considera que debe diseñarse un quemador de fosa de emergencia nuevo para tratar grandes volúmenes de gas a nivel de piso cuando se presente una situación de emergencia.



2. Los requerimientos particulares que deben cumplirse para manejar los flujos normales y máximos de diseño, que se presenta bajo cualquier condición de emergencia, por lo que es necesario conformar un sistema que permita disponer en una forma inmediata y segura del exceso de hidrocarburos, que garantice el tener instalaciones seguras se propone:

- a) Se requiere realizar las mejoras descritas en punto 1, con la finalidad de contar con instalaciones que operen dentro de límites permisibles de operación para tener un mejor funcionamiento.
- b) Construir un nuevo quemador de fosa de emergencia para manejar el 90% del flujo total de desfogue a nivel de piso, ya que se considera como una mera situación de emergencia de corta duración por lo que puede ser quemada en fosa con boquillas abiertas cuya flama, confinada en una fosa, emite humo. El diseño del quemador de fosa de emergencia deberá cumplir con las características siguientes:

b-1) El sistema de desfogues de gas húmedo, amargo y seco del Complejo Procesador de Gas Cd. Pemex, lo integran las descargas de las plantas endulzadoras de gas I y II, endulzadora de condensados I y II y las descargas de las plantas criogénicas I y II. Estos desfogues se presentan cuando existe falla por bloqueo y por su naturaleza deben ser manejados en un quemador de fosa.

Debido a la diversidad del desfogue se agrupan de acuerdo a su composición, volumen y temperatura en dos secciones independientes de quemado: Sección de Endulzadoras y Sección Criogénica. Las secciones o áreas de quemado, bajo condiciones de diseño corresponden a la planta que aporta el mayor flujo de quemado y no necesariamente por que sea la única planta que este relevando.

b-2) La derivación del flujo de desfogue hacia el quemador de emergencia será mediante tanques de sello de agua primarios. El sello primario tiene como finalidad principal el separar los flujos de desfogue, al empezar la emisión del desfogue, el tanque de sello primario ejercerá la contrapresión suficiente para que el flujo de desfogue sature la parrilla de quemado sin humo, hasta su capacidad nominal a una presión de 2 psig. Cuando la parrilla de quemado sin humo se encuentre operando a su máxima capacidad, se ejercerá la contrapresión suficiente para romper el sello de agua primario y entonces el flujo de desfogue se dirigirá a la fosa de emergencia.

b-3) La modulación del flujo de desfogue del quemador de emergencia se hará mediante la instalación de tanques de sello de agua secundarios, la instalación de sellos de agua secundarios se justifica por que, además de prevenir el retroceso de la flama del quemador, se tiene un sistema de control de flujo, es decir este tipo de sello permite escalar el flujo de quemado a diferentes presiones para generar un sistema de quemado por etapas, asegurando de esta forma una mayor eficiencia en el quemado y una mejor distribución de flujo a medida que se presenta un incremento en el flujo de desfogue.





- b-4) La fosa de quemado será de: 80 m x 60 m x 3 m, compuesta por la Sección Endulzadora con 5 boquillas de 30" de diámetro y Sección Criogénica con 3 boquillas de 24" de diámetro.
- c) Construir un quemador de fosa sin humo para eliminar los gases de baja presión que representan el 10% del flujo total descargado por ser el mejor medio para la regulación de flujo de quemado además de ser un sistema ecológico, este tipo de quemador esta formado por seis etapas de quemado; que opera desde un flujo mínimo hasta el máximo de 240, 000 Lb/Hr.
- d) Del análisis efectuado a los balances de desfogue de cada una de las plantas y de las composiciones de las corrientes de desfogue se encontró que la aportación de gases desfogados para la integración de la Planta Criogénica II son de dos tipos, conducidos a través de dos cabezales independientes; cabezal de desfogue húmedo y cabezal de desfogue seco.

d-1) Cabezal de Desfogues Húmedo.

Debido a la proximidad de la Planta Criogénica II con las Plantas Endulzadoras de Gas, se tiene la facilidad de integrar el desfogue húmedo a los cabezales de gas amargo de las Endulzadoras de Gas. El flujo total de desfogue húmedo de la Planta Criogénica II dividido en dos cabezales y se integra cada uno a los cabezales de gas amargo.

d-2) Cabezal de Desfogue Seco.

El cabezal de desfogue seco de la Planta Criogénica II se integrará al cabezal de desfogue seco proveniente de la Planta Criogénica I. Este cabezal actual de 8"  $\phi$  será sustituido por un cabezal 12"  $\phi$  debido a que la cantidad de gas relevado por la planta Criogénica II es mayor.

Una vez construidos los quemadores de fosa sin humo y de emergencia y realizando las modificaciones descritas en este trabajo se tendrá un sistema de seguridad confiable, eficiente y ecológico para el Complejo Procesador de Gas Ciudad Pemex, Tab., por lo que el objetivo de la tesis queda cubierto.



### XIII BIBLIOGRAFIA

1. American Petroleum Institute, RP 520, Design and installation of pressure Relieving Systems in Refineries, Part I "Design", 3<sup>rd</sup>., Refining Dept., New York, 1969.
2. American Petroleum Institute, RP 521, Guide for Pressure Relieve and Depressuring Systems, Refining Dept., 1<sup>st</sup>. Ed., Whashington, D.c., Sept. 1969.
3. American Petroleum Institute, Guide for Inspection of Refinery Equipment, Chapter IX, "Fired heaters and stacks", 1<sup>st</sup>. Ed., New York, 1958.
4. American Petroleum Institute, Manual on Disposal of Refinery Wastes, Vol. II, "Waste Gases and Particulate Matter", 5<sup>th</sup>. Ed., New York, 1957.
5. Arthur G. McKee and Company, "Basic Design Specifications Multijet Flare System", Pemex, Azcapotzalco Refinery, Cleveland, Ohio, Dec. 1960.
6. Bird, R.P. and W.E. Stewart "Transport Phenomena", Wiley and Sons, Inc., New York, 1981.
7. Bodurtha, Jr., F.T. "Flare Stacks-How Tall?". Chemical Engineering, December, 1958.
8. Bonilla, Jorge A., "Estimate Safe Flare Headers Quickly" Chemical Engineering, April, 1978.
9. Brzustowski, T.A. "Predicting Radiant Heating From Flare", (Sesion on Pressure Relieving Systems, 38<sup>th</sup>. Midyear Muting of the American Petroleum Institute, Division of Refining, Philadelphia, Pa. May. 17, 1973). API. Reprint No. 64-73.
10. Buthod, Paul and Eugene F. Megyesy, "Pressure Vessel Handbook", 5<sup>th</sup>, Ed. ASME.
11. Carnelly Raymond H. "Ethylene Plant Flare System", Dupont de Nemours and Company.
12. Connor, William K. "Noise Control", Chemical Engineering/Desbook ISSUE, June 1973.
13. Consolidated "Safety Relief Valves"; Valve Sizing-Section 3 index (catalogo).
14. Constance, Jonh D, "Calculate Effective Stack Height Quickly" Chemical Engineering, Sep. 1972.
15. Corey, Richard C. "Principles and Practices of Incineration, a Wiley Interscience Series of text and Monographs", Edited by Richard C. Corey, July 1969.
16. Cranfurd Flare Internacional Ltd. Crandfurd Stainless Steel Co. Ltd. "Specification for the Manufacture of Indair Equipment (Emergency Flaring System)", Noir Slope, Alaska.
17. Ding-Yu Peng and Donald B. Robinson, "A new Two-Constant Equation of State", Chemical Engineering; Vol. 15, No. 1, 1976.
18. Gerunda Arthur, "How to Size Liquid-Vapor Separators", Chemical Engineering Mayo, 1981.



19. Gibson, P.O. Y D.J. Vinson, "Design and Instalation of Smokeless Flare Systems for Gasoline Plants", ASME Publication. Contributed by Petroleum Division of the ASME for Presentation at the Petroleum Mechanical Engineering and Pressure Vessels and Piping Conference, New Orleans, La. Sept. 17-21, 1972.
20. Guía del usuario del "Simulador HYSYS". Versión 1.5.2
21. Hall, Richard s., Jay Matley y Keneth J. McNaught, "Current Cost of Process Equipment", Chemical Engineering, April 1982.
22. Harrison G.A. "Emergency Flare Tip Repair" Hydrocarbon Processing, July 1982.
23. Hirose T. Y M. Sakurai, "Flare and Hydrocarbon Relief Systems", Tayo Engineering Corp.
24. Husa, H.W. "How to Compute Safe Purge Rates", American Oil Co. Whiting, Ing
25. Humphrey, E.F. y D.H. Tarumoto, "Fluidics", Fluid Amplifier Associates, Nov. 1970.
26. James G. Seebold, " Flare noise: Causes and Cures"; Hydrocarbon Processing, October 1972.
27. K. Abakians, Iranian Oil Refining C., "Nomograps Gives Optimum Vessel Size".
28. Kats, Dr. Donald, Handbook of Natural Gas Engineering.
29. Kent, G.R. "Find Radiation Effect of Flare" Hydrocarbon Processing, June 1968.
30. Kent, G.R. "Practical Design of Flare Stacks". Hydrocarbon Processing, August 1964
31. Landderback, William, "Unique Flare Systems Retards Smoke".
32. Leite, O.C. "Smokeless, efficient, nontoxic flaring", Hydrocarbon Processing, March, 1991
33. Livingstone, D.D. " Flare Gas System Can be Designed", Oil and Gas Journal, April, 1980.
34. Lummus Company, "Guide to Design of Flare Systems for Ethylene Plants", Marzo 1966.
35. "Manual para Especificación de Recipientes de Proceso", Instructivos Internos de Trabajo. Instituto Mexicano del Petróleo. Enero de 1977.
36. McAdams Williams H. Heat Transmission, ("Radiant Heat Transmission" de H.C. Hottel) 3<sup>rd</sup>. Ed. 1954.
37. Miller, P.D. y H.Q. Hibshman, "How to design a new Smokeless Flare", Petroleum Refiner, Vol. 37, No. 5.
38. Mulet, Antonio "Estimate Cost of Pressure Vessels vía Correlations", Chemical Engineering, Oct. 1981.
39. Noles, Donald R. Y Daniel Popovac, Ethylene Plant Flare and Blowdown Systems, Continental Oil Company.



40. Natural Gas Processors Suppliers Association Engineering Data Book, Elliot Company, 1972.
41. Oembring, P.R. y T.R. Sifferman "Flare design... are Current Methods Too Conservative?" Hydrocarbon Processing, May. 1980.
42. Reed, Robert D. Furnace Operations 2<sup>nd</sup>. Ed. Gulf Publishing Company, Book Division. April 1978.
43. Sánchez Nieto Juan José, Sistemas de Desfogue de Emergencia, Formulado para el temario de la Maestría en Ingeniería de Proyecto, Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad Universitaria D.F., Oct. 1980.
44. Sánchez Nieto Juan José, Quemadores de Campo. (Lineamientos generales de diseño, procedimientos internos de trabajo), México 1981.
45. Shelman, Adolph D "Size vapor-liquid Separators" Hydrocarbon Processing. May. 1964.
46. Schwartz, Robert y Michael Keller. Enviromental Factors Versus Flare Aplication, Sumposium on Less Prevention in the Chemical Industry, 83<sup>rd</sup>. National Muting of the american Institute of Chemical Engineering in Hiunston, Texas, March 22, 1977 (Jonh Zinc Co.).
47. Sivals, Richard, "Fundamentals of Oil and gas separation", Present for University of Oklahoma, Norman, Ok, March, 1977.
48. Sivals Tanks, Inc. General Handbook.
49. Shore, daxis Towards Quieter Flaring, 74 th, Meeting of the American Institute of Chemical Engineers, March, 1973.
50. Soen H. Tan, "Simplified Flare System Sizing", Hydrocarbon Processing. 1967
51. Soen H. Tan, "Flare System Design Simplifield", Hydrocarbon Processing.
52. Straitz, John F.III., "Flares Design Factors", N.A.O., Philadelphia, Pa.
53. Straitz, John F. III y Richard Altube, "Flares, Design and Operation", National Airoil Burner Co., Philadelphia, Pa. 1970.