



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**“DISEÑO DE SISTEMAS DE DESFOGUE
APLICADO A UNA PLANTA ENDULZADORA DE
GAS”**

TESIS MANCOMUNADA

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

PRESENTAN:

OYUKI PAMELA MINERO HERNÁNDEZ

MARCEL GUILLERMO MIRANDA POSADAS



MÉXICO, D.F.

DE 2010



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Profesor: M.I. ALEJANDRO ANAYA DURAND

VOCAL: Profesor: I.Q. JOSE AGUSTIN TEXTA MENA

SECRETARIO: Profesor: I.Q. MAURICIO MARQUEZ LUCERO

1er. SUPLENTE: Profesor: I.Q. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ

2° SUPLENTE: Profesor: I.Q. HUMBERTO RANGEL DAVALOS

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA: MÉXICO D.,F.

ASESOR DEL TEMA:

M. I. Alejandro Anaya Durand

SUPERVISOR TÉCNICO:

I.Q. Mauricio Márquez Lucero

SUSTENTANTES:

Oyuki Pamela Minero Hernández

Marcel Guillermo Miranda

Posadas

AGRADECIMIENTOS DE OYUKI PAMELA MINERO HERNÁNDEZ.

A DIOS.

Gracias Dios por la vida, por mi hermosa familia, por encontrarme hoy con salud, y en uno de los momentos mas felices de mi vida, gracias por no dejarme claudicar a lo largo de este camino, y siempre haberme otorgado un ángel guardián que todos los días he notado a mi lado.

A MIS PADRES:

Gracias por darme la vida. Por otorgarme el privilegio de tener una preparación universitaria, por esos días de desvelo y de madrugadas acompañándome para que siguiera en mi camino, por el amor y los consejos que recibí, y que ahora forman parte de mi vida y mis actos a cada momento.

Gracias por la paciencia y nunca dejarme sola. Este trabajo y en general mi vida es obra suya, y no tendré jamás como recompensarlo. Gracias por dejarme crecer y tomar mis decisiones aunque a veces erróneas pero siempre mías, por hacerme una persona independiente y feliz. Gracias Mamá me enseñaste a no conformarme, a seguir, a trabajar, a luchar, a cocinar, a ser una persona trabajadora, por abrazarme cuando lo necesitaba, y levantarme cuando me sentía mal. Gracias Papá, por todo tu apoyo, por que siempre de una u otra manera sentí el amor tan grande que me tienes, y que yo correspondo (cada quién a su manera pero a final de cuentas existe), por intentar comprenderme, y sobre todo respetarme. Te amo papá, te amo mamá.

A MI ABUE:

Abue, eres la mejor abue que cualquier persona puede tener, te quiero muchísimo.

A MIS HERMANOS.

Mis compañeros, mis amigos, mis hermanitos; siempre los llevo en mi corazón y aunque a veces el tiempo nos limita, nunca los olvido. Fab, contigo crecí y aprendí, gracias por cuidarme, aconsejarme, y quererme. Vero, aunque aún muy joven eres, sabes que me tienes para cualquier cosa que necesites, estoy aquí, eres la amiga más pequeña que tengo pero muy lista, muy hábil se que no me fallarás y algún día llegaremos

al momento en que sea tu turno de graduarte, ahí estaré, no lo dudes.
Los amo.

A FABIAN

A ti mi compañero de siempre, mi cómplice, mi apoyo, mi nene, este logro tiene también una parte tuya, gracias por todo, no sé que más decir que no te haya dicho antes, te quiero muchísimo.

A MI UNIVERSIDAD.

Goooooyaaaaa!!!! gooooooyaaa!!!! cachun cachun ra ra!!!!!! Gracias mi amada universidad!!!!!!

A MIS MAESTROS.

No hay mejor manera de agradecer a un maestro, que demostrando en la vida lo aprendido, yo soy muy afortunada, ya que al ingresar a nuestra maravillosa Universidad Nacional Autónoma de México, no pensé encontrarme más que maestros de escuela, maestros de vida, gracias por tomarse el tiempo y tener la disposición y ganas de enseñar. Además todos aquellos ingenieros que sin impartirme clases en un aula, me transmitieron algunos de los conocimientos que obtuvieron a lo largo de su experiencia. Un fuerte abrazo a todos y si alguno se me pasa discúlpeme: Maestro Alejandro Anaya, Ing. Mauricio Márquez, Ing. Agustín Texta, Ing. Antonio Valiente, Ing. Fernando barragán, Ing. Héctor Alejo, Ing. Beatriz Santiago, Ing. Fernando Estrada, Ing. Sergio Prado, Ing. Francisco Mercado, Ing. Florina Romero, Ing. Eduardo Pedraza, Arq. Fernando García, Ing. Rubén Romo, Ing. Ma. Carmén Rojas, gracias muchas gracias.

A MI EQUIPO

Pese a los pequeños conflictos, y muchos momentos de tensión y alegría, aquí esta por fin nuestra "niña", como amigo, como compañero, como colega, eres el "100% de mi 50% y siempre será así, eres de las mejores personas que he conocido, Éxito para ti equipo!!!!. Gracias por lograr esta meta conmigo, y que vengan todos los proyectos!!!!

A MIS AMIGOS.

A ustedes todo mi aprecio mi cariño, espero tenerlos a mi lado como hasta ahora por mucho tiempo. Empezando con derecho de antigüedad, Jade Alatorre Minero, Ana Jessica, Lizbeth Cortés, Adrián Hernández, Siddhartha, Ana Laura, Andrea Hernández, Víctor Camacho, Amanda, Verónica, Andrea Esquivel, Memo Osuna, Gigga, e insisto si olvide mencionar a alguien una disculpa.

AGRADECIMIENTOS DE MARCEL GUILLERMO MIRANDA POSADAS

Quiero agradecer al creador de todas las cosas por permitirme estar en este mundo un día más para concluir este trabajo.

Nunca podre acabar de decir lo orgulloso que me encuentro de ser parte de nuestra máxima casa de estudios la Universidad Nacional Autónoma de México y junto con la Facultad de Química me dieron una formación Profesional por la cual siempre le estaré profundamente agradecido.

Sin duda alguna existen muchas personas que han sido un factor decisivo en mi vida y en algún momento me dieron un buen consejo, una palabra de aliento para seguir, una llamada de atención, o simplemente supieron estar en el momento y lugar adecuado y se que sin ellas este trabajo no seria posible por lo que quisiera agradecer a todas aquellas personas en mi vida que han compartido un poco de su ser:

Quisiera agradecer a mi papa que siempre me ha apoyado a pesar de todo. Pues tú me diste las herramientas necesarias para seguir adelante y para mi eres la persona que más se merece tener estas satisfacciones en su vida

Deseo agradecerle a Alejandra Modesto por todo el apoyo recibido de su parte.

A mis hermanos Iván y Christopher les debo de agradecer su paciencia y comprensión en los momentos difíciles pues gracias a eso se que donde quiera que voy nunca me encuentro solo y se que mi familia siempre estará conmigo.

Quiero agradecer a toda mi familia mis abuelitos, tíos y primos por su apoyo. Pero sobre todo a mi tío Carlos Miranda Lovera a quien le agradezco todo lo que hizo en mi niñez, por que siempre estuvo en los momentos mas difíciles sin darse por vencido y se que yo no habría llegado tan lejos si no hubiera estado ahí para levantarme ¡ gracias tío !.

Quiero agradecer al Ing. Alejandro Anaya Durand, Ing. Agustín Texta Mena, Ing. Mauricio Márquez Lucero, Ing. Humberto Rangel Davalos y el Ing. Jose Antonio Ortiz Ramirez quienes contribuyeron de manera importante en la elaboración de este trabajo pues sus consejos y su asesoría le dieron un mayor brillo a este trabajo

Agradezco a todos mis amigos como mis pizcachas Eder y David, a Flor Sierra, Samuel, Joyce a Víctor Camacho, a Carlos, Sobrino, Fernando, Rodrigo, Andy, y Mandy, Aldo, a Memo, Cesar, a Fabián y especialmente a María Luisa quienes han compartido momentos felices y muy difíciles en mi vida.

Deseo hacer un agradecimiento especial a mi equipo de seguridad la Ing. Amanda Monzalvo quien me ha demostrado en todo momento la gran calidad humana que tiene y sin duda no existe otra persona con su luz.

Deseo agradecer a los ingenieros Beatriz Santiago, Irene Márquez, Rubén Romo, Héctor Alejo, Fernando Estrada, Francisco Mercado, a la ingeniera Claudia, Ing. Florina Romero, Sergio Prado y Donasiano quienes siempre han tenido toda la disposición de compartir sus conocimientos y experiencias pero sobre todo por mostrarme la gran riqueza y calidad que tienen a nivel personal pues siempre se han portado a la altura de la circunstancias y me han brindado su apoyo en todo momento.

Finalmente quiero agradecer al 100% de mi 50% Pamela Minero Hernández, mi equipo de trabajo en esta tesis, por todo el apoyo, amistad, aprecio, trabajo y paciencia para llevarlo a cabo. Solo puedo decirte que en todo este tiempo me has dado el ejemplo de que las cosas se consiguen con tesón y que siempre se puede dar un esfuerzo extra cada día. ¡Gracias equipo ¡ y nunca olvides que siempre tienes alguien que te cuida las espaldas.

“DISEÑO DE SISTEMAS DE DESFOGUE APLICADO A UNA PLANTA ENDULZADORA DE GAS”

Introducción	1
Capítulo 1.-Descripción del Proceso de endulzamiento.	4
Importancia del Gas Natural en México	5
Proceso de Endulzamiento de Gas Natural	6
Consideraciones Para el Proceso de Endulzamiento.....	9
Procesos de Amina.....	10
Descripción del Proceso de Alcanoaminas	12
Proceso de Endulzamiento con DEA (Esquema de Proceso)	14
Capítulo 2.-Estructura del Sistema de Desfogue	22
Sistema de Desfogue	23
Definiciones Generales	25
Metodología de Cálculo de Flujo a Releva	29
Descarga Bloqueada	30
Ruptura de Tubos.....	30
Expansión Térmica de Líquidos	30
Fuego Externo	31
Dispositivos de Alivio.....	33
Válvulas de Desahogo.....	34
Válvulas de Seguridad	35
Dimensionamiento de Válvulas de Seguridad Para Servicio de Gases y Vapores	35
Discos de Ruptura.....	43
Dimensionamiento de Discos de Ruptura	44
Dimensionamiento de Cabezal de Desfogue.....	47
Tanques de Desfogue.....	49
Dimensionamiento de Tanques de Desfogue	51
Quemadores	56

Factores de Diseño	58
Dimensionamiento de Quemador de Gases de Desfogue	63
Capítulo 3.-Escenarios Críticos	70
Definición e Importancia de Análisis de Riesgo	71
Desarrollo de un Análisis de Riesgos.....	72
Metodologías Recomendadas Para El Análisis de Riesgo.....	73
Método: ¿Qué Pasa Sí?	74
Método: Listas de Verificación.....	74
Método: ¿Qué Pasa Sí?/Lista de Verificación.....	75
Método: HAZOP	76
Método: FMEA (AMFE)	77
Método: FTA (AAF)	77
Método: Árbol de Eventos	78
Método: Análisis de Confiabilidad Humana.....	79
Método: Análisis de Falla de Causa Común	79
Método: LOPA (Layer of Protection Analysis)	80
Metodología Alternativa Para El Análisis de Riesgos “Método de Montecarlo”	80
Automatización del “Método de Monte Carlo”	81
Principales Causas De Sobrepresión	82
Efectos de Temperatura, Presión y Composición	83
Salidas Cerradas.....	85
Falla Eléctrica o Mecánica	86
Falla de Flujo de Absorbente	87
Acumulación de No Condensables.....	87
Entrada de Material Volátil Dentro de un Sistema	87
Explosión Interna	88
Reacción Química	89
Expansión Hidráulica	89
Fuego Externo	90
Análisis Histórico de Accidentes	92

Reseña de Accidentes En La Industria Química	92
Accidentes Ocurridos en Pemex Gas y Petroquímica Básica	96
Capítulo 4.- Diseño del Sistema de Desfogue	99
Memoria de Cálculo 1:Flujos de Desfogue	101
Memoria de Cálculo 2:Válvulas de Seguridad	102
Memoria de Cálculo 3:Cabezal de Desfogue	103
Memoria de Cálculo 4:Tanque de Desfogue	104
Memoria de Cálculo 5:Quemador de Gases de Desfogue.....	105
Capítulo 5.- Hojas de Datos	106
Hoja de Datos de Válvulas de Seguridad	107
Hoja de Datos de Tanque de Desfogue.....	108
Hoja de Datos de Quemador de Gases de Desfogue.....	109
Capítulo 6.- Conclusiones	110
Capítulo 7.- Bibliografía y Normatividad Aplicable	113
Anexo A.- Aspectos Económicos	

INTRODUCCIÓN.

En las plantas industriales de proceso, uno de los sistemas que se tienen que diseñar durante el desarrollo de la ingeniería de detalle es el "Sistema de Desfogue", que está constituido por ramales de tuberías en las cuales se instalan dispositivos de seguridad para regular las posibles variaciones inesperadas no deseadas en las condiciones de operación como son las válvulas de seguridad así como quemadores y tanques separadores entre otros. Estos son parte fundamental en la seguridad de la planta.

El Sistema de Desfogue se diseña con el fin de direccionar los gases y vapores de desecho propios de los procesos, reducir al mínimo las emisiones contaminantes al ambiente y proteger tanto a operadores, como al medio ambiente y a los equipos mismos. Sin embargo algunas veces se presentan sobrepresiones espontáneas que requieren minimizarse rápidamente (aliviar) para evitar el posible daño.

Al decir que un dispositivo alivia presión estamos refiriéndonos a dispositivos instalados para asegurarse de que un sistema de proceso o de cualquiera de sus componentes no está sometido a presiones que excedan el máximo admisible de presión acumulada.

Sobrepresión es el resultado de un desequilibrio o perturbación de los flujos normales de materia y energía que causa el material o energía, o ambos, para construir en alguna parte del sistema. Dentro de las causas principales que causan sobrepresión se conocen las siguientes: Falla en la operación de los equipos, falla de suministro de algún servicio, fallas eléctricas, expansiones térmicas y fuego.

Cualquier circunstancia que, razonablemente, que constituye un peligro en las condiciones actuales de un sistema deben ser considerados en el diseño.

Las causas indicadas no son las únicas posibles quedando como responsabilidad del diseñador la determinación de otras contingencias.

Por tal motivo se dará una descripción de las condiciones que se deben tomar en cuenta para su cuantificación.

La información mínima necesaria para iniciar el diseño del sistema de desfogue son el tipo proceso, los fluidos que se manejan, los equipos que intervienen y las condiciones de operación normales y críticas que pudieran presentarse tanto en flujos como en condiciones de presión y temperatura.

El objetivo de este trabajo es establecer las metodologías lógicas, secuenciales y directas para la realización de un diseño adecuado del Sistema de Desfogue para una planta que maneja gases, tomando en cuenta la normatividad nacional e internacional que aplica a estos sistemas, que sea un apoyo claro para el diseño, dimensionamiento y selección de materiales de construcción del mismo. La aplicación de los procedimientos y metodologías se aplicarán al caso específico de una planta endulzadora de gases, que, como se explicara más a profundidad en los capítulos subsecuentes tiene como objetivo primordial la eliminación de ácido sulfúrico y dióxido de carbono de las corrientes de gas natural que se extraen de los yacimientos.

La importancia de un buen diseño de cualquier sistema de relevo aplica a cada uno de sus componentes, válvulas de seguridad adecuadas en un cabezal de desfogue inadecuado producen un sistema pobre incapaz de

prevenir satisfactoriamente el alivio de presión en los equipos a proteger, las consecuencias de lo anterior pueden ser desastrosas.

Este trabajo cubre los requisitos de diseño de sistemas de desfuegos y quemadores, la selección de válvulas de seguridad y alivio y los tipos de quemadores, la selección de materiales y los requisitos de seguridad, para una óptima operación y funcionamiento de los sistemas de desfuegos y quemadores, en las instalaciones de gas natural, específicamente aquellas que implementan la tecnología de "Girbotol".

Capitulo 1

Descripción del proceso de
endulzamiento

En este capítulo se describe el proceso de endulzamiento de gases así como la importancia de este a nivel nacional y los diferentes procesos existentes.

Se describirá el proceso de Girbotol el cual es uno de los procesos más utilizados y confiables en la refinación de petróleo y se tomara esta tecnología como base para la información de los siguientes capítulos

IMPORTANCIA DEL GAS NATURAL EN MÉXICO

Actualmente, el gas natural es el tercer combustible comercializado en el mundo después del petróleo y carbón, cuya participación es del 24% del consumo mundial total de energía. Su uso en la última década se ha incrementado, principalmente porque presenta ventajas económicas y ambientales sobre otras fuentes, por ser un combustible que produce menos cantidad de contaminantes a la atmósfera, reduciendo así el calentamiento global de la Tierra.

En nuestro país el uso del gas natural ha aumentado rápidamente a partir de la última década, alcanzando, en el 2000, el 23% de la oferta total de energía primaria, principalmente por su uso en el sector industrial y eléctrico (plantas de ciclo combinado).

El gas natural sigue un procesamiento que consiste en:

1. Eliminar compuestos ácidos (ácido sulfúrico y dióxido de carbono). El gas alimentado se denomina "amargo", el producto "gas dulce" y el proceso se conoce generalmente como "endulzamiento".
2. Se recupera etano e hidrocarburos licuables mediante procesos criogénicos (uso de bajas temperaturas para la generación de un líquido separable por Destilación fraccionada).
3. Se extrae el azufre de los gases ácidos que se generan durante el proceso de endulzamiento.

4. Se separan los hidrocarburos líquidos recuperados, obteniendo corrientes ricas en etano, propano, butanos y gasolina.

PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL

Las corrientes de gas natural, gas de refinería e hidrocarburos líquidos amargos contienen materiales contaminantes no deseados para su posterior aplicación, siendo los compuestos del azufre (principalmente ácido sulfhídrico), dióxido de carbono y vapor de agua los más comunes que deben extraerse antes de transportar, procesar o vender el gas.

El empleo de estos gases e hidrocarburos líquidos requiere un bajo contenido de ácido sulfhídrico con el fin de evitar la corrosión en el equipo y transporte utilizados, debido a la formación de SO_2 .

En México, el gas natural purificado (gas dulce) puede utilizarse como combustible, así como fuente de obtención de materias primas para el desarrollo de la industria petroquímica que se basa en los compuestos derivados del etileno propileno y xilenos.

Procesos de endulzamiento

En una clasificación general existen dos clases de procesos de endulzamientos regenerativos, dependiendo del tipo de agente que se emplee para endulzar el gas amargo:

- ✓ Procesos con agentes líquidos.
- ✓ Procesos con agentes sólidos.

Los procesos con agentes líquidos involucran la recirculación de una solución a contracorriente con la corriente gaseosa. La solución que se enriquece en gas ácido, se regenera por medio de calor y/o reducción de presión.

Los procesos con agentes sólidos de endulzamiento emplean un lecho a través del cual el gas amargo fluye para extraer los componentes del gas ácido, se regenera por medio de calor y/o reducción de presión.

Los procesos de absorción líquida son los más empleados para el endulzamiento del gas amargo.

La siguiente tabla muestra los procesos que existen para el endulzamiento de gas natural, aunque este trabajo no es dedicado a los procesos de endulzamiento es muy importante tomar en cuenta que existen diferentes tipos de procesos de endulzamiento, y se entiende que existen mucha similitudes con respecto al tipo de proceso en el arreglo de equipos.

Tabla 1 Agentes Químicos absorbentes de H₂S y CO₂

Proceso	Extrae H ₂ S	Extrae CO ₂	Medio absorbente	Estado
Absorción química con un líquido				
Monoetanolamina	si	si	MEA	Activo
Dietanolamina	si	si	MEA	Activo
Trietanolamina	si	si	TEA	Activo
Metildietanolamina	si	no	MEA	Activo
Econamina	si	si	DGA	Activo
SNAP –DEA	si	si	DEA	Activo

Capitulo 1.-Descripción del proceso de endulzamiento.

Sulfinol	si	si	Sulfolane/ Diisopropanolamina	Activo
Soluciones de sales Alcalinas:				
Catacarb	si	si	K ₂ CO ₃ caliente	Activo
Carbonato de Potasio	si	si	K ₂ CO ₃ caliente	Activo
Giammarco (Vetrocoke CO ₂)	no	si	K ₂ CO ₃ /A ₂ O ₃	Activo
Carbonato de Potasio al vacio	no	si	K ₂ CO ₃ /A ₂ O ₃	Activo
Trifosfato de Potasio	si	no	K ₃ (PO ₄) ₃	Activo
Benfield	si	si	K ₂ CO ₃ /Benfield	Activo
Seabord	si	si	Na ₂ CO ₃	
Absorción Química y/o Física				
Purisol	si	si	n-Metil-2 Pyrolidona	Activo
Estasolvan	si	no	Tri-n-butyl Fosfato	Activo
Solvente Fluor	si	si	Carbonato de Propileno	Activo
Selexol	si	si	Dimetil Polietilen- Glicol	Activo

CONSIDERACIONES PARA EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO

Existen muchos procedimientos de endulzamiento de gases y líquidos. Entre los factores que deben considerarse para su evaluación se encuentran los siguientes:

- Tipo de impurezas en la corriente de gas / líquido.
- Concentración de las impurezas y nivel al cual deben removerse.
- Selectividad requerida del gas ácido.
- Volumen del gas/líquido que va a procesarse y condiciones de temperatura y presión a las que se encuentra el gas/líquido.
- Posibilidad de recuperación del azufre.

Los gases de refinería además del ácido sulfhídrico y del dióxido de carbono, pueden contener mercaptanos, disulfuro de carbono o sulfuro de carbonilo. Si alguno de estos contaminantes está presente, la efectividad del agente de endulzamiento disminuye significativamente.

El grado de concentración del gas ácido constituye un factor importante en la selección del proceso. Algunos procesos resultan económicos solamente si se remueven cantidades grandes de gas ácido. Con frecuencia con estos procesos no se obtienen la especificación del gas dulce.

Algunos procesos eliminan los gases ácidos hasta un rango de partes por millón pero no son económicos cuando la concentración del gas ácido es muy alta. Otros procesos no resultan económicos para tratar grandes volúmenes de gas.

La selectividad de un agente de endulzamiento es una medida del grado en la que un contaminante se elimina en relación a otros. Cuando se considera que haya recuperación de azufre, la selectividad hacia el ácido sulfhídrico es muy importante.

De todos los procesos mencionados anteriormente, los procesos de alcanolaminas han sido los más empleados para el endulzamiento de corrientes de gases amargos, debido a su reactividad y disponibilidad a un costo bajo, por lo que en los siguientes capítulos se ha considerado esta razón importante para hacer el diseño de un sistema de desfogue en una planta de endulzamiento con este tipo de tecnología.

PROCESOS DE AMINA.

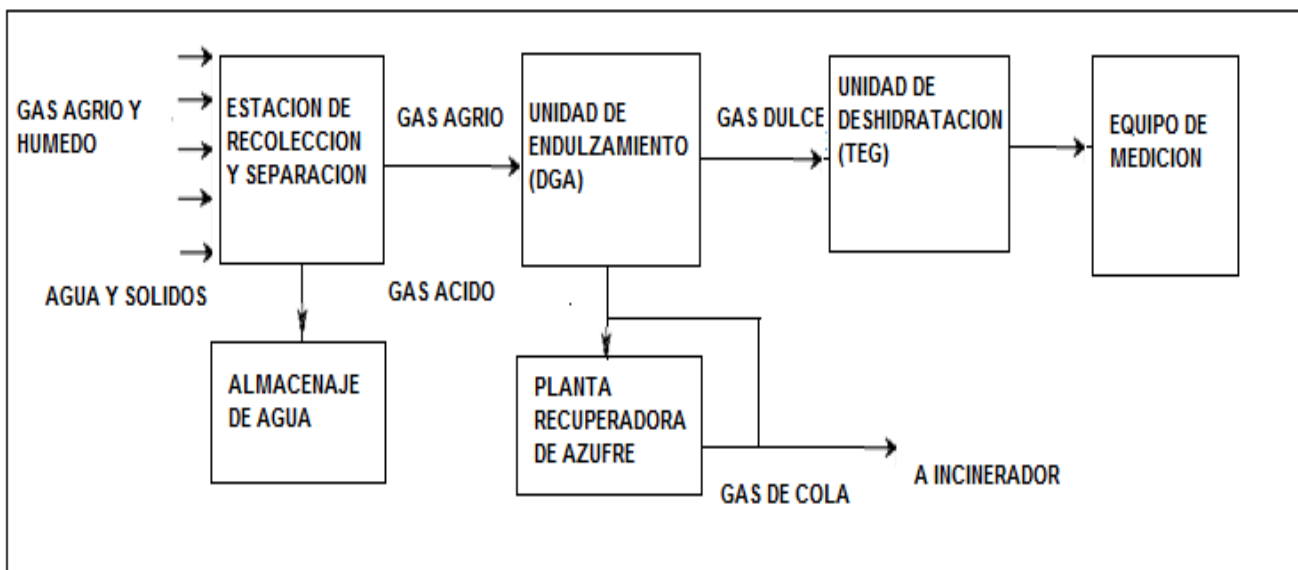
Uno de los procesos más importantes en el endulzamiento de gas natural es la eliminación de gases ácidos por absorción química con soluciones acuosas con alcanolaminas. De los solventes disponibles para remover H_2S y CO_2 de una corriente de gas natural, las alcanolaminas son generalmente las más aceptadas y mayormente usadas que los otros solventes existentes en el mercado.

Este proceso consta de tres etapas:

Absorción de gases ácidos: Es la parte del proceso donde se lleva a cabo la retención del ácido sulfhídrico y el bióxido de carbono de una corriente de gas natural amargo utilizando una solución acuosa de Diglicol Amina (DGA) a baja temperatura y alta presión.

Regeneración de la solución absorbente: Es la parte del proceso del proceso donde se lleva a cabo la desorción de los compuestos ácidos, diluidos en la solución mediante la adición de calor a baja presión, reutilizando la solución en el mismo proceso.

Deshidrogenación de la corriente de gas dulce. La corriente de gas húmedo dulce se deshidrata a partir del uso de Trietilén Glicol (TEG) para reducir el contenido



Esquema 1. Esquema de proceso de endulzamiento en secciones.

Los procesos de amina se aplican cuando las presiones parciales del gas ácido son bajas y/o se desean concentraciones pequeñas de gas ácido en el gas dulce. También se emplean para el tratamiento de líquidos amargos.

El principio de los procesos de amina se basa en una reacción reversible de una base débil para formar una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la solución de amina.

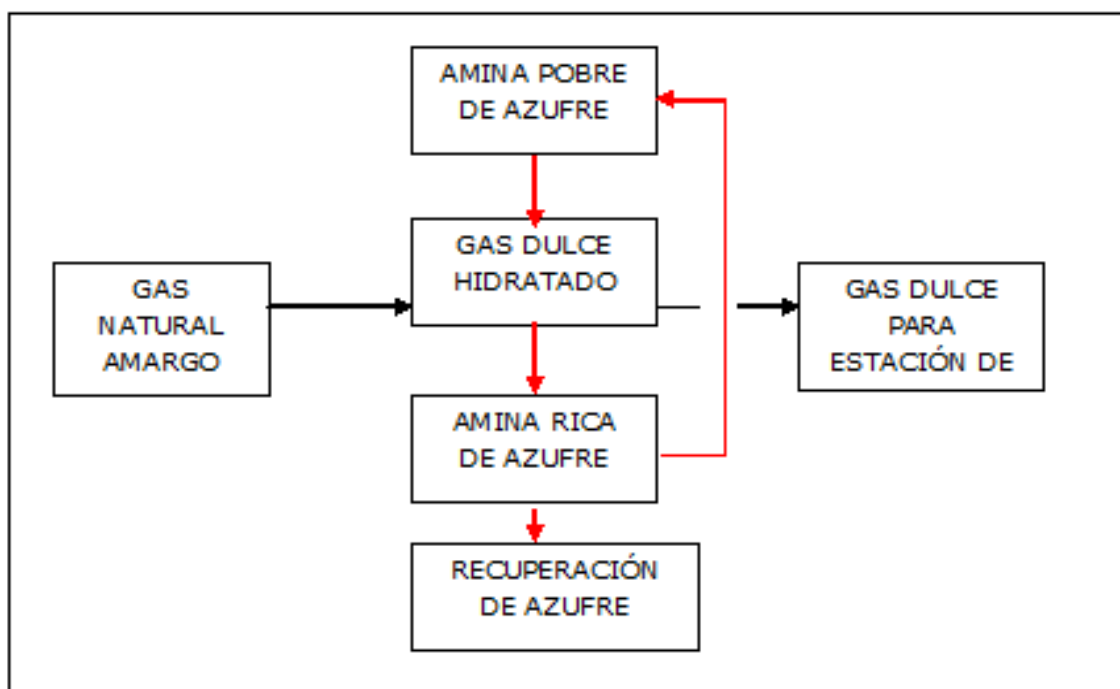
Las reacciones principales que se llevan a cabo en el endulzamiento de gas con soluciones acuosas de Monoetanolamina (MEA).

A temperaturas bajas las reacciones se desplazan hacia la derecha, y a temperaturas altas se desplazan hacia la izquierda. Por lo que si la amina se pone en contacto con el gas amargo a una temperatura que va de 80 °F a 100 °F, los gases ácidos se absorberán para formar las sales de amina. Si a esta solución se le suministra calor y la temperatura aumenta de 240°F a 250°F la reacción se hace reversible, los gases

ácidos son desplazados y la amina se regenera, pudiéndose emplear nuevamente en el proceso.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ALCANOAMINAS

La función de la planta es eliminar el gas ácido presente en las corrientes de gases y/o líquidos amargos que se reciben de las diferentes plantas.



Esquema 1.2 Esquema general de proceso de endulzamiento de gases con alcanosaminas.

El proceso general que comprende el endulzamiento de gas y líquidos amargos.

El gas amargo se alimenta al absorbedor para ponerse en contacto a contracorriente con una solución de DEA pobre (DEA regenerada) que se inyecta por la parte superior y por el domo del absorbedor se obtiene

gas dulce como producto y por el fondo una solución de DEA rica (DEA con gas ácido).

El líquido amargo se alimenta al contactor por la parte inferior y a contracorriente se pasa solución de DEA pobre. El líquido dulce obtenido en el domo se envía a un separador, donde por diferencia de densidades se separa la DEA que eventualmente pudiera haber sido arrastrada

La solución de DEA rica proveniente del absorbedor se une con la del contactor y se envía al acumulador de DEA rica, donde por reducción de la presión, se separan aquellos hidrocarburos que se habían solubilizado. La solución se filtra (filtro de cartuchos) para remover los sólidos producto de la erosión/corrosión y parte de los productos de degradación de la DEA para posteriormente alimentarse al regenerador previo calentamiento con solución de DEA pobre.

El gas ácido obtenido por el domo del regenerador se separa del agua mediante condensación de ésta y se envía a recuperación a una planta de Azufre

La solución de DEA regenerada después de intercambiar calor con la solución de DEA rica se enfría, se filtra (20% en volumen de la corriente) en un filtro de carbón activado para eliminar hidrocarburos condensados, partículas de sulfuro de hierro y de óxido de hierro, productos de degradación de la DEA y contaminantes que son causa de corrosión y formación de espuma, para luego alimentarse al absorbedor y al contactor, cerrándose de esta manera el ciclo.

El medio de calentamiento para proporcionar el calor necesario para la desorción de los gases ácidos puede ser vapor saturado de baja presión o aceite de calentamiento.

La preparación de la solución DEA a la concentración especificada, se hace en la fosa de DEA y de aquí se bombea para su almacenamiento a un tanque atmosférico. A este tanque se le inyecta una cantidad adecuada de querosina para evitar la oxidación de la solución de DEA.

Cuando en el sistema disminuye la concentración especificada para la solución, del tanque atmosférico se realiza una inyección de solución hasta restablecer la concentración en el sistema.

PROCESO DE ENDULZAMIENTO CON DEA (ESQUEMA DE PROCESO)

A continuación se muestra el diagrama de flujo de proceso que será utilizado para fines de diseño en los siguientes capítulos.

El siguiente diagrama corresponde a una planta endulzadora de gas amargo con la tecnología de Girbotol la cual tiene por principio la absorción química de MDEA

El objetivo de esta planta es eliminar el ácido sulfhídrico (H_2S) del gas amargo que proviene de las plantas de refinería, el tratamiento a utilizar es conocido con el nombre de Proceso Girbotol y consiste en el lavado a contracorriente el gas amargo con una solución acuosa y metildietanolamina (MDEA), esta corriente tendrá un 20% en peso de MDEA.

Las corrientes de gas dulce producido con un 4 a 5ppm % en peso se envía a la red de combustible de las refinerías

La corriente de amina rica en H_2S es enviada a un proceso de regeneración para obtener una corriente de MDEA pobre en H_2S que será recirculada al lavado.

La corriente de gas amargo se reciben en a 136 psia y de 110 a 112 °F son mezcladas en línea y la corriente resultante es enviada a un tambor de succión del gas amargo que opera a 112 psig y 110 °F.

La corriente de gas amargo efluente del separador FA-101 se alimenta al fondo del Absorbedor de gas ácido la corriente de gas amargo proveniente de V-401 a 353 psig y 85 °F es enviada a la torre empacada Glycol VE-500 con el fin de secar el gas dulce húmedo esta torre opera a una presión de 350 a 450 psig y a 85°F la corriente del

Capitulo 1.-Descripción del proceso de endulzamiento.

domo entra a un intercambiador gas/Glycol EX-502 y se recircula a la torre empacada Glycol VE-500 a 368.4 psig y 140°F los fondos del intercambiador EX-502 es el gas dulce que se transporta a la red de combustible de las refinerías.

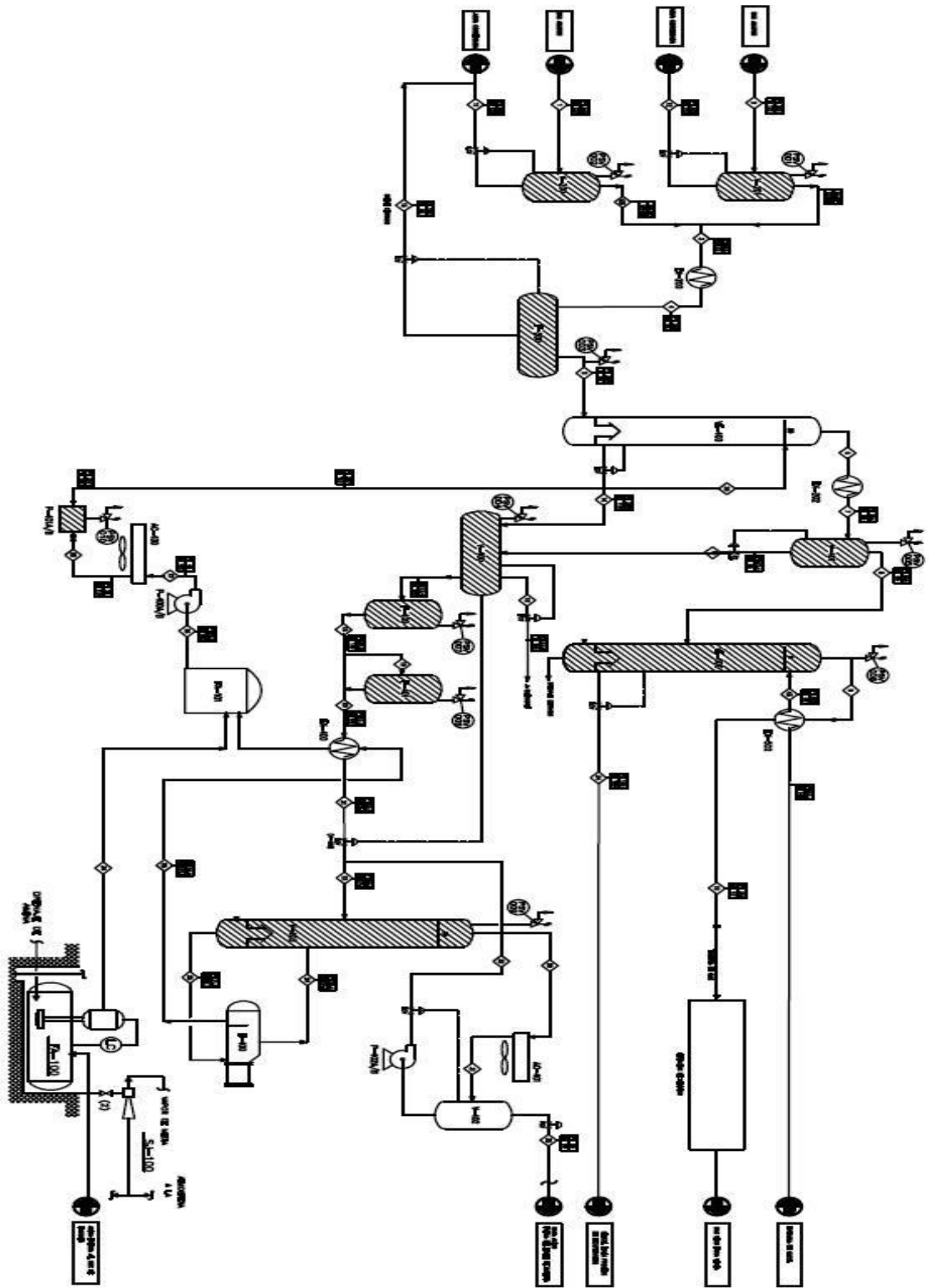


Tabla 1.1 Lista de Equipos de Proceso

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
VE-400	Torre Empacada amina/lavador	Pop.= 350 - 450 psig a 110°F
EX-202	Intecambiador Gas helado tratado	Pop. tubos= 350 - 450 psig a 122°F Pop. Coraza=15.3-35.3 psig 70°F
V-401	Lavador de gas tratado	Pop. tubos= 350 - 450 psig a 125°F
VE-500	Torre empacada Glycol	Pop.entrada gas.=350-450 psig a 90°F
EX - 502	Intercambiador Gas/Glycol	Pop.entrada gas.=350-450 psig a 90°F Pop.entrada glycol= 350-450 psig a 200°F
VE-501	Tanque Flash Glycol	Pop.entrada gas.=50 psig a 200°F
F-500	Lavador de gas aceite	Pop. 40-100 psig a 120°F
F-501	Filtro de partículas para amina rica	Pop.= 50 psig a 110°F
B-500	Rehervidor/surge	Pop.=0psig 400°F 750000 btu/hr
F-502	Filtro carbón de Glycol	Pop.=50 psig 200°F
EX – 500/501	Intercambiador Glycol/Glycol	Pop.Coraza atm. 400°F Pop.Tubos 350-450 psig 200°F
F-200	Filtro Separador	Pop.=350-450 a 95 °F
EX-200	Enfriador de gas de entreda	Pop. Tubos= 350-450 a 95 °F Pop. Coraza=350-450 a 95 °F
V-200	Separador de Prueba	Pop.= 350 - 450 psig a 122°F
V-201	Separador de Produccion	Pop.= 350 - 450 psig a 122°F
F- 400	Filtro amina	P op.=50psig 110°F 1 ½"
P-500A /B	Bombas glicol	P desc.=500 psig 200°F P succ. Atm 200°F Q= 7.5 GPM
P-401A /B	Bomba de circulación de amina	80Gpm a 500 psig ΔP=484.7 50 HP
F-401	Filtro de carbón para amina	Pop.=45.7psig a 110°F
AC-400	Enfriador de amina	Pop.=50 psig a 142 °F
EX -400	Intercambiador amina	190°F-210°F
V-403	Alambique de amina	Pop.=10 psig a 252°F
P-400 A/B	Bomba Booster p/ amina	80GPM ΔP=50psig 252°F 7.5HP
H-400	Rehervidor amina/API fuego	16.7 psig 252°F a 282°F

Capitulo 1.-Descripción del proceso de endulzamiento.

	directo	6.12 MMBTU/Hr
FA-100	Tanque de la Fosa de Amina	Nº de unidades: 1 D= 1,219 m L= 4,267 m Pdis= Por código Tdis= 105 ° C. Material : A.C. SA-285-C con 6.4 mm de espesor por corrosión
FE-100	Fosa de Amina	Definido en ingeniería de detalle.

Una vez que se ha definido el proceso y los equipos que intervienen en este se ha elaborado el balance de materia de las corrientes tal como se muestra a continuación

Tabla 1.1 Balance de Materia de Proceso.

Stream Number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Pressure psia	365,0	365,0	364,0	361,00	359,0	357,0	354,0	353	352	351	100	365
Pressure bara	25,2	25,2	25,1	24,9	24,7	24,6	24,4	24,3	24,3	24,2	6,9	25,2
Temperature F	122,0	122,0	122,0	95,0	95,0	109,5	85,0	85	89	97	122,0	122,0
Temperature C	50,0	50,0	50,0	35,0	35,0	43,1	29,4	29,4	31,7	36,1	50,0	50,0
Gas Flow (MMSCFD)	15,000	50,260	50,260	50,260	50,100	49,760	49,720	49,72	49,63	49,63	NA	NA
Liquid Flow (GPM)	4,4	17,6	NA	0,4	NA	NA	NA	NA	NA	NA	4,4	17,6
Mass Flow (Pounds/Hour)	28212	98470	89670	89670	89476	88366	88366	88174	88001	88001	2188	8800
Density (Pounds/FT3)	1,04	1,04	0,989	1,03	1,03	1,00	1,03	1,03	1,03	1,03	62,3	62,3
Viscosity, cP	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012	1,00	1,00
Composition (Mole%)												
Water (MW=18.016)	4,72	4,72	0,52	0,52	0,245	0,37	0,37	0,18	0,013	0,013	100,00	100,00
H2S (MW=34.08)	0,5700	0,5700	0,60	0,60	0,60	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002		
CO2 (MW=44.01)	0,11	0,11	0,12	0,12	0,12	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05		
Nitrogen (MW=28.013)	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08		
Oxygen (MW=32.0)	0,01	0,01	0,01									
Methane (MW=16.043)	94,33	94,33	98,48	98,48	98,75	99,29	99,29	99,49	99,66	99,66		
Ethane (MW=30.07)	0,19	0,19	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,2	0,2	0,2		
Propane (MW=44.097)												
EG (MW=62.1)												
TEG (MW=150.2)												
Amine (MW=119)												
Sulfur (MW=32)												
NaOH (MW=40.0)												
Nutrient												
Stream Number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Sum of mole %	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100	100	100	100,00	100,00

Tabla. 1.2 Balance de Materia de Proceso (continuación)

Capitulo 1.-Descripción del proceso de endulzamiento.

13	14	15	16	17	29	109	110	111	112	125
100,0	359,0	63,4	63,4	63,4	367,0	63,4	53,4	63,4	53,4	364,00
6,9	24,7	4,4	4,4	4,4	25,3	4,4	3,7	4,4	3,7	25,1
95,0	110,0	85,0	110,0	110,0	120,0	50,0	70,0	50,0	70,0	122,0
35,0	43,3	29,4	43,3	43,3	48,9	10,0	21,1	10,0	21,1	50,0
NA	NA	NA	0,005	NA	NA	NA	NA	NA	NA	15,000
0,4	80,0	0,4	NA	80,3	80,1	180,0	181,4	225,8	227,7	0,0
194	42579	192	9	42762	41469	94456	94456	118514	118514	26024
62,3	66,37	62,3	0,15	66,37	64,54	65,42	64,9	65,42	64,9	0,989
1,00	5,20	1,00	0,01	5,20	4,80	2,00	1,60	2,00	1,60	0,012
100,00	84,59	100,00	1,81	84,63	86,89	92,00	92,00	92,00	92,00	4,72
	2,40		0,03	2,40	0,002					0,5700
	0,28		0,001	0,28	0,007					0,11
										0,08
										0,01
	0,05		96,35	0,007						94,33
			1,81							0,19
						8,00	8,00	8,00	8,00	
	12,68			12,68	13,1					
13	14	15	16	17	29	109	110	111	112	125
100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Tabla. 1.3 Balance de Materia de Proceso (continuación)

Stream Number	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Pressure psia	60,4	60,4	60,4	55,4	23,7	31,4	28,4	28,5	23,5	40,0
Pressure bara	4,2	4,2	4,2	3,8	1,6	2,2	2	2	1,6	2,76
Temperature F	110	110	110	221,5	221,5	251,5	251,5	251,5	152	152
Temperature C	43,3	43,3	43,3	105,3	105,3	121,9	121,9	121,9	66,7	66,7
Gas Flow (MMSCFD)	NA	NA	NA	NA	NA	NA	3,09	NA	NA	NA
Liquid Flow (GPM)	80,3	8	80,3	80,3	85,3	98,4	NA	85,60	85,6	81,3
Mass Flow (Pounds/Hour)	42762	4276	42762	42762	45391	47645	6176	41469	41469	41469
Density (Pounds/FT3)	66,37	66,37	66,37	66,37	66,37	60,37	0,12	60,37	60,37	63,62
Viscosity, cP	5,20	5,20	5,20	5,20	5,20	0,80	0,02	0,80	0,80	2,80
Composition (Mole%)										
Water (MW=18.016)	84,63	84,63	84,63	84,63	84,63	87,89	86,89	86,89	86,89	86,89
H2S (MW=34.08)	2,4	2,4	2,4	2,4	2,40	0,00	0,002	0,002	0,002	0,002
CO2 (MW=44.01)	0,28	0,28	0,28	0,28	0,28	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007
Nitrogen (MW=28.013)										
Oxigen (MW=32.0)										
Methane (MW=16.043)	0,007	0,007	0,007	0,01	0,01					
Ethane (MW=30.07)										
Propane (MW=44.097)										
EG (MW=62.1)										
TEG (MW=150.2)										
Amine (MW=119)	12,68	12,68	12,68	12,68	12,68	12,1	13,1	13,1	13,1	13,1
Sulfur (MW=32)										
NaOH (MW=40.0)										
Nutrient										
Stream Number	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Sum of mole %	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

Tabla. 1.4 Balance de Materia de Proceso (continuación)

Capitulo 1.-Descripción del proceso de endulzamiento.

Stream Number	8	9	10	34	35	36	37	38	39	40
Pressure psia	353	352	351	100	100	98	93	55	43,4	40,4
Pressure bara	24,3	24,3	24,2	6,9	6,9	6,8	6,4	3,8	3	2,8
Temperature F	85	89	97	109	109	119	119	200	200	200
Temperature C	29,4	31,7	36,1	42,8	42,8	48,3	48,3	93,3	93,3	93,3
Gas Flow (MMSCFD)	49,72	49,63	49,63	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA
Liquid Flow (GPM)	NA	NA	NA	7,9	7,9	8	8	8,3	8,3	8,3
Mass Flow (Pounds/Hour)	88174	88001	88001	4399	4399	4399	4399	4399	4395	4395
Density (Pounds/FT3)	1,03	1,03	1,03	69	69	68,8	68,8	66	66	66
Viscosity, cP	0,012	0,012	0,012	15,00	15,00	14,50	14,50	3,80	3,80	3,80
Composition (Mole%)										
Water (MW=18.016)	0,18	0,013	0,013	29,5	29,5	29,5	29,5	29,5	29,00	29
H2S (MW=34.08)	0,0002	0,0002	0,0002							
CO2 (MW=44.01)	0,05	0,05	0,05							
Nitrogen (MW=28.013)	0,08	0,08	0,08							
Oxigen (MW=32.0)										
Methane (MW=16.043)	99,49	99,66	99,66	0,50	0,5	0,5	0,50	0,5	0,2	0,2
Ethane (MW=30.07)	0,2	0,2	0,2							
Propane (MW=44.097)										
EG (MW=62.1)										
TEG (MW=150.2)				70	70	70	70	70	70,8	70,8
Amine (MW=119)										
Sulfur (MW=32)										
NaOH (MW=40.0)										
Nutrient										
Stream Number	8	9	10	34	35	36	37	38	39	40
Sum of mole %	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

Tabla. 1.5 Balance de Materia de Proceso (continuación)

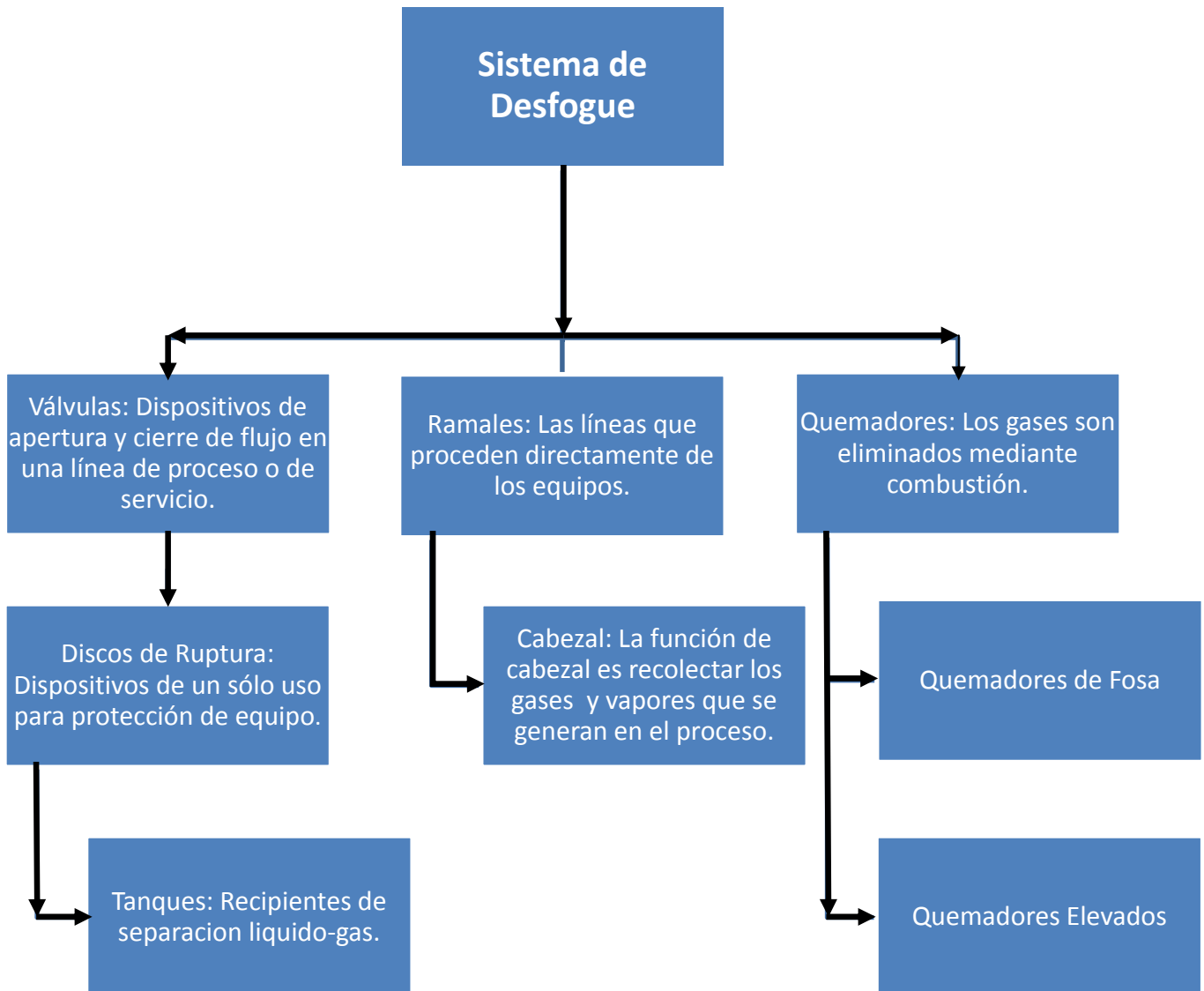
28	29	30	31	32	33	107	123	41	42	43	44	45	46	108	122
30,0	367	23,7	19,7	48,4	19,4	43,4	39,7	30,4	15,4	14,4	373,4	368,4	13,4	43,4	63,4
2,07	25,3	1,6	1,4	3,3	1,3	3	2,73	2,1	1,1	1	25,7	25,4	0,9	3	4,4
110	110	227,2	120	120	120	80	80	300	400	300	200	140	200	80	200
43,3	43,3	108,4	48,9	48,9	48,9	26,7	26,7	148,9	204,4	148,9	93,3	60	93,3	26,7	93,3
NA	NA	1,66	0,365	NA	0,365	0,225	NA	NA	NA	NA	NA	NA	0,093	0,017	0,002
80,1	80,10	NA	5,20	5,2	NA	NA	0	8,6	8,5	8,2	8	7,7	NA	NA	NA
41469	41469	3922	3922	2576	1346	395	0	4395	4226	4226	4226	4226	169	30	4
64,54	64,54	0,073	35,95	61,75	0,107	0,12	62,3	64	62	64	66	68	0,01	0,12	0,09
4,80	4,80	0,02	0,03	0,60	0,02	0,01	1,00	1,3	1,00	1,00	1,00	1,00	0,01	0,01	0,01
86,89	86,89	79,95	79,95	99,97	9,2	0,013	100	29	8,7	8,7	8,7	8,7	100	0,013	18
0,002	0,002	17,92	17,92	0,02	81,8	0,00								0,00	
0,007	0,007	2,06	2,06	0,01	8,76	0,05								0,05	
						0,08								0,08	
		0,07	0,07		0,24	99,66		0,2						99,66	82,00
						0,20								0,20	
								70,8	91,3	91,3	91,3	91,3			
13,1	13,1														
28	29	30	31	32	33	107	123	41	42	43	44	45	46	108	122
100	100	100	100	100	100	100	100	100,00	100	100	100	100	100	100	100

Capitulo 2

Estructura del Sistema de Desfogue.

En este capítulo se describen los componentes típicos necesarios para comprender la estructura que conforma el sistema de desfogue, las definiciones que durante el desarrollo del dimensionamiento de los equipos y dispositivos del mismo sean útiles, para que el Ingeniero que tenga a cargo el proyecto de diseñar el sistema de desfogue, cuente con la herramientas teóricas para comprender el funcionamiento y requerimientos del diseño mismo, ya sea por cuestiones de seguridad y de operación.

DIAGRAMA 2.1 ESTRUCTURA DEL SISTEMA DE DESFOGUE.



Por: Minero Hernández O. Pamela

Sistema de Desfogue.

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

- ✓ Conducir los relevos de gas y mezcla de hidrocarburos al quemador.
- ✓ Recircular los desfogues líquidos directamente al proceso, de no ser posible, enviarlos a tanques de almacenamiento para su posterior recuperación (sistema de recuperación).
- ✓ Únicamente descargar a la atmósfera los desfogues de agua, aire y gas inerte.
- ✓ El sistema de desfogue se constituye por todos aquellos elementos que tienen como finalidad recuperar aquellas corrientes provenientes del proceso principal dentro de una planta industrial con el fin de llevarlos a su eliminación segura o su recuperación.
- ✓ El concepto de sistema de alivio se refiere al conjunto de dispositivos que al trabajar juntos lograr minimizar o eliminar un aumento inesperado de las condiciones de presión y/o temperatura en una planta.
- ✓ No enviar al mismo cabezal compuestos que reaccionen químicamente entre sí, ni desfogar aire a los cabezales que manejen productos inflamables o que reaccionen con él.

Los componentes que integran el sistema de desfogues son: dispositivos de relevo de presión, tubería para ramales y cabezales, tanque (s) de desfogues, quemadores y equipo auxiliar.

El diseño requiere determinar:

- a) Causas de sobrepresión.
- b) Cargas de relevo.
- c) Tamaño de los dispositivos de relevo de presión.
- d) Diámetro de ramales y cabezales de desfogues.
- e) Dimensiones de los tanques de desfogues.
- f) Dimensiones de los quemadores y perfil de radiación.



Fotografía 2.1.- Sistema de Desfogue.

DEFINICIONES GENERALES.

Boquilla del quemador. Es el accesorio localizado en el extremo de la chimenea o tubería ascendente, donde el combustible y el aire se mezclan a velocidades, turbulencias y concentraciones requeridas para mantener un encendido y una combustión estable.

Cabezal de desfogue. Es la tubería principal a la que se conectan todos los ramales de tubería de gas relevado para su conducción hasta el quemador.

Castañeteo o traqueteo (chattering). Movimientos rápidos anormales (oscilantes) de las partes móviles de un dispositivo de relevo de presión durante los cuales el disco hace contacto con el asiento.

Combustión sin humo. La combustión cuya flama está 100 por ciento libre de humo, que corresponde al número cero (0) de la carta de Ringelmann.

Chimenea: Tubería vertical ascendente del quemador para descargar los fluidos relevados para su combustión.

Contrapresión. Es una presión continua en la descarga del dispositivo de seguridad, llamada superimpuesta, o una presión formada por la misma descarga del fluido relevado a la salida de dicho dispositivo. La contrapresión alta, además de reducir la capacidad de la válvula, y aumentar la presión de apertura inicial, también provoca una vibración (traqueteo) (chattering), que causa daño a la válvula.

Contrapresión generada. Es la presión en el cabezal de descarga de desfogues, que se genera como resultado del flujo después de que abre la válvula de relevo.

Contrapresión superimpuesta. Es la presión estática que existe a la descarga de la válvula antes de que ésta abra. Es resultado de la presión de otras fuentes en el sistema de desfogues.

Disco de ruptura. Un dispositivo de disco de ruptura actúa por la presión estática de entrada y está diseñado para funcionar por el rompimiento de un disco de retención de presión. Usualmente está ensamblado entre bridas, el disco se fabrica de metal, plástico u otros materiales. Está diseñado para resistir presiones arriba del nivel especificado, al cual falla y releva la presión del sistema que está protegiendo.

Dispositivos de relevo. Son accesorios diseñados para aliviar automáticamente la presión sobre los equipos y tuberías que protegen, cuando ésta llega a un límite predeterminado.

Flama. Reacción de combustión, que se propaga a través del espacio a velocidad inferior a la del sonido, acompañada normalmente de radiaciones visibles.

Flama estable. Permanencia de la flama en la punta del quemador.

Gas de purga. Gas (gas combustible o gas inerte) suministrado al sistema de desfogues para evitar la entrada de aire en el mismo.

Humo. Es el resultado de la emisión de partículas de carbón formadas como producto de una combustión incompleta.

Lazo de control. Combinación de dos o más instrumentos interconectados y arreglados para medir o controlar una variable de proceso.

Presión de ajuste (calibración). Es la presión de entrada a la cual se ajusta la válvula de relevo para que abra en condiciones de servicio.

Presión de diseño. Es la presión usada en el diseño de un recipiente para determinar el espesor mínimo permisible u otras características de las diferentes partes de un recipiente.

Presión de operación. Es la presión a la cual es normalmente sujeto el recipiente cuando está en servicio.

Presión de ruptura. Es la presión estática a la cual funciona un disco de ruptura.

Purga. Se define como la extracción de fluidos indeseables de un equipo, tubería o accesorio.

Quemador elevado. Es un sistema para disponer en forma segura gases o mezclas de hidrocarburos desfogados, por medio de combustión. Está integrado por la chimenea o tubería ascendente, sellos, boquilla, estructura soporte, principalmente.

Quemador de fosa. Es aquel sistema cuyas boquillas de quemado están situadas vertical u horizontalmente a nivel de piso y su función principal es quemar gases y líquidos, que normalmente requieren de área (excavada o talud) para contener materiales indeseables producidos por combustión incompleta, para casos de emergencia.

Radiación. Mecanismo de transferencia de calor, caracterizado por la transmisión de energía radiante desde una fuente de elevada de temperatura hacia un receptor de menor temperatura.

Recipientes de pared seca. Son aquellos cuya paredes internas están expuestas a gas, vapor o están aisladas internamente.

Recipientes de pared mojada. Son aquellos cuyo contenido incluye líquido y el área cubierta por el mismo se considera en el cálculo del vapor generado cuando se expone a fuego.

Retroceso de flama. Fenómeno producido cuando la presión de los gases de desecho es menor a la presión atmosférica, el aire se llega a difundir dentro de la boquilla, se forma una mezcla explosiva la cual al incendiarse la flama puede propagarse hacia el interior del sistema de desfogue.

Sistema cerrado. Consiste en un cabezal y ramales, los cuales recolectan el fluido relevado de los distintos dispositivos, y lo conducen hacia un punto en el cual se debe disponer en forma adecuada.

Sistema de recuperación. Es un sistema cerrado que tiene como finalidad recolectar el fluido relevado y proporcionar el tratamiento adecuado, para recuperar sustancias de alto valor económico, o para neutralizar y convertir en productos menos riesgosos.

Sobrepresión. Se define como el incremento de presión de ajuste del un dispositivo de relevo. La sobrepresión es llamada acumulación, cuando el dispositivo de relevo se ajusta a la presión máxima permisible de trabajo.

Tanque de desfogues. Recipiente que se instala en un sistema de desfogues con el fin de eliminar el líquido arrastrado por la corriente para evitar su presencia en los quemadores.

Tamaño de válvula de relevo. Designación con la cual se indica el diámetro nominal de entrada y salida de una válvula de relevo de presión.

Tanque de sello. Recipiente que contiene cierto nivel de agua para extinguir una flama que haya retrocedido desde la boquilla del quemador. El sello en el tanque está determinado por la presión de descarga en la boquilla del quemador.

Válvula de relevo. Es un dispositivo de alivio de presión activado por la presión estática corriente arriba de la válvula, que abre en proporción al incremento de presión sobre la presión de ajuste.

Válvula de desahogo de seguridad: Es automática y se puede utilizar como válvula de desahogo o de seguridad.

Válvula de desahogo (alivio) de presión: Un nombre genérico para válvulas de seguridad o de desahogo de presión.

Válvula de seguridad convencional: Una válvula de seguridad en que el bonete tiene descarga a la atmósfera o al lado de corriente abajo. La contrapresión influye en la presión de graduación, presión de cierre y capacidad de la válvula.

Purga: La diferencia entre la presión de graduación y la de cierre de una válvula de seguridad, expresada como porcentaje de la presión de graduación o en psi.

Adicionalmente considerar las características de cada instalación particular para determinar otras posibles causas de sobrepresión.

Se deben registrar todas las causas identificadas e incluirlas en la filosofía de diseño del sistema de desfogues, en la cual se indique el procedimiento de diseño y el criterio respecto a los códigos, normas aplicables y la experiencia en el diseño de estos sistemas.

METODOLOGÍA DE CÁLCULO DE FLUJO A RELEVAR.

Como referencia se toman las ecuaciones son del NRF-031-2007 Sistemas de desfogues y quemadores en instalaciones de Pemex Exploración y Producción.

DESCARGA BLOQUEADA.

Es igual a la cantidad de masa que está entrando al sistema bloqueado.

RUPTURA DE TUBOS.

Se requiere de una válvula de relevo cuando la máxima presión de operación de uno de los lados es mayor que la presión de diseño del otro lado, por lo menos 1,5 veces. El flujo a desfogar se debe calcular con las siguientes ecuaciones:

Para líquido.

$$Q = 34.8 d^2 \left(\frac{\Delta P}{S} \right)^{1/2} \quad \text{Ec. 2.1}$$

Para vapor.

$$W = 1580 d^2 (P \rho v)^{1/2} \quad \text{Ec. 2.2}$$

EXPANSION TERMICA DE LÍQUIDOS.

De acuerdo a párrafo 3.14.3 del API-521 o equivalente.

$$Q = \frac{\beta H}{500 S c_p} \quad \text{Ec.2.3}$$

Para valores de β ver la tabla 3 del API-521 o equivalente.

Para la aplicación de la ecuación anterior se deben seguir los criterios indicados de la sección 3.14 del API-521 o equivalente

FUEGO EXTERNO.

Cantidad de flujo a relevar.

$$W = \frac{q}{\lambda} \quad \text{Ec. 2.4}$$

$$q = 21000 F * a^{0.8} \quad \text{Ec. 2.5}$$

$$a = A_T F_{wp} \quad \text{Ec. 2.6}$$

Para recipientes de pared seca

$$W = 0.1406 \sqrt{MP_1} \left[\frac{A'(T_w - T_1)^{1.25}}{T_1^{1.1506}} \right] \quad \text{Ec. 2.7}$$

$$T_1 = \left[\frac{P_1}{P_n} \right] T_n \quad \text{Ec. 2.8}$$

T_n y T_w se deben usar en grados R. Para valores recomendados de T_w ver párrafo 3.15.2.1.1.2 del API-521, o equivalente

Obtener w en lb/hr.

Donde:

F = Factor de perímetro mojado

a = Área de recipiente

M Peso molecular del gas

P₁ Presión manométrica de relevo, kPa (lb/pulg²)

A´ Superficie del recipiente expuesta al fuego, m² (pies²)

T₁ Temperatura de relevo, K (°R)

T_n Temperatura de operación normal del gas, K ($^{\circ}$ R)

T_w Temperatura de pared del recipiente, $^{\circ}$ R

P_2 Contrapresión absoluta, kPa (lb/pulg²)

P_n Presión absoluta de operación normal del gas, kPa (lb/pulg²)

A_T = Área total del recipiente, m² (ft²)

F_{wp} = Factor de perímetro mojado

a = Superficie mojada expuesta a fuego, m² (pies²)

F = Factor de aislamiento térmico

S = Densidad relativa del líquido.

d = Diámetro interno del tubo, mm (pulg)

ΔP = Diferencia de presiones, lb/pulg² (máxima presión de operación del lado de alta presión menos presión de diseño del lado de baja presión).

P = Máxima presión manométrica de operación del lado de alta presión, lb/pulg².

ρ_v = Densidad del gas o vapor, kg/m³ (lb/pies³)

β = Coeficiente de expansión volumétrico, $^{\circ}$ F-1

H = Calor suministrado, J/ h (BTU/h)

C_p = Capacidad calorífica a presión constante, J/kg K (BTU/lb $^{\circ}$ F)

Q = Flujo (gpm)

W = Flujo de gases a relevar (lb/h)

λ = Calor latente de vaporización del gas a elevar (BTU / lb)

q = Calor absorbido (BTU /h)

DISPOSITIVOS DE ALIVIO.

Las plantas de proceso tienen mucho equipo que se puede dañar con los cambios bruscos en la presión. Por fortuna, en muchos códigos se han incluido los procedimientos para enfrentarse a los cambios bruscos en la presión, y estos códigos representan prácticas de ingeniería.

El del American Petroleum Institute API RP 520 Parte 1 "Práctica recomendada para el diseño e instalación de sistemas de alivio de presión en refinerías", es adecuado para determinar las cargas que se deben desahogar y aunque se aplica en particular a las refinerías de petróleo, también es pertinente para todos los tipos de plantas de proceso. En forma similar las cargas de desahogo en las calderas y supercalentadores, basadas en la combustión forzada máxima de un hogar se describen en el Apéndice A-12 y en la sección PG-67 del Código ASME, Sección 1. Calderas. Las conversiones de capacidad para estas cargas se pueden hacer de acuerdo con la parte UA-280, apéndice J, Sección VIII, Div. 1 del código ASME. El diseño general de los dispositivos de seguridad para todos los recipientes de presión se describe en las partes UG-125 a UG-134 de la Sección VIII, Div. 1.

Los dispositivos se dividen en dos grupos generales: 1) válvulas y 2) discos de ruptura. Las válvulas están bajo carga de resorte, salvo que operen con un piloto del tipo de falla sin peligro y si se utilizan para vapor o aire tienen una palanca para abrir la válvula si la presión del recipiente no es mayor del 75% la presión de desahogo.

VÁLVULAS DESAHOGO.

El término válvula de desahogo se aplica a cualquier tipo de dispositivo para este fin, excepto discos de ruptura. En términos estrictos, se debe aplicar a una válvula diseñada para servicio con líquidos; casi todas estas válvulas son pequeñas y son de tubo roscado en las conexiones. Se les llama de boquilla en la base y esto significa que la boquilla de entrada no es una pieza aparte sino sólo un agujero taladrado en la base del cuerpo. Todas estas válvulas tienen bonetes cerrados. Un tipo, que es una válvula combinada reguladora y desahogo de presión se utiliza en sistemas de aceite lubricante para bombas y compresores. Las válvulas pequeñas, hechas de bronce, algunas con asientos elásticos, se emplean para la dilatación térmica del agua de enfriamiento en los intercambiadores de calor de coraza y tubos. Las válvulas de desahogo se utilizan en la descarga de las bombas de desplazamiento positivo para la dilatación térmica del líquido en tuberías que se pueden obstruir o que están expuestas a la radiación solar u otras fuentes de calor. Estas válvulas no suelen ser adecuadas para servicio con polímeros porque éstos tienden a sedimentarse y a obstruir o pegar la válvula.



Imagen 2.2.- Válvula de alivio conexiones bridadas.

VÁLVULAS DE SEGURIDAD

Se requiere el desahogo o descarga de la presión siempre que la presión de diseño de un sistema excede la que puede controlar. La válvula de desahogo de presión, debido a su sencillez y funcionamiento automático, es quizá la más confiable para producir el cierre cuando ocurre una sobrepresión. La presión de diseño del sistema que se va a proteger con la válvula de desahogo determinará la presión de graduación de ésta.

La ASME (American Society of Mechanical Engineers) define las válvulas de desahogo de seguridad como: "Un dispositivo de desahogo automático, accionado por presión, adecuado para uso como válvula de seguridad o válvula de desahogo, según la aplicación." Por tanto, esta válvula puede tener todas las características de ambos tipos, excepto que siempre tiene bonete. Se puede utilizar en servicio para vapor o calderas, pero debe llevar el sello de certificación de ASME para las calderas. Estas válvulas son obligatorias en calderas de alta temperatura, pero no se pueden utilizar con supercalentador, para el cual se requiere válvula de seguridad.

La aplicación más grande de las válvulas de desahogo de seguridad es en los recipientes de presión sin fuego, según el Código ASME. También se utilizan en la descarga de bombas y compresores de desplazamiento positivo para la dilatación térmica de líquidos o gases y para servicio general con vapor o aire; en éste, es obligatoria la palanca de elevación.

Suelen tener las siguientes características: conexiones de entrada con brida o extremos soldados, boquilla completa o semiboquilla, resorte descubierto y palanca de elevación. Las válvulas de seguridad utilizadas para vapor supercalentado de más de 450°F deben tener cuerpos,

bonetes y husillos de acero al carbono o de mejor calidad y los resortes deben estar totalmente al descubierto.

Los asientos o los discos no se deben hacer con hierro fundido. Si el diseño permite que se acumule líquido en el lado de descarga del disco, la válvula debe tener un drenaje.

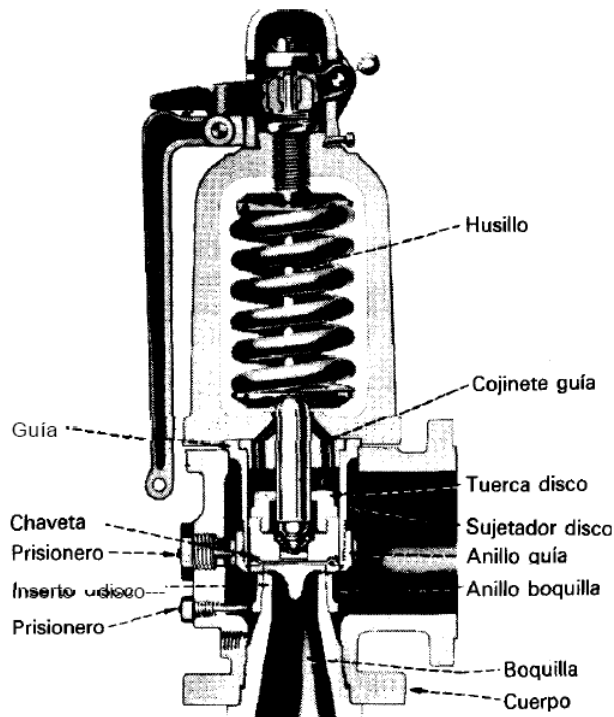


Figura 2.3.-Válvula de seguridad para calderas y vapor.

a) Válvula de seguridad–alivio convencional.

Una válvula de seguridad–alivio convencional tiene la cámara del resorte ventilada hacia la descarga (salida) de la válvula. Las características de operación (presión de apertura, presión de cierre y la capacidad de relevo) son directamente afectadas por los cambios de la contrapresión en la válvula.

b) Válvula de seguridad–alivio balanceada.

Una válvula de seguridad–alivio balanceada es aquella que incorpora los medios necesarios para minimizar los efectos de la contrapresión sobre las características de operación (presión de apertura, presión de cierre y la capacidad de relevo). Algunos de estos medios son: el fuelle, el pistón auxiliar de balanceo, restricción del levante o la combinación de éstos.

*La válvula de desahogo, igual que la de seguridad, no se debe emplear en servicio con polímeros salvo que la entrada esté aislada del líquido por un disco de ruptura.

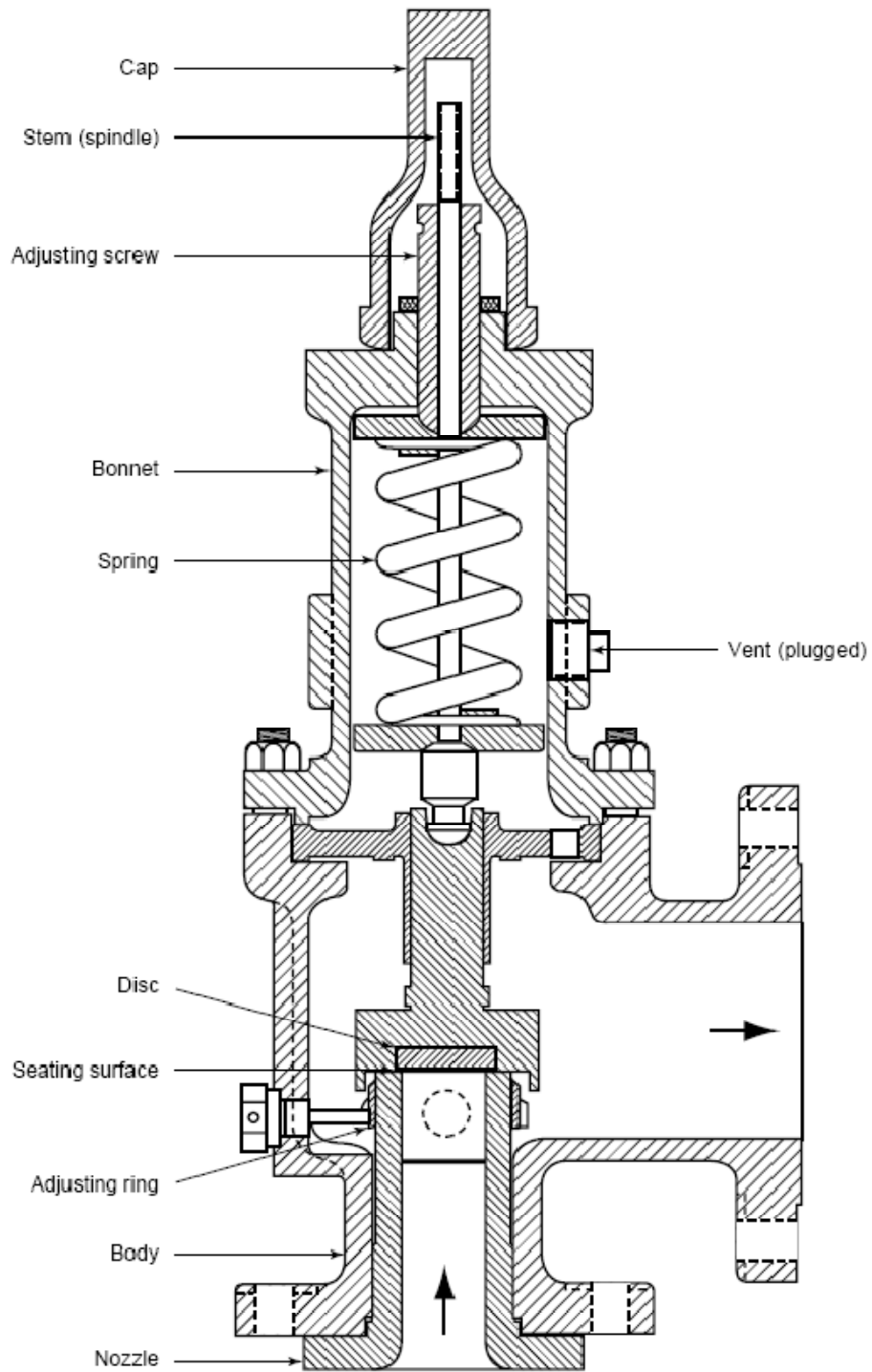


Figura 2.1—Válvula de Relevo Convencional.

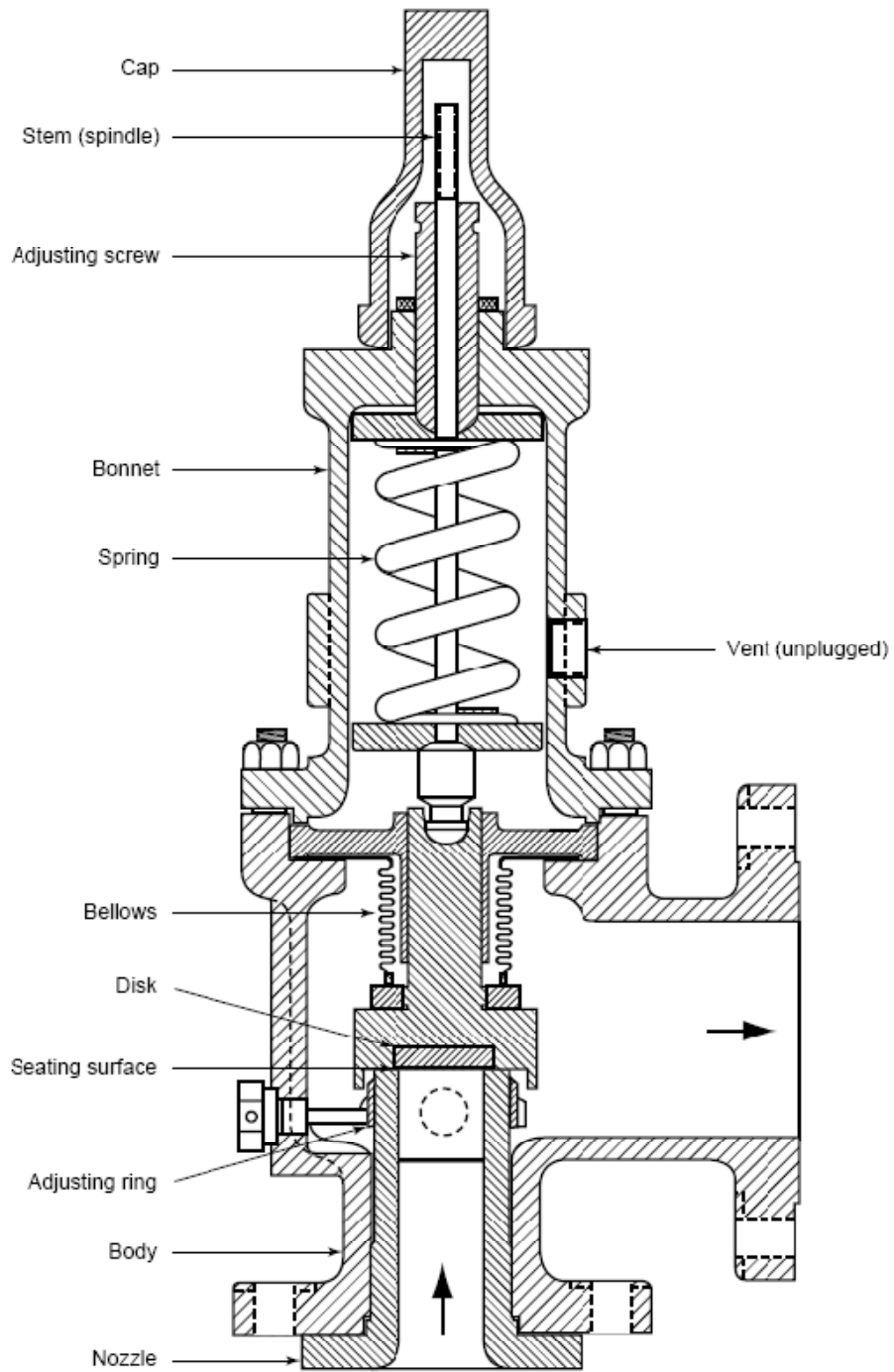


Fig. 2.2-Válvula de Relevo Balanceada.

La función de la válvula de seguridad es detectar un aumento de presión y proveer una trayectoria para la salida del material que hay en el sistema. El aumento en la presión se detecta con un sistema de equilibrio de fuerzas que consisten en que la presión del proceso actúa en una superficie determinada en contra de un resorte o un peso. Las válvulas de seguridad accionadas por pesos o contrapesos ya no se utilizan en las plantas de proceso, salvo cuando son para apertura a presiones muy bajas.

DIMENSIONAMIENTO DE VÁLVULAS DE SEGURIDAD PARA SERVICIO DE GASES Y VAPORES.

✓ CÁLCULO DEL ÁREA EFECTIVA DE LA VÁLVULA

$$A = \frac{W(T * Z)^{0.5}}{C * P_1 * K_d * K_b * M^{0.5}} \quad \text{Ec. 2.9}$$

✓ CÁLCULO DE PRESIÓN DE AJUSTE

$$P_1 = 0.1P_{ope} + 14.7 [=]psia \quad \text{Ec. 2.10}$$

✓ CÁLCULO DE PRESIÓN DE DESCARGA.

$$P_2 = 0.1P_1 [=]psia \quad \text{Ec. 2.11}$$

✓ CÁLCULO DE TEMPERATURA DE RELEVO.

$$T_r = \frac{P_1 * T_{op}}{P_{op}} \quad \text{Ec. 2.12}$$

✓ **CÁLCULO DE RELACIÓN CRÍTICA DE PRESIONES.**

$$r_c = \frac{P_{cf}}{P_1} = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$$

Ec. 2.13

Si $\left(\frac{P_2}{P_1} \right) < r_c \Rightarrow T_{2real} = T_1 (r_c)^{\frac{k}{k-1}}$

Ec. 2.14

Si $\left(\frac{P_2}{P_1} \right) > r_c \Rightarrow T_{2real} = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$

Ec.2.15

Se sustituyen el valor de la temperatura de relevo real y las demás condiciones, obteniéndose finalmente:

$$A = \frac{W(T_{2real} * Z)^{0.5}}{C * P_1 * K_d * K_b * M^{0.5}}$$

Ec.2.16

Una vez determinada el área efectiva de descarga para la válvula se selecciona el tipo.

Tabla 2.1 Área Efectiva de Orificio	
Designación	Área efectiva de orificio (in ²)
D	0.110
E	0.196
F	0.307
G	0.503

Gas	Molecular Weight	Specific Heat Ratio ($k = C_p/C_v$) at 60°F and One Atmosphere	Critical Flow Pressure Ratio at 60°F and One Atmosphere	Specific Gravity at 60°F and One Atmosphere	Critical Constants		Condensation Temperature One Atmosphere (°F)	Flammability Limits (volume percent in air mixture)	References
					Pressure (psia)	Temperature (°F)			
Methane	16.04	1.31	0.54	0.554	673	-116	-259	5.0-15.0	1
Ethane	30.07	1.19	0.57	1.058	718	90	-128	2.9-13.8	1
Ethylene	28.03	1.24	0.57 ^a	0.969	742	50	-155	2.7-34.8	1
Propane	44.09	1.13	0.58	1.522	617	206	-44	2.1-9.5	1
Propylene	47.08	1.15	0.58 ^a	1.453	667	197	-54	2.8-10.8	2, 3
Isobutane	58.12	1.18	0.59 ^a	2.007	529	273	11	1.8-8.4	1
n-Butane	58.12	1.19	0.59	2.007	551	304	31	1.9-8.4	1
1-Butene	56.10	1.11	0.59 ^a	1.937	543	276	21	1.4-9.3	2, 3
Isopentane	72.15	1.08	0.59 ^a	2.491	483	369	82	1.4-8.3	1
n-Pentane	72.15	1.08	0.59 ^a	2.491	490	386	97	1.4-7.8	1
1-Pentene	70.13	1.08	0.59 ^a	2.421	586	377	86	1.4-8.7	1
n-Hexane	86.18	1.06	0.59 ^a	2.973	437	454	156	1.2-7.7	1
Benzene	78.11	1.12	0.58	2.697	714	552	176	1.3-7.9	2, 3
n-Heptane	100.20	1.05	0.60 ^a	3.459	397	513	209	1.0-7.0	1
Toluene	92.13	1.09	0.59	3.181	590	604	231	1.2-7.1	2, 3
n-Octane	114.22	1.05	0.60 ^a	3.944	362	564	258	0.96-	1
n-Nonane	128.23	1.04	0.60 ^a	4.428	552	610	303	0.87-2.9	1
n-Decane	142.28	1.03	0.60 ^a	4.912	304	632	345	0.78-2.6	1
Air	29.96	1.40	0.53	1.000	547	-221	-313	—	2, 3
Ammonia	17.03	1.30	0.53	0.588	1636	270	-28	15.5-27.0	2, 3
Carbon Dioxide	44.01	1.29	0.55	1.519	1071	88	-109	—	2, 3
Hydrogen	2.02	1.41	0.52	0.0696	188	-400	-423	4.0-74.2	2, 3
Hydrogen sulfide	34.08	1.32	0.53	1.176	1306	213	-77	4.3-45.5	2, 3
Sulfur dioxide	64.04	1.27	0.55	2.212	1143	316	14	—	2, 3
Steam	18.01	1.33	0.54	0.622	3206	706	212	—	2, 3

^aEstimated.

References:
 1. *Physical Constants of Hydrocarbons C₁ to C₁₀*, ASTM Special Technical Publication No. 109A, Philadelphia, Pennsylvania, 1963.
 2. *International-Critical Tables*, McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, New York.
 3. *Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 1977.

Tabla 2.4-Valores de K para diversos compuestos.

DISCOS DE RUPTURA.

Los discos de ruptura se pueden utilizar en lugar de las válvulas de seguridad como protección contra la corrosión y para evitar fugas. Por tanto, el disco de ruptura se puede instalar entre un recipiente y una válvula bajo carga de resorte, siempre y cuando se tenga un manómetro, libre respiración o un indicador de ruptura o fugas. Cuando se utilizan estos discos, deben tener una conexión al menos tan grande como la zona de desahogo del disco de la válvula; deben tener una presión real de reventamiento garantizada con una aproximación de 5 % a la presión de desahogo y la abertura en el disco; después de la ruptura, deben ser suficientes para manejar la capacidad de la válvula, sin interferencia.





Fotografía 2.4-Discos de ruptura.

DIMENSIONAMIENTO DE DISCOS DE RUPTURA.

✓ CALCULO DE LA SECCIÓN DE DISCO.

Según la norma ISO 6718: 1991 él area de la sección del disco de ruptura para servicio de gases y vapores es:

$$A_o = 3,469 \left[\left[\frac{q_m}{C * Kb * a} \right] \left[\frac{v}{p} \right]^{1/2} \right] \quad \text{Ec. 2.17}$$

DONDE:

A_o = Área de disco de ruptura (mm²).

$$C = 3,948 [k [2 / (k + 1)(k+1) / (k-1)]^{1/2}$$

$$k_b = [2k/(k-1) [(pb/ p)^2/k-(pb/p)(k+1)/k]/[k[2/(k+1)](k+1)/(k-1)]]^{1/2}$$

es un factor de corrección que reduce la capacidad de descarga debido a incrementos de la contra presión. Para flujo crítico $k_b = 1$.

Tabla 2.2- Factor de corrección k_b de la capacidad de descarga según la contrapresión.

P_b/P	Exponente isoentrópico k																			
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,001	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,7	1,8	1,9	2,0	2,1	2,2	
Factor de corrección de la capacidad por contrapresión, K_b																				
0,45																	1,000	0,999	0,999	
0,50																	1,000	1,000	0,999	0,999
0,55										0,999	1,000	0,999	0,997	0,994	0,991	0,987	0,983	0,979	0,975	0,971
0,60							1,000	0,999	0,997	0,993	0,989	0,983	0,978	0,972	0,967	0,961	0,955	0,950	0,945	
0,65						0,999	0,995	0,989	0,982	0,974	0,967	0,959	0,951	0,944	0,936	0,929	0,922	0,915	0,909	
0,70			0,999	0,999	0,993	0,985	0,975	0,964	0,953	0,943	0,932	0,922	0,913	0,903	0,895	0,886	0,879	0,871	0,854	
0,75		1,000	0,995	0,983	0,968	0,953	0,938	0,923	0,909	0,896	0,884	0,872	0,861	0,851	0,841	0,832	0,824	0,815	0,808	
0,80	0,999	0,985	0,965	0,942	0,921	0,900	0,881	0,864	0,847	0,833	0,819	0,806	0,794	0,783	0,773	0,764	0,755	0,747	0,739	
0,82	0,992	0,970	0,944	0,918	0,894	0,872	0,852	0,833	0,817	0,801	0,787	0,774	0,753	0,752	0,741	0,732	0,723	0,715	0,707	
0,84	0,979	0,948	0,917	0,888	0,862	0,839	0,818	0,799	0,782	0,766	0,752	0,739	0,727	0,716	0,706	0,697	0,688	0,680	0,672	
0,86	0,957	0,919	0,884	0,852	0,800	0,779	0,759	0,742	0,727	0,712	0,700	0,688	0,677	0,667	0,667	0,658	0,649	0,641	0,634	
0,88	0,924	0,881	0,842	0,809	0,780	0,755	0,733	0,714	0,697	0,682	0,668	0,655	0,644	0,633	0,624	0,615	0,606	0,599	0,592	
0,90	0,880	0,831	0,791	0,757	0,728	0,703	0,681	0,662	0,645	0,631	0,617	0,605	0,594	0,584	0,575	0,566	0,558	0,551	0,544	
0,92	0,820	0,769	0,727	0,693	0,664	0,640	0,619	0,601	0,585	0,571	0,559	0,547	0,537	0,527	0,519	0,511	0,504	0,497	0,490	
0,94	0,739	0,687	0,647	0,614	0,587	0,565	0,545	0,528	0,514	0,501	0,489	0,479	0,470	0,461	0,453	0,446	0,440	0,434	0,428	
0,96	0,628	0,579	0,542	0,513	0,489	0,469	0,452	0,438	0,425	0,414	0,404	0,395	0,387	0,380	0,373	0,367	0,362	0,357	0,352	
0,98	0,426	0,422	0,393	0,371	0,353	0,337	0,325	0,314	0,305	0,296	0,289	0,282	0,277	0,271	0,266	0,262	0,258	0,254	0,251	
1,00	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

k = Exponente isoentrópico = C_p/C_v

M = Masa molecular en kg/kmol

p = Presión de alivio en bar absolutos

p_b = Contrapresión inmediatamente aguas abajo del área de la sección transversal mínima en bar absolutos

q_m = flujo máximo a descargar o la capacidad requerida de descarga del disco de ruptura en kg/h




T = temperatura absoluta de alivio en °K

v = volumen específico a la presión y temperatura de alivio en m^3/kg

Z = factor de compresibilidad.

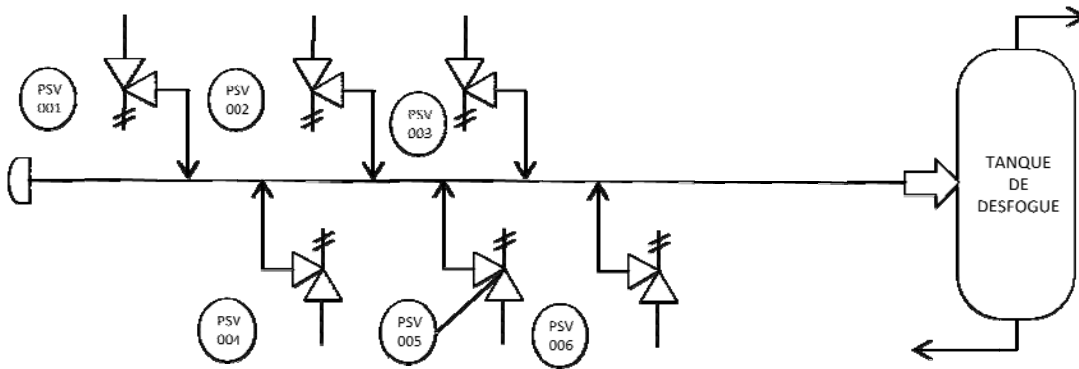
a = coeficiente de descarga.

Tabla 2.3 Coeficientes de descarga a

Nº	Tipo de boquilla		Coeficiente de descarga a (fluidos compresibles)
1		Boquilla saliente	0,68
2		Boquilla encastrada o rebajada y también una brida maciza (formando bloque) con diseño de configuración no hidrodinámica	0,73
3		Brida maciza (formando bloque) de configuración hidrodinámica, p.e. con bordes de entrada redondeados o achaflanados y también con orificio rebordeado hacia fuera.	0,80

DIMENSIONAMIENTO DE CABEZAL DE DESFOGUE.

Diagrama 2.2- Cabezal de desfogue.



Se utilizará la metodología de referencia de la norma internacional API/RP-521 Quinta Edición 2007 presentada en el punto 7.3.1.3.3 “Diseño del cabezal de desfogue del sistema de relevo”.

El criterio primordial para el correcto dimensionamiento del cabezal de desfogue es el valor del número de Mach en la tubería, este no debe superar un valor de 0.5.

$$\frac{f * l}{d} = \frac{1}{Ma_2^2} \left[\left(\frac{p_1}{p_2} \right)^2 \right] \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^2$$

Ec. 2.18

DONDE:

- f = FACTOR DE FRICCIÓN DE DARCY
- L = LONGITUD EQUIVALENTE DE LA TUBERÍA (ft)
- D = DIÁMETRO INTERNO DE LA TUBERÍA (ft)
- M₂ = NÚMERO DE MACH AL FINAL DEL CABEZAL

P_1 = PRESIÓN A LA ENTRADA DEL CABEZAL (lb/in²)

P_2 = PRESIÓN AL FINAL DE CABEZAL (lb/in²)

En unidades de SI:

$$Ma_2 = 3.23 \times 10^{-5} \left[\left(\frac{q_m}{p_2 * d^2} \right) \right] \left[\left(\frac{z * T}{M} \right)^{0.5} \right] \quad \text{Ec. 2.19}$$

En unidades inglesas.

$$Ma_2 = 1.702 \times 10^{-5} \left[\left(\frac{q_m}{p_2 * d^2} \right) \right] \left[\left(\frac{z * T}{M} \right)^{0.5} \right] \quad \text{Ec. 2.20}$$

DONDE:

M_2 = NÚMERO DE MACH AL FINAL DEL CABEZAL

W = FLUJO DE VAPOR (lb/h)

Z = FACTOR DE COMPRESIBILIDAD

T = TEMPERATURA ABSOLUTA (°F)

M = PESO MOLECULAR (lb/lbmol)

K = RELACIÓN DE CALORES ESPECÍFICOS

D^2 = CUADRADO DEL DIÁMETRO INTERNO (ft²)

P_2 = PRESIÓN AL FINAL DEL CABEZAL DE DESFOGUE (lb/ft²)

Se calcula el valor del número de Mach para diferentes diámetros de tubería, y se selecciona aquel que cumpla con un rango de caída de presión y número de Mach aceptable.



Fotografía 2.5-Cabezal de Desfogue.

TANQUES DE DESFOGUE.

Requisitos de diseño para tanques de desfogue.

El método de cálculo para el diseño de separadores de desfogue se basa en el API RP-521 o equivalente.

Las reglas de los incisos siguientes se aplican a tanques de desfogue horizontal y vertical.

- ✓ Se consideran partículas líquidas entre 300 y 600 micrones de diámetro.
- ✓ Los tanques de retención de líquidos que se conecten en serie con un tanque de desfogue cercano al quemador, no requieren una separación fina de partículas, por lo que se dimensionan para un tamaño de partículas hasta 600 micrones.
- ✓ El tanque de desfogue cerca del quemador debe diseñarse para un tamaño máximo de 400 micrones y mínimo de 150 micrones, dependiendo del criterio a seguir y el espacio disponible.

Para evaluar la densidad del líquido y el vapor, es necesario conocer la temperatura y presión en el tanque de desfogue durante la falla, para las cuales se va a dimensionar. La temperatura debe ser obtenida de acuerdo al perfil de temperatura del sistema.

El diseño de un tanque de desfogue, de acuerdo al API-RP-521 ó equivalente, es por un procedimiento de prueba y error. El primer paso consiste en determinar el diámetro del tanque que permita la separación gas-líquido.

Las partículas de líquido se separan cuando el tiempo de permanencia del vapor o gas sea igual a o mayor, que la velocidad de caída de las partículas en su viaje a través en el tanque, además de que la velocidad del gas sea lo suficientemente baja para permitir que descendan esas partículas.

La velocidad vertical aceptable en el tanque se basa en este requisito, para separar las gotas de 300 a 600 micrones a través diámetro del tanque.

El segundo paso en el dimensionamiento de un tanque de desfogue es considerar el efecto del líquido almacenado. El tiempo de residencia en el tanque está determinado por las necesidades de operación de la planta y la composición de vapor. El tiempo de residencia debe considerar un lapso de 20 a 30 minutos.

Cuando se desean grandes cantidades de almacenamiento y el flujo de vapor es alto, un tanque horizontal es a menudo más económico. Los tanques de desfogues horizontales y verticales están disponibles en diferentes diseños; las diferencias son principalmente en la trayectoria que sigue el vapor.

DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE DESFOGUE

Procedimiento de cálculo de acuerdo a párrafo 5.4.2.1 del API RP 521, o equivalente:

✓ **CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE.**

$$C(Re^2) = \frac{0.98 \times 10^8 (\rho_L)(D_p)^3 (\rho_L - \rho_v)}{(\mu v)^2} \quad \text{Ec. 2.21}$$

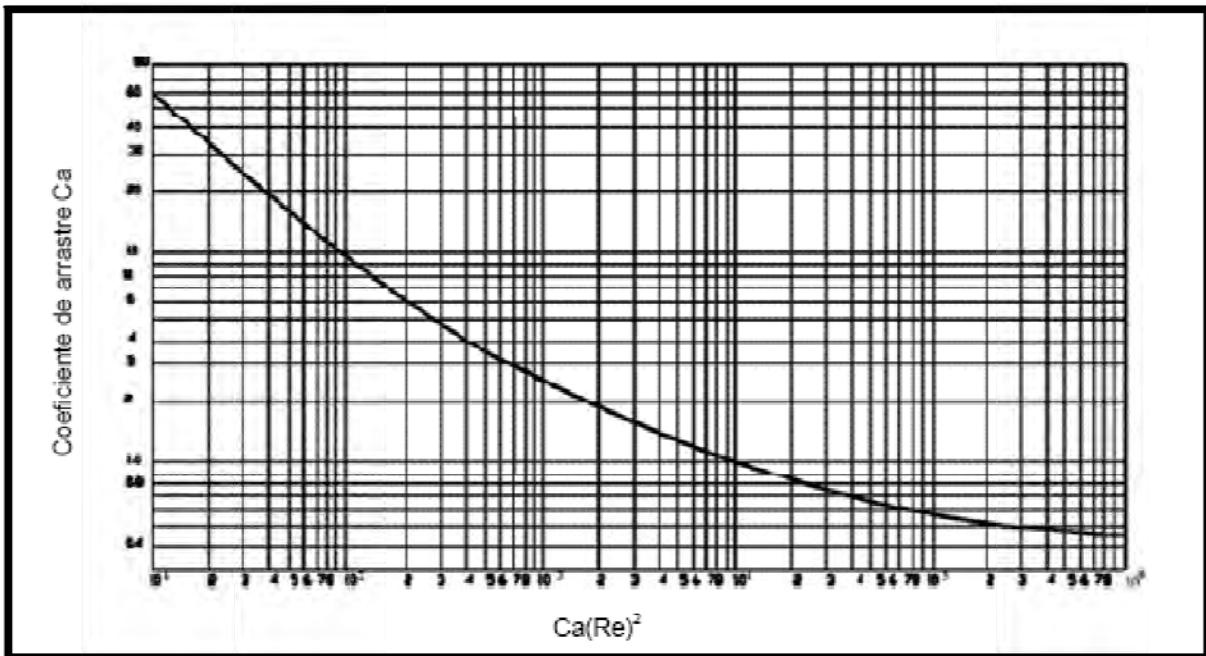


Figura 2.3.- Coeficiente de arrastre Ca.

✓ **CÁLCULO DE VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO DE LA PARTÍCULA.**

$$U_d = 1.15 \left[\frac{(32.2)(D_p)(\rho_L - \rho_v)}{(\rho_v)(C)} \right]^{-0.5} \left[= \right] \frac{ft}{s} \quad \text{Ec.2.22}$$

✓ **CÁLCULO DE SECCIÓN TRANSVERSAL PARA RECIPIENTES HORIZONTALES.**

$$At = \frac{\pi}{4}(Di)^2$$

Ec. 2.23

Calcular el área transversal para el líquido (A_l), para lo que se requiere determinar el tiempo de residencia del líquido (t_r) en el tanque en función de las necesidades de operación y el flujo de los líquidos recibidos en el tanque (Q_l).

Se selecciona tiempo de desalojo para el líquido.

$$A_l = \frac{Q_l t_r}{L}$$

Ec. 2.24

El líquido acumulado para un relevo de 30 minutos de una contingencia simple, en adición al volumen del líquido mínimo y el volumen en las cabezas es despreciado para simplificar el cálculo.

✓ **CÁLCULO DEL ÁREA TRANSVERSAL PARA EL VAPOR (A_v):**

$$A_v = A_t - A_l$$

Ec.2.25

✓ **CÁLCULO DE LA ALTURA DISPONIBLE PARA EL VAPOR (HV):**

$$\frac{A_l}{A_t} = \frac{h_l}{D_i}$$

Ec.2.26

$$h_v = D_i - h_l$$

Ec. 2.27

✓ **CÁLCULO DEL TIEMPO DE CAÍDA DE LA GOTA (θ):**

$$\theta = \frac{h_v}{U_d} \quad \text{Ec. 2.28}$$

✓ **CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DEL VAPOR:**

$$U_v = \frac{Q_v}{A_v} \quad \text{Ec. 2.29}$$

✓ **DETERMINAR LA LONGITUD REQUERIDA MÍNIMA:**

$$L_{\min} = U_v \theta \quad \text{Ec.2.30}$$

Verificar:

$$L_{\min} \leq L_{\text{supuesta}} \quad \text{Ec. 2.31}$$

Si no se cumple esta relación repetir desde el paso 3 de este procedimiento, suponiendo una longitud L mayor. Si se cumple, seleccionar Di y L finales de las dimensiones comerciales.

✓ **EL ÁREA DE SECCIÓN TRANSVERSAL REQUERIDA ES:**

$$A_t = \frac{Q_v}{U_d} \quad \text{Ec. 2.32}$$

✓ **EL DIÁMETRO REQUERIDO ES:**

$$Di = \sqrt{\frac{4A_t}{\pi}} \quad \text{Ec. 2.33}$$

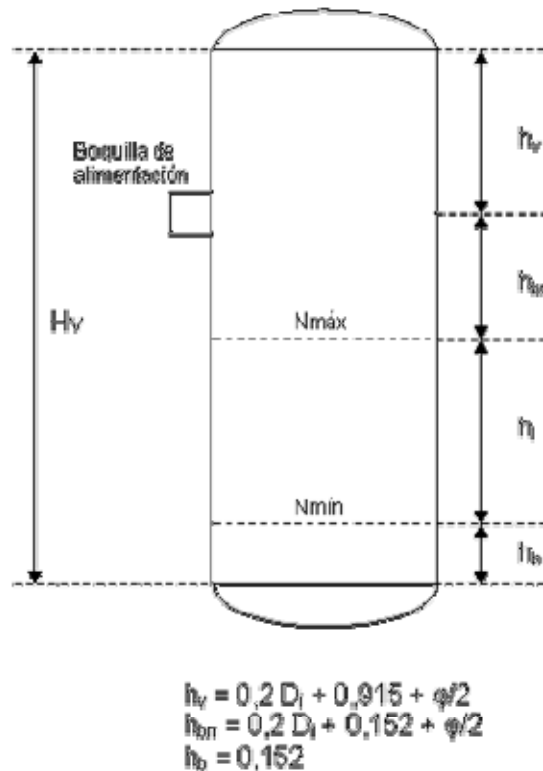
✓ CÁLCULO DE LA ALTURA DEL LÍQUIDO.

$$h_l = \frac{Q_l t_r}{A_t}$$

Ec.2.34

Determinar la altura del líquido (h_l), para lo cual se requiere el tiempo de residencia del líquido (t_r) en el tanque en función de las necesidades de operación y el flujo de los líquidos recibidos en el tanque (Q_l). En un recipiente vertical la velocidad de asentamiento (U_d) es igual a la velocidad del vapor (U_v).

Para determinar la altura total del recipiente (H_v) verla siguiente figura.



D_t y ϕ se deben utilizar en metros

Fig. 2.6- Altura total del recipiente.



Fotografía 2.7-Tanque de Desfogue Vertical



Fotografía 2.8 Tanque de Desfogue Horizontal.

QUEMADORES.

Los quemadores son los equipos donde se realiza la combustión, por tanto deben contener los tres vértices del triángulo de combustión, es decir que deben lograr la mezcla íntima del combustible con el aire y además proporcionar la energía de activación.

Distintas ramas de la industria hacen uso de quemadores elevados para quemar gases que no se pueden recuperar, provenientes de la evaporación de combustibles en tanques de almacenamiento, o que son gases residuales provenientes de procesos petroquímicos o químicos.

Por razones de seguridad, estos gases son descargados a la atmósfera para evitar su acumulación, que eventualmente puede ser tóxica o explosiva. Sin embargo, el riesgo para el entorno puede ser igualmente grande. Por estas razones, los gases deben ser quemados antes de ser descargados al medio ambiente. Este proceso se cumple con el uso de los ya mencionados quemadores industriales.

Uno de los principales requerimientos en el diseño de un sistema de quemadores es la combustión 100% sin humo para sistemas de desfogues que son frecuentes y vayan a ser localizados en zonas pobladas. La operación sin humo debe ser en todo el rango de flujo de desfogue del quemador.

QUEMADORES ELEVADOS.

Las características y/o condiciones que deben tomarse en cuenta para decidir la construcción del quemador elevado en un sistema de desfogues son:

- a) Cuando el fluido manejado esté en estado gaseoso, sea tóxico y/o corrosivo e inflamable.
- b) Dispersión con mayor efectividad de los productos de la combustión.
- c) Reduce la radiación de calor al nivel de piso, debido a que la boquilla en donde se lleva a cabo la combustión se monta en el extremo superior de la chimenea.
- d) Es apropiado para quemar grandes cantidades de gas.

FACTORES DE DISEÑO.

REQUISITOS PARA DETERMINAR EL DIÁMETRO.

El diámetro del quemador se debe seleccionar con base en la velocidad de salida de los gases y la caída de presión a través de la boquilla.

Se debe estimar una velocidad adecuada de salida de los gases a quemar para mantener una flama estable.

El quemador debe diseñarse para la condición de flujo máximo.

Las cargas de relevo afectan grandemente el tamaño requerido de los cabezales del quemador y la línea ascendente. La carga total de relevo al quemador, se obtiene por adición de las cargas de relevo que ocurran simultáneamente.

La velocidad de salida de los gases a quemar *no debe ser mayor de 0.5* Mach para los máximos flujos, manteniendo una velocidad de 0.2 Mach para las condiciones de operación normal para sistemas de desfogue de baja presión.

La caída de presión a través de la boquilla, debe tener un valor aproximado de 13.79 KPa (2 psig).

No todo el calor generado por la reacción de combustión es transmitido por radiación, por lo que debe determinarse la fracción de calor radiado. Los valores de la fracción de calor radiado (F_r), según Oenbring y Sifferman, dependen del peso molecular del gas:

$$M \text{ de } 16.8, F_r = 0.25$$

$$M \text{ de } 40 \text{ sin inyección de vapor, } F_r = 0.5$$

$$M \text{ de } 40 \text{ con inyección de vapor, } F_r = 0.4$$

El efecto del viento se debe considerar para determinar el centro de flama y calcular la distancia a la cual se debe instalar el quemador.



Fotografía 2.9-Quemador de desfogues a fuego alto y bajo.

La altura del quemador es importante para la seguridad de los alrededores y de personal, y el diámetro es importante para proporcionar la velocidad de flujo suficiente para permitir que el vapor y/o gases para dejar la parte superior de la flama a velocidades suficientes para proporcionar una buena mezcla de encendido y tras la dilución en el boquilla de la antorcha por las llamas piloto. Los cálculos de dispersión atmosférica son importantes para la seguridad de la planta. Los modelos de computadora se pueden utilizar para evaluar la posición de pluma cuando la llamarada sale de la flama bajo diferentes condiciones de viento atmosférico.

Esto debería ser examinado con arreglo a las posibilidades alternativas del verano a través de las condiciones ambientales.



Fotografía 2.10-Quemador de elevado.

Las velocidades de la descarga de los dispositivos de a través de una flama suele superar los 500ft/s. Porque este flujo de salidas en forma de chorro en el aire, es suficiente para causar una mezcla turbulenta (por un brote de flama para que funcione correctamente y manipular la capacidad que se requiera), en virtud de los flujos de emergencia condiciones de cada una de las fuentes potenciales deben ser evaluadas cuidadosamente. La eliminación de humo en los quemadores, se consigue por medio de las siguientes técnicas:

- ✓ Para gases de desfogue de alta presión, 1.05 kg/cm^2 (15 psig), se debe contar en la boquilla del quemador con un poder calorífico mínimo 1779.66 Kcal/m^3 (200 BTU/ft³).
- ✓ Para fluidos con baja presión en la boquilla del quemador [0.35 kg/cm^2 (5 psig)] y un poder calorífico mínimo de 2669.49 Kcal/m^3 (300 BTU/ft³) debe disponerse de servicios auxiliares (agua, aire o vapor).
- ✓ Los fluidos con poder calorífico bajo, requieren inyección de gas combustible.

Los procedimientos para la eliminación de humo se describen a continuación:

Inyección de vapor. El procedimiento más común es la inyección de vapor de agua para reducir la producción de humo y hollín a consecuencia de un aumento de la velocidad de quemado y turbulencia. La cantidad necesaria de vapor de agua para reducir la formación de humo se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$W_{st} = W \left(1 - \frac{10.8}{M} \right) \quad \text{Ec. 2.35}$$

De la ecuación anterior se deduce que por cada 0.454 kg (1 lb) de hidrocarburo quemado sin humo, se requiere 0.1362 kg (0.3 lb) de vapor de agua para un hidrocarburo con peso molecular de 28.

-El vapor de agua que se suministra para la eliminación de humo debe ser sobrecalentado de 689.5 a 1034.2 kPa (99.97 a 150.02 lb/pulg²).

-El diámetro de línea de suministro de vapor de agua a la boquilla del quemador se calcula de la siguiente manera:

$$dst = \frac{d'}{6} \quad \text{Ec. 2.36}$$

Inyección de aire a baja presión. La primera alternativa a considerar para eliminar el humo en un quemado, si no se cuenta con suficientes servicios auxiliares en el sitio, es utilizar aire impulsado por un soplador o un ventilador. El flujo de aire se determina mediante la ecuación siguiente:

$$Wa = 3.1 W 1 \quad \text{Ec. 2.37}$$

La presión del soplador debe estar en un rango de 6.89 a 34.45 kPa (1.00 a 5.00 lb/pulg²) manométricas.

Inyección de aire a alta presión. Esta aplicación es menos común debido a que el aire comprimido es normalmente más caro que el vapor. Sin embargo se aplica en instalaciones localizadas en donde haya escasez de agua para producir vapor o donde la corriente de gas relevado reaccione con el agua. El aire normalmente se suministra a 689.5 KPa (100 lb/pulg²) y la masa requerida es aproximadamente 20% mayor que la requerida para el vapor, ya que el aire comprimido no produce la reacción de arrastre agua-gas que ocurre con el vapor.

El ducto de entrada al ventilador debe contar con filtro y silenciador.

Atomizado de agua. Si se requiere quemado sin humo, se usa también chorro atomizado de agua, este procedimiento es poco común y se utiliza especialmente en quemadores horizontales cuando se requiere eliminar grandes cantidades de agua de deshecho o salmuera. La cantidad de agua requerida para la eliminación de humo se determina por la siguiente ecuación:

$$Q' = r \left(\frac{W1}{500} \right) \quad \text{Ec.2.38}$$

Donde:

r = Peso de agua requerida para la eliminación de humo por unidad en peso del hidrocarburo quemado.

DIMENSIONAMIENTO DE QUEMADOR DE GASES DE DESFOGUE.

CÁLCULO DE DIAMETRO

Dimensionamiento basado la velocidad de la chimenea resolver la ecuación para "d."

$$Mach = (1.702) \left(10^{-5} \right) \left(\frac{W}{P_t d^2} \right) \sqrt{\frac{T}{kM}} \quad \text{Ec. 2.40}$$

Donde:

Mach = 0,5 para el máximo flujo en un corto plazo, y 0,2 para condiciones de flujo normal y frecuente.

W = Flujo de alivio de vapor a la chimenea, libras / hr

Pt = Presión del vapor justo dentro de la antorcha (arriba), psia
(Para la distribución atmosférica, P=14,7 psia)

d = Diámetro de la punta del quemador, ft (final o menor diámetro)

T = Temperatura de los vapores justo dentro de boquilla de la antorcha, °R

k = Relación de los calores específicos, Cp/Cv para el vapor aliviado

M = peso molecular del vapor lb/lbmol

CALCULO DE DIAMETRO EN LA PUNTA DE QUEMADOR.

$$d_t^2 = \left(\frac{W}{1370} \right) \sqrt{\frac{T}{M}} \quad \text{Ec. 2.41}$$

Donde:

dt = Diametro de la chimenea.

W = Flujo de vapor en la línea de suministro.

T = Temperatura de vapor.

M = Masa molecular de los gases a quemar.

Basado en limitar la velocidad de mach a 0.2, $k = C_p / C_v = 0,2$ y constante de los gases $R = 1546$ (Ft-lbf / °R mol)

CÁLCULO DE LONGITUD DE LA FLAMA.

El calor liberado o puesto en libertad por la llama.

$$Q_r = (W_{hc})(H_C) \quad \text{Ec.2.42}$$

Qr= BTU / hr

Whc = W = gas / caudal de vapor, lb / hr

Hc = calor de combustión de gas / vapor, BTU / lb

Distorsión de la flama causada por la velocidad del viento

Refiriéndonos a la figura 7-74, la distorsión de la llama se determina como:

$$\frac{\Delta X}{L} \text{ or } \frac{\Delta Y}{L} \quad \text{Ec. 2.43}$$

$$U_{\infty} = \frac{\text{Velocidad del viento. } ft/s}{\text{Velocidad en la punta de la flama } ft/s} \quad \text{Ec. 2.44}$$

$$U_j = \frac{F_1}{(\pi d^2 / 4)} \quad \text{Ec. 2.45}$$

$$F_1 = \left(\frac{w}{3600} \right) \left(\frac{379.1}{M * W} \right) \left(\frac{460 + ^\circ F}{520} \right) \quad \text{Ec. 2.46}$$

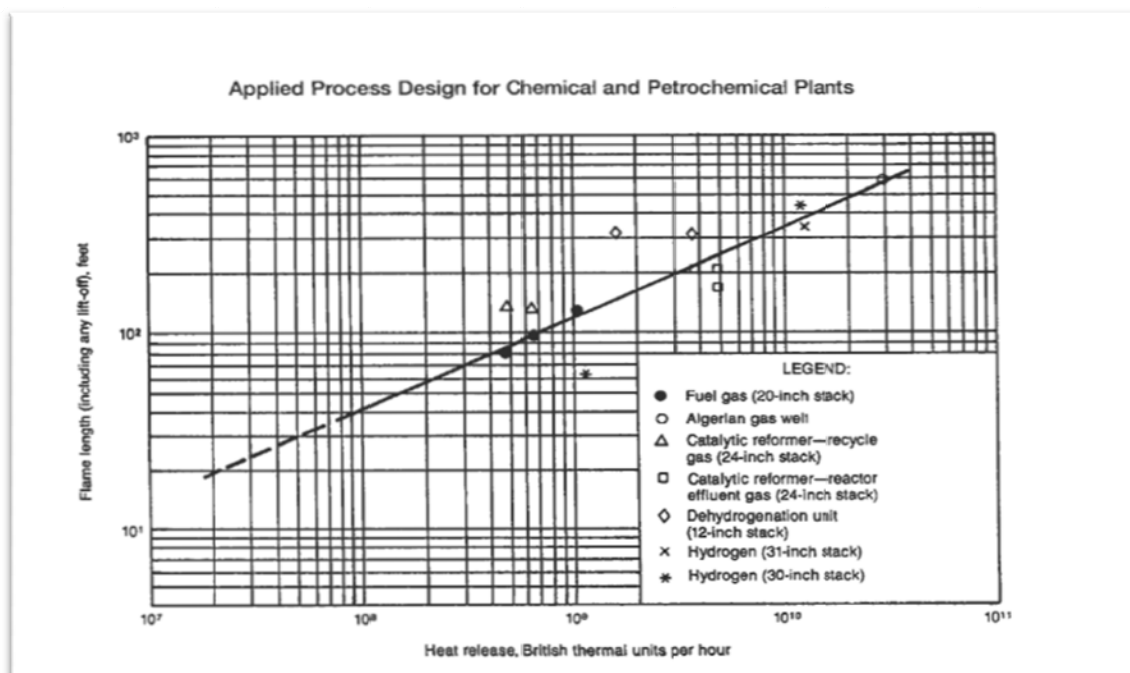
Donde:

U_j = Velocidad del viento lateral, pies / seg

U_f = Velocidad del gas a la salida de la chimenea, pies / seg

$^{\circ}F$ = Temperatura del flujo.

Leer, U_{∞}/U_j y determinar la longitud de la flama.



ALTURA DE LA CHIMENEA.

La distancia necesaria entre un brote de chimenea de ventilación = fracción de calor k intensidad transmitida a través de la atmósfera, y un punto de la exposición a la radiación térmica se expresa:

$$D_F = \sqrt{\frac{\tau F Q}{4\pi K}} \quad \text{Ec. 2.47}$$

Dónde:

D_F = Distancia mínima desde el punto medio de la flama a un objeto, a nivel del suelo, en pies (Tenga en cuenta que este no es el brote de altura de chimenea, sino una parte del cálculo de procedimiento)

F = Fracción del calor irradiado

Esto hace referencia al calor total de combustión de una llama y los valores seleccionados son:

Hidrocarburo	Rango F	Rango Promedio F
Metano	0.10 to 0.20*	0.15
Gas Natural	0.19 to 0.23	0.21
Propano	-----	0.33**
Butano	0.21 to 0.30	0.28
Hidrogeno	0.10 to 0.17	0.15

*0.20 Usado para metano con alta relación en peso de carbón de 0.333

**Con relación en peso de 0.222.

Fracción de intensidad de calor transmitido a la atmosfera,
 tau = generalmente se asume un valor de 1.0.

Intensidad de radiación respecto a la exposicion del
 K = personal (BTU/h ft²)

$$Q_r = W \sum n h c \left(\frac{379}{M} \right) \quad 0 \quad Q_n = 20,000W \quad \text{Ec. 2.48}$$

Qr = Calor desprendido (calor menor en la válvula), BTU / hr

M = Masa molecular

Valor neto de calor calorífico, BTU / SCFn = fracción mol de
 hc = combustión compuesto (s)

n = Fraccion mol de los componentes de la mezcla

F = Fracción de calor radiante

$$F = 0,20 [hc/ 900]^{1/2}$$

$$\tau = 0.79 \left(\frac{100}{r} \right)^{\frac{1}{16}} \left(\frac{100}{D_F} \right)^{\frac{1}{16}} \quad \text{Ec.2.49}$$

CÁLCULO DE LA INTENSIDAD DE CALOR

$$I = \frac{(Flujo)(NHV)(\varepsilon)}{(4\pi D_F^2)}, \left[\frac{BTU}{hr / sq ft} \right] \quad Ec.2.50$$

Donde:

I = Intensidad de radiación en el punto del objeto en la planta baja del punto medio de las llamas.

Flujo = Caudal de gas, lb / h (o SCFH)

NHV = Valor calorífico neto del gas quemado, BTU/ lb o, (BTU / SCF)

E = Emisividad (véase siguiente cuadro)

Monoxido de Carbono	0.075
Hidrogeno	0.075
Sulfuro de Hidrogeno	0.070
Amoniaco	0.070
Metano	0.10
Propano	0.11
Butano	0.12
Etileno	0.12
Propileno	0.13
Maximo	0.13

Tabla 2.2 Valores de emisividad para diferentes compuestos.

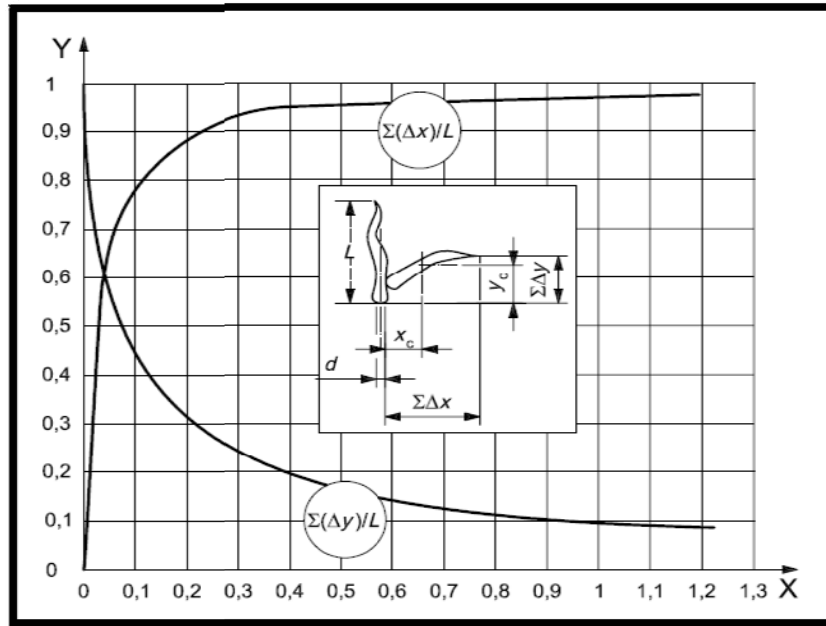


Fig. 2.11 Influencia de los vientos en la flama del quemador.



Fotografía 2.12-Efecto del Viento en la Flama del Quemador.

EN LOS CAPÍTULOS SIGUIENTES SE DESARROLLA A DETALLE EL DISEÑO DEL SISTEMA DE DESFOGUE.

Capitulo 3

Escenarios críticos

Este capítulo es relevante ya que existen factores económicos, sociales y de diseño involucrados en la selección de un escenario crítico. Se presentaran los conceptos básicos para la elaboración de un estudio de riesgo así como las metodologías comúnmente utilizadas para determinar el mayor riesgo existente, finalmente la aplicación de alguna de estas metodologías para la selección del escenario de mayor riesgo en el diseño de un sistema de desfogue; ya que esto permitirá tomar las consideraciones adecuadas para su diseño las cuales se presentaran en los capítulos subsecuentes

DEFINICIÓN E IMPORTANCIA DE UN ANÁLISIS DE RIESGO

Todas las actividades humanas involucran un cierto grado de riesgo y la industria petrolera no esta exenta desde sus instalaciones, líneas de transporte, áreas de almacenamiento entre otras y se debe considerar que un riesgo es en ellas puede causar el incremento del costo de equipos, primas de seguros además de posibles pérdidas humanas. Con el propósito de tener un mejor entendimiento de este tema se han presentado a continuación una serie de definiciones referentes al análisis de riesgo.

Accidente: Evento o combinación de eventos no deseados e inesperados que tienen consecuencias tales como lesiones al personal, daños a terceros en sus bienes o en su persona, daños al medio ambiente, daños a instalaciones o alteración a la actividad normal del proceso.

Análisis de riesgos: Conjunto de técnicas que consisten en la identificación, análisis y evaluación sistemática de la probabilidad de la ocurrencia de daños asociados a los factores externos (fenómenos, naturales, sociales), fallas en los sistemas de control, los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en los sistemas de administración; con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias a los empleados, a la población, al ambiente, a la producción y/o a las instalaciones.

Escenario de riesgo: Determinación de un evento hipotético, en el cual se considera la ocurrencia de un accidente bajo condiciones específicas,

definiendo mediante la aplicación de modelos matemáticos y criterios acordes a las características de los procesos y/o materiales, las zonas potencialmente afectables.

El Análisis de Riesgo: es una disciplina que combina la evaluación de la ingeniería y el estado actual del proceso con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias y consecuencias de accidentes.

Los resultados del Análisis de Riesgo A.R. se utilizan para la toma de decisiones y Administración de Riesgos, ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgo fijados como objetivo en una determinada actividad.

El A.R. está orientado a prevenir accidentes e incluye las siguientes etapas:

- ✓ Identificación de riesgos. Elaboración de una lista de todas las desviaciones que puedan producir un efecto adverso significativo y tengan una probabilidad razonable de producirse.
- ✓ Cuantificación del riesgo. Cuantificación de la frecuencia o la probabilidad: Es el producto de la magnitud del daño esperado por la probabilidad de que tenga lugar, proporciona la esperanza matemática del daño, que constituye una herramienta de gran utilidad en la posterior toma de decisiones. La identificación de riesgos es la etapa más importante del análisis, dado que cualquier riesgo no identificado no será considerado en los análisis posteriores.

DESARROLLO DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS.

Para el análisis de riesgos se deben seguir las siguientes etapas:

- 1.- Identificar los sucesos no deseados, que puedan llevar a la materialización de un peligro.
- 2.- Análisis de los mecanismos por los que estos sucesos tienen lugar.
- 3.- Estimación de los efectos no deseados y de la frecuencia con que pueden producirse.

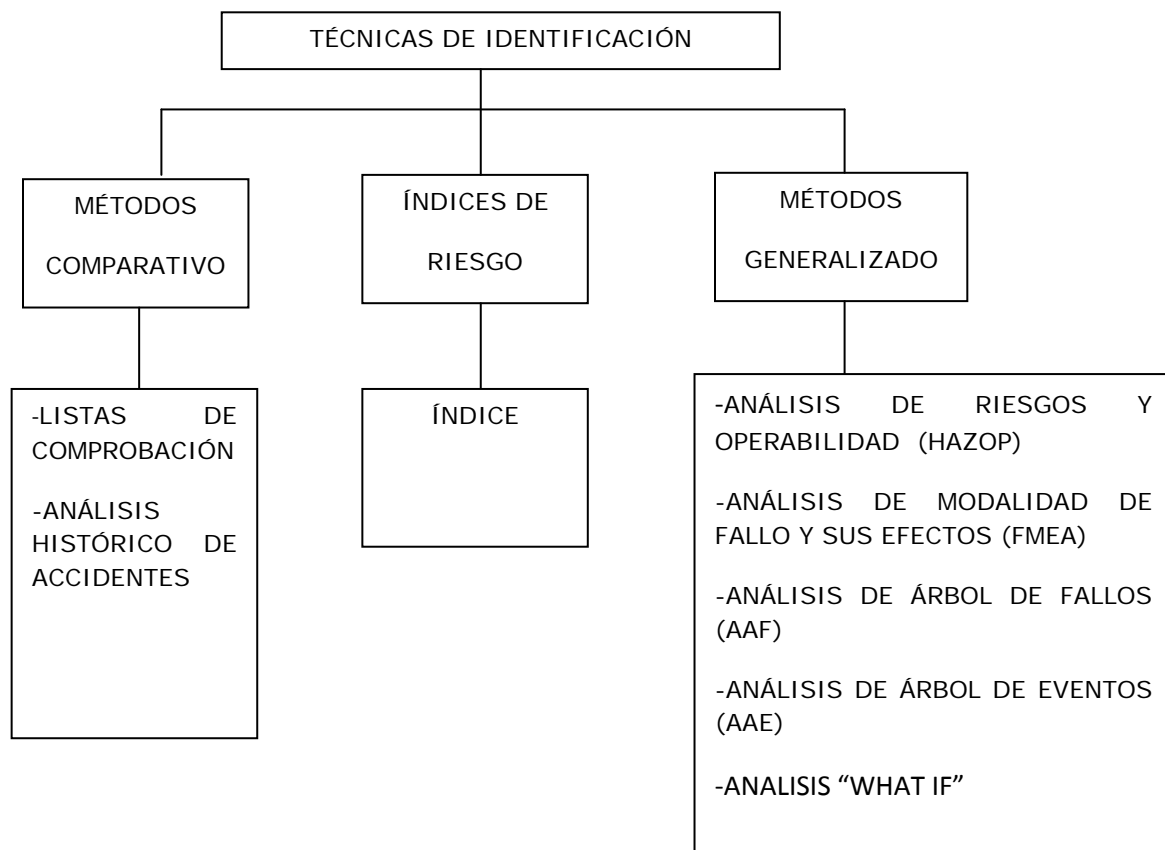


Diagrama 3.1 en el diagrama se muestran las diferentes técnicas de riesgo subdivididos en los métodos de análisis.

Las técnicas de identificación de riesgos en su conjunto han alcanzado un alto grado de madurez, y pueden utilizarse con confianza. También pueden considerarse las técnicas de estimación de consecuencias. Por el contrario, la estimación de frecuencias está comparativamente menos desarrollada, y requerirá un esfuerzo importante hasta que su incertidumbre disminuya a niveles comparables de las técnicas anteriores.

METODOLOGÍAS RECOMENDADAS PARA EL ESTUDIO DE RIESGO

Existen diferentes metodologías para la realización de un estudio de riesgo por lo que se presentan estas y una breve descripción, es importante decir que de acuerdo a la información que se cuente se podrá hacer un análisis de riesgo más detallado.

MÉTODO: ¿QUE PASA SÍ?

La técnica debe involucrar el análisis de las desviaciones posibles del diseño, construcción, modificación u operación, así como cualquier preocupación acerca de la seguridad del proceso. Debe promover las tormentas de ideas acerca de escenarios hipotéticos con el potencial de causar consecuencias de interés (eventos no deseados con impactos negativos).

Debe ser aplicada con el apoyo de un grupo multidisciplinario de la instalación.

El resultado debe ser una lista en forma de tabla de las situaciones peligrosas, sus consecuencias, salvaguardas y opciones posibles para la prevención y/o mitigación de consecuencias.

MÉTODO: LISTA DE VERIFICACIÓN

Deben ser elaboradas a partir de códigos, regulaciones y estándares aplicables y deben ser aprobadas por el personal antes de ser aplicadas.

El alcance debe cubrir factores humanos, Sistemas e Instalaciones.

Deben ser tan extensas como sea necesario para satisfacer la situación específica que se analiza, debe ser aplicada de forma que permita identificar y evaluar los problemas que requieren mayor atención.

Los resultados deben contener una lista de recomendaciones (alternativas) de mejoras de la seguridad (Reducción del riesgo) a ser consideradas.

MÉTODO: ¿QUÉ PASA SÍ?/ LISTA DE VERIFICACIÓN

Al aplicar esta combinación de metodologías, se deben considerar los criterios antes descritos en particular para cada una de ellas. En base a las listas de verificación, se debe promover la tormenta de ideas acerca de escenarios hipotéticos.

Deben anexarse preguntas relacionadas con cualquier preocupación acerca de la seguridad del proceso, que el grupo considere pertinentes.

El resultado debe ser una lista en forma de tabla de las situaciones peligrosas, sus consecuencias, salvaguardas y opciones posibles para la prevención y/o mitigación de consecuencias.

MÉTODO: HAZOP

Debe identificar y evaluar riesgos en instalaciones de procesos, así como identificar problemas de operatividad, que a pesar de no ser peligrosos, podrían comprometer la capacidad de producción de la instalación (cantidad, calidad y tiempo).

Debe ser aplicada con el apoyo de un grupo multidisciplinario de la instalación. La definición de los nodos debe ser conciliada con el grupo multidisciplinario. Las palabras guías deberán ser aplicadas a los parámetros de acuerdo a la intención de diseño del nodo establecido, para identificar y evaluar las desviaciones potenciales de la operación de la instalación.

Si las causas y las consecuencias son significativas y las salvaguardas son inadecuadas o insuficientes, se deben recomendar acciones para reducir riesgo. Los resultados deben ser una lista en forma de tabla que contenga los hallazgos del equipo los cuales incluyen la identificación de los riesgos del proceso, los problemas operativos, las causas, las consecuencias, las salvaguardas y las recomendaciones.

En aquellos casos en que no se llegue a una conclusión debido a la falta de información se recomendará la realización de estudios.

MÉTODO: FMEA (AMFE)

Los resultados deben ser una lista de referencia sistemática y cualitativa de equipo, modos de falla y efectos, que incluya un estimado de los peores casos de acuerdo a las consecuencias que resulten de las fallas individuales.

Se deben incluir recomendaciones orientadas a incrementar la confiabilidad de los equipos para mejorar la seguridad del proceso.

Todos los analistas involucrados en el estudio FMEA (AMFE) deben estar familiarizados con las funciones y los modos de falla del equipo, y con el impacto que estas fallas pueden tener en otras secciones del sistema o la instalación.

MÉTODO: FTA (AAF)

Para la aplicación de esta técnica se debe tener un entendimiento detallado acerca del funcionamiento de la instalación y del sistema, de los diagramas detallados, los procedimientos y los modos de fallo de los componentes y sus efectos.

Se debe fundamentar y documentar cada uno de los valores de las tasas de falla de los equipos y dispositivos que aparezcan en el árbol de fallas, así como explicar las suposiciones, implicaciones y limitaciones del método que usa para la solución numérica (métodos rigurosos o aproximados) de los árboles de fallas analizados.

La documentación de esta técnica debe contener como mínimo:

- ✓ La definición del problema

-
- ✓ La construcción del árbol de fallas
 - ✓ El análisis del modelo de árbol de fallas

Los resultados

El evento superior objeto de análisis debe ser identificado previamente durante la etapa de identificación de riesgos y debe especificar el “qué”, “dónde” y “cuándo ocurre el evento. El desarrollo de los árboles de falla debe ser a través de la utilización de un software específico para este fin y deben presentarse las memorias de cálculo. Se debe calcular la reducción de riesgo una vez que se implanten las recomendaciones generadas durante el análisis.

MÉTODO: ÁRBOL DE EVENTOS

Un árbol de eventos es un modelo lógico gráfico que identifica y cuantifica los posibles resultados de un evento iniciante.

El árbol de eventos proporciona una cobertura sistemática de la secuencia de eventos de propagación, a través de una serie de acciones de los sistemas de protección, funciones normales de la instalación, e intervenciones del operador, o donde ha ocurrido una pérdida de contención, a través de un intervalo de consecuencias posibles. Las consecuencias pueden ser directas (v.g incendios, explosiones) o indirectos (v.g. interacción de riesgo con instalaciones adyacentes).

MÉTODO: ANÁLISIS DE CONFIABILIDAD HUMANA

El propósito principal del análisis de confiabilidad humana en un análisis de riesgo es proporcionar valores cuantitativos del error humano para incluirlos en el análisis de árbol de fallas y en el análisis de árbol de eventos. Las técnicas de ACH pueden ser útiles en la identificación de posibles recomendaciones para la reducción del error.

El método proporciona estimados de probabilidades de error humano o tasas de error humano para incorporarlos directamente en los árboles de fallas o eventos. También pueden identificar tareas con altos valores de error humano, que pueden utilizarse para reducir la probabilidad general de error.

MÉTODO: ANÁLISIS DE FALLA DE CAUSA COMÚN

Un evento de falla de causa común se refiere a la avería de múltiples protecciones o a su deshabilitación simultánea, o dentro de un corto periodo, a partir de la misma causa. Por lo tanto, tres condiciones importantes para que ocurra una falla de causa común son que (1) protecciones múltiples deben ser averiadas o deshabilitadas (no simplemente degradadas), (2) las fallas deben ser simultáneas (o casi simultáneas), y (3) la causa de la falla para cada protección debe ser la misma.

Los propósitos del análisis de falla de causa común son (1) identificación de los eventos de falla de causa común relevantes, (2) cuantificación de las contribuciones de falla de causa común, y (3) formulación de alternativas de defensa y estipulación de recomendaciones para evitar causas de falla común. El primer propósito incluye identificar la causa más relevante de los eventos de falla de causa común, el segundo

permite que se hagan comparaciones con las otras contribuciones a la indisponibilidad del sistema y del riesgo a la planta, y el tercero depende completamente de los dos primeros.

MÉTODO: LOPA (LAYER OF PROTECTION ANALYSIS).

Análisis de capas de protección, es un método simplificado de evaluación de riesgos que se basa en la identificación y evaluación de las diversas capas independientes de protección que se aplican a un posible evento accidental, Básicamente el análisis LOPA es un análisis mediante la técnica de árbol de eventos enfocado al análisis de todas las capas de protección.

METODOLOGÍA ALTERNA PARA EL ANÁLISIS DE RIESGO "MÉTODO DE MONTECARLO"

A pesar de la existencia de metodologías recomendadas por las normas para la elaboración de estudios de riesgo, existen métodos probabilísticos que permiten realizar un análisis de riesgo, tal es el caso del Método de Montecarlo.

El método de Monte Carlo es una herramienta de investigación y planeamiento; básicamente es una técnica de muestreo artificial, empleada para operar numéricamente sistemas complejos que tengan componentes aleatorios. Gracias a la constante evolución de las microcomputadoras, en lo que se refiere a su capacidad de procesamiento de la información, el método de Monte Carlo es cada vez más frecuentemente utilizado.

Esta metodología incorpora a los modelos, aproximaciones para las distribuciones de probabilidades de los parámetros que están siendo estudiados. Para ello son realizadas diversas simulaciones donde, en cada una de ellas, son generados valores aleatorios para el conjunto de variables de entrada y parámetros del modelo que están sujetos a incertidumbre. Tales valores aleatorios generados siguen distribuciones de probabilidades específicas que deben ser identificadas o estimadas previamente.

El conjunto de resultados, producidos a lo largo de todas las simulaciones, podrán ser analizados estadísticamente y proveer resultados en términos de probabilidad. Esta información será fundamental como respaldo de las decisiones gerenciales; no pueden quedar dudas que el conocimiento de la probabilidad de ocurrencia de toda la gama de posibles rendimientos, brinda una cierta seguridad de que la información disponible ha sido empleada con la máxima eficacia.

AUTOMATIZACIÓN DEL “MÉTODO DE MONTE CARLO”

De forma simplificada, se puede aplicar el Modelo de Monte Carlo en Excel de la siguiente forma:

- ✓ Estimar la escala de valores que podría alcanzar cada factor, y la probabilidad de ocurrencia asociada a cada valor.
- ✓ Elegir, aleatoriamente, uno de los valores de cada factor, y dependiendo de la combinación seleccionada, computar la tasa de rendimiento resultante.

- ✓ Repetir el mismo proceso una y otra vez, la cantidad de veces que sea necesaria, que permita definir y evaluar la probabilidad de ocurrencia de cada posible tasa de rendimiento. Como existen millones de posibles combinaciones de factores, necesitamos efectuar un número de pruebas suficientemente grande para que pueda apreciarse la posibilidad de ocurrencia de las diversas tasas de rendimiento. El resultado a que se llegará será una lista de distintas tasas de rendimiento que podrían lograrse, que puede variar desde una pérdida (si los factores son adversos) hasta la ganancia máxima que sea posible lograr conforme con los pronósticos que se hayan efectuado. Se calcula la tasa media esperada, que es el promedio ponderado de todas las tasas resultantes de las sucesivas pruebas realizadas, siendo la base de ponderación la probabilidad de ocurrencia de cada una. También se determina la variabilidad de los valores respecto del promedio, lo que es importante porque a igualdad de otros factores, se preferirán los eventos de menor variabilidad.

ETAPA DE DESARROLLO DEL PROYECTO	¿QUÉ PASA SI?	Lista de verificación	¿QUÉ PASA SI? Lista de verificación	HAZOP	FMEA (AMFE)	AF Árbol de fallas	AE Árbol de eventos	ACH Análisis de confiabilidad humana	FCC Análisis de las fallas con causas común	LOPA Análisis de capas de protección
Investigación y desarrollo	X									
Diseño conceptual	X	X	X							x
Operación de la unidad piloto	X	X	X	X	X	X	X	X	X	x
Ingeniería de detalle	X	X	X	X	X	X	X	X	X	x
Construcción y arranque	X	X	X					X	X	x
Operación rutinaria	X	X	X	X	X	X	X	X	X	x
Expansión o modificación	X	X	X	X	X	X	X	X	X	x
Investigación de accidentes	X			X	X	X	X	X	X	
Desmantelamiento	X	X	X							x

Referencia: Adaptado de Guidelines for Hazards Evaluation Procedures, Second Edition with Worked examples Center for Chemical Safety Process

Tabla 3.1 En la tabla se muestra las diferentes metodologías aplicables en función del grado de desarrollo del proyecto

De acuerdo a la tabla 3.1 podemos determinar el tipo de metodología para la etapa de desarrollo del proyecto donde aplicado a nuestro caso en que tenemos el diseño de un sistema de desfogue para una planta endulzadora entra como un diseño conceptual y las metodologías para determinar los riesgos son el tipo "¿qué pasa sí?", Lista de verificación .por lo que para identificar cual es el riesgo mas probable se utilizaran alguna de estas metodologías.

PRINCIPALES CAUSAS DE SOBREPRESIÓN.

Nuestro diseño es enfocado en el sistema de desfogue de una planta endulzadora por lo que es de suma importancia conocer el escenario con mayor riesgo, el análisis del sistema de desfogue se enfoca en determinar de todas las posibles causas de sobrepresión generadas cual es la que provocaría un riesgo mucho mayor de esta manera se podrá diseñar tratando de prevenir la situación mas riesgosa. Para esto se presentan las causas más comunes de sobrepresión

EFFECTOS DE TEMPERATURA PRESIÓN Y COMPOSICIÓN

La presión y la temperatura se deben considerar para determinar el alivio de los equipo, ya que afectan al comportamiento volumétrico y de composición de los líquidos y vapores. El Vapor se genera cuando el calor se agrega a un líquido. La velocidad a la cual el vapor se genera cambios en las condiciones de equilibrio a causa del aumento la presión en un espacio cerrado y el contenido de calor de las corrientes que siguen el flujo de entrada y salida del equipo.

En muchos casos, un volumen de líquido puede ser una mezcla de componentes con diferentes puntos de ebullición.

El calor introducido en los líquidos que no llegan a su temperatura crítica en la presión para aliviar las condiciones produce un vapor que es rico en componentes de bajo punto de ebullición. Como la entrada de calor se continúa sucesivamente más pesado componentes se generan en el vapor. Por último, si la entrada de calor es suficiente, los componentes más pesados son vaporizados. Durante la presión de alivio, los cambios en las tasas de vapor y masas moleculares relativas a distintos intervalos de tiempo debe ser investigado para determinar el máximo alivio de tasa y la composición del vapor. La presión a aliviar a veces puede superar la presión crítica (o la presión de pseudo-críticos) de los componentes en el sistema. En tales casos, se hará referencia a las correlaciones de compresibilidad para calcular la densidad - temperatura - las relaciones de entalpía para el fluido del sistema. Si la sobrepresión es el resultado de una entrada de material en exceso, entonces la cantidad de exceso de masa quedará liberado a una temperatura determinada por equiparar la entalpía entrante con la entalpía de salida. En un sistema que no tiene otra entrada o salida, la presión es el resultado de un exceso de calor externo, la cantidad a ser relevado es la diferencia entre el contenido inicial y el remanente que se calcula contenido en cualquier momento posterior. La entrada acumulada de entalpía es igual a la ganancia total de entalpía por el contenido original.

SALIDAS CERRADAS

El cierre involuntario de una válvula de bloqueo manual en la salida de un recipiente a presión mientras el equipo está operando puede exponer el recipiente a una presión que exceda la presión máxima de trabajo permitida. El cierre de una válvula de salida de bloques puede provocar una sobrepresión, es necesario un dispositivo de descompresión. Todas las válvulas deben ser consideradas como sujetas a la activación involuntaria. Si la presión resultante de la falta de controles administrativos pueda sobrepasar la presión hidrostática corregido, la confianza en los controles administrativos como el único medio para evitar sobrepresiones podría no ser apropiado. Se advierte que algunos sistemas pueden tener un riesgo inaceptable debido a la falta de estos. Tenga en cuenta que todo el sistema, incluyendo todos los dispositivos auxiliares (por ejemplo, juntas, instrumentos), deben ser considerados para la sobrepresión.

Para proteger un tanque o un sistema de la sobrepresión cuando todos los puntos en el tanque o el sistema están bloqueados, la capacidad del dispositivo de descarga será al menos tan grande como la capacidad de las fuentes de presión. Las fuentes de sobrepresión para el tanque incluyen bombas, compresores, absorbedores. En el caso de los intercambiadores de calor, una salida cerrada puede causar exceso de presión debido ya sea la expansión térmica o generación de vapor. La cantidad de material a ser relevado, deberá determinarse en las condiciones de alivio normales.

FALLA ELÉCTRICA O MECÁNICA

El fallo de los equipos eléctricos o mecánicos que proporciona el enfriamiento o condensación en el proceso puede causar exceso de presión en los recipientes de proceso

La pérdida de poder o una avería mecánica en algunos equipos tales como intercambiadores de calor o torres de enfriamiento generan un fallo. Esto da como consecuencia una sobrepresión ocurrida por el aumento de temperatura al no tener servicios de enfriamiento

La pérdida de aire de instrumentos puede provocar una sobrepresión si el fallo se ocurre cuando la posición de la válvula donde se encuentran ajustadas no permite prevenir sobrepresión. Del mismo modo, la falta de poder en el instrumento eléctrico ocasionará una situación similar.

La pérdida de reflujo, como resultado del fallo de una bomba o el fallo del instrumento puede causar exceso de presión en un equipo

Aporte anormal de calor en calderines. Los calderines están diseñados con una entrada de calor específico. En el caso de un fallo de control de la temperatura, el vapor de la generación puede exceder la capacidad del sistema, y generar la acumulación de presión, que puede incluir a los no-condensables causados por el sobrecalentamiento.

Cuando existe una falla por este tipo de situación el requerimiento de desfogue estará dado por el calor y el balance de materia del sistema.

En el caso de un sistema de destilación se deberá tomar en cuenta la capacidad de relevo con reflujo o sin el. Es importante considerar los factores de sobre diseño de la columna para determinar el flujo ya que tarde o temprano el operador utilizará dicho sobrediseño operando la torre a mayor capacidad.

FALLA DE FLUJO DE ABSORBENTE

Para la absorción de aceite de hidrocarburos, por lo general no hay resultados de un requerimiento de alivio en una falla de este tipo. Sin embargo, en una unidad de absorción de gases ácidos en el que grandes cantidades (25% o más) del vapor de entrada puede ser removida del absorbente, la pérdida de absorbentes puede causar un aumento de presión.

ACUMULACIÓN DE NO CONDENSABLES

Los gases no condensables no se acumulan en condiciones normales, ya que se liberan con las corrientes de proceso. Sin embargo, con ciertas configuraciones de tubería, los no condensables, se pueden acumular hasta el punto de un bloqueo. Este efecto es igual a una pérdida total de refrigeración

ENTRADA DE MATERIAL VOLÁTIL DENTRO DE UN SISTEMA

Agua dentro de aceite. Aunque la entrada de agua en algún tipo de aceite es una causa potencial de sobrepresión no hay una metodología disponible para determinar el flujo de relevo, si conociéramos la cantidad de agua presente y el calor disponible en la corriente de proceso, podríamos conocer el tamaño del mecanismo de relevo suponiendo que es una válvula para vapor, desafortunadamente la cantidad de agua casi nunca se puede determinar, así como la expansión del volumen de líquido a vapor es muy grande

(aproximadamente de orden de 1:1400 a presión atmosférica) por lo que es muy cuestionable aceptar o no que un mecanismo de relevo de presión pueda abrir tan rápido como sea requerido. Normalmente los mecanismos de relevo no están diseñados para esta contingencia, por lo que se debe de tomar las medidas necesarias para evitar este evento.

EXPLOSIÓN INTERNA

Si la protección para una contrapresión es en contra de una situación de explosión interna debido a la ignición de la mezcla de aire vapor, se debe proponer como mecanismo de sobrepresión discos de ruptura o paneles de venteos para explosiones, pero no es conveniente usar válvulas de relevo debido a que estas responden lentamente para esta situación.

Es conveniente tomar medidas preventivas contra explosión. Tal es el uso de gases inertes junto con un sistema de control adecuado, puede ser utilizado en lugar de un sistema de relevo de fuego en equipos donde son posibles las explosiones internas.

El área de ventilación requerida es una función de una serie de factores, entre ellos los siguientes:

- a) condiciones iniciales (presión, temperatura, composición)
- b) las propiedades de propagación de las llamas de los vapores o gases específicos
- c) El volumen del recipiente;
- d) la presión a la que el dispositivo de ventilación activa;
- e) la presión máxima que se puede tolerar durante un incidente de explosión de ventilación.

También hay que señalar que la presión máxima alcanzada durante la explosión de una ventilación suele ser mucho mayor, que la presión a la que el dispositivo de ventilación activa. Algunos medios alternativos de protección contra explosiones se describen en la norma NFPA 69, incluida la contención de la explosión, supresión de explosiones, la reducción de la concentración del oxidante, y así sucesivamente.

REACCIÓN QUÍMICA

En algunas de las reacciones y procesos, la pérdida del control del proceso puede resultar en un cambio significativo en la temperatura y / o presión. El resultado puede exceder los límites de aplicación de los materiales seleccionados. Así pues, cuando líquidos criogénicos están siendo procesados, una reducción en la presión podría reducir la temperatura de los fluidos a un nivel inferior de la temperatura mínima admisible de diseño del equipo, con el consiguiente riesgo de una baja temperatura falla frágil. Para las reacciones exotérmicas (descomposición por ejemplo, disoluciones de ácido, polimerizaciones), el exceso de temperaturas y / o las presiones asociadas con reacciones fuera de control puede reducir los niveles de tensión admisible por debajo del punto de diseño, o aumentar la presión por encima de la presión de trabajo máxima autorizada (PSMA). Cuando los dispositivos de alivio de presión normal no pueden proteger contra estas situaciones, los controles son necesarios para advertir de los cambios fuera de la temperatura prevista y límites de presión para proporcionar una acción correctiva.

La metodología para diseñar un adecuado sistema de relevo para reacciones químicas ha sido propuesto por DIERS (Design Institute for Emergency Relief Systems). La metodología esta basada en lo siguientes aspectos:

- ✓ Definición de las bases de diseño bajo las condiciones del sistema de reacción
- ✓ Caracterización del sistema haciendo pruebas con simulación bajo las condiciones

Usando para el tamaño de venteo las formulas de flujo a dos fases.

EXPANSIÓN HIDRÁULICA

La expansión hidráulica es debido al incremento de volumen de líquido debido al incremento de temperatura esto es provocado por diversos factores tales son:

- ✓ Tanques o tuberías se encuentran bloqueadas mientras tanto son llenados con un líquido frio y subsecuentemente son calentados
- ✓ En intercambiadores donde el lado del fluido frio se encuentre bloqueado y el fluido caliente no
- ✓ Tanques o tuberías se encuentran bloqueadas mientras tanto son llenados con un líquido y subsecuentemente son calentados directamente por la radiación solar.
- ✓

FUEGO EXTERNO

. Una disposición para iniciar un control de cierre o la instalación de un sistema de despresurización de las unidades puede reducir al mínimo la sobrepresión que resulta de exposición a un fuego exterior.

Para limitar la generación de vapor y la posible propagación del fuego. El área de diseño debe incluir servicios adecuados de drenaje superficial y un medio para prevenir la propagación de líquidos inflamables de la zona operativa a otra, Fácil acceso a cada área y al proceso, dispondrá de equipos para el personal de extinción de incendios y su equipo. Extinción de incendios monitores y equipos contra incendios deben ser colocados en lugares fácilmente accesibles. El cierre o la instalación de un sistema de despresurización de las unidades pueden reducir al mínimo la sobrepresión que resulta de exposición a un fuego exterior.

Para limitar la generación de vapor y la posible propagación del fuego, las instalaciones también deben permitir la eliminación de líquidos de los sistemas. Normalmente los sistemas operativos de retirada del producto se consideran más eficaces para la eliminación de líquidos de una unidad, en comparación con sistemas independientes de líquido.

Si un equipo de proceso es expuesto a fuego habrá un aumento de presión debido a la expansión del vapor o vaporización del líquido presente.

Deberá considerarse que durante un incendio todas las corrientes de entrada y salida del sistema a despresurizarse y todas las fuentes de calor del proceso estarán cerradas.

Deberá considerarse que durante un incendio todas las corrientes de entrada y salida del sistema a despresurizarse y todas las fuentes de calor del proceso estarán cerradas. Un equipo de proceso a una altura mayor a 25 pies de cualquier piso o plataforma en la cual pueda estar contenido un fuego no deberá ser considerado como sometido a este.

En el caso de que el aislante que contenga el recipiente pueda ser destruido por el fuego no deberá considerarse la presencia de este como resistencia a la entrada del calor.

ANÁLISIS HISTÓRICO DE ACCIDENTES

El Análisis histórico de accidentes es un método comparativo que utiliza los datos recogidos en el pasado y que permite la identificación de riesgos concretos. El conocimiento real de 10 riesgos potenciales en plantas químicas relacionadas con la industria petrolera contribuirá a la identificación de situaciones accidentales factibles de ocurrencia en cada caso particular.

RESEÑA DE ACCIDENTES EN LA INDUSTRIA QUÍMICA

La base de datos analizada pertenece a la Chemical Emergency Preparedness And Prevention Office CEPPO. Cuyo banco de datos reporta accidentes en plantas químicas de acuerdo a su programa de seguimiento. Cabe mencionar que la CEPPO ha sido dependiente de la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos desde 1994 hasta 1997, lo que constituye un programa coordinado entre la United States Environmental Protection Agency USEPA y la Occupational Safety and Health Association OSHA. CEPPO cuenta con el principal banco de datos sobre incidentes que han causado daños a las personas o al medio ambiente en plantas químicas en los Estados Unidos, y contiene la información sobre actividades que se derivan del almacenamiento, transporte, extracción, manipulación y utilización de sustancias peligrosas.

Derivado de la consulta de su banco de datos, se presenta a continuación el siguiente listado de Accidentes:

1) Terra Industries, Inc. 13-Diciembre-1994.

Explosión de la unidad de nitrato de amonio.

Fueron liberadas cerca de 5,700 ton de anhídrido de amonio y 25,000 gal de ácido nítrico. 4 trabajadores muertos, 18 personas hospitalizadas. La pluma de amonio provocó la evacuación de 15 mil personas en los alrededores.

Port Neal, Iowa.

2) Powell Duffryn Terminals, Inc. Savannah, Georgia. 10-Abril-1995
Sulfato y sulfhídrico, 2,000 residentes fueron evacuados, las escuelas primarias fueron cerradas temporalmente. El agua de los depósitos aledaños fue contaminada.

3) Napp Technologies, Inc. Lodi, New Jersey. 21-Abril-1995.

Mezcla de hidrosulfato de sodio, aluminio pulverizado, carbonato de ptasio y benzaldehido. 4 empleados murieron y muchos más resultaron heridos. Uno de los heridos murió más tarde.

4) Pennzoil Products Company Refinery. Rouseville, Pennsylvania.

16-October-1995. Incendio y explosión de hidrocarburos.

3 trabajadores muertos por el fuego, 3 heridos, de los cuales 2 murieron posteriormente. Evacuaron a trabajadores de la planta, oficinas y a 750 residentes.

5) Tosco Refinery Co. Martinez, California. 21-Enero-1997.

Incendio y explosión de hidrocarburos. 1 trabajador muerto y 44 heridos.

Los residentes fueron ubicados en refugios.

6) Chief Supply Corporation. Haskell, Oklahoma.

26-Marzo-1997. Residuos inflamables, como pintura, aceite, tinta, solventes de limpieza involucrados en fuego y explosión. 3 trabajador. , heridos y 1 muerto. Una carretera fue cerrada, se evacuaron 1.5 millas.

7) Surpass Chemical. Albany, New York.

Derrame de ácido clorhídrico. Nube de ácido clorhídrico. El derrame del líquido se introdujo en el drenaje.

Un total de 43 personas, incluyendo empleados fueron atendidos en hospitales. Un bloque de manzanas alrededor fue evacuada. Los estudiantes de escuelas vecinas fueron llevados a refugios. 8-Abril-1997.- internados.

8) BPS Inc. West Helena, Arkansas. 8-Mayo-919 7.

Fuego y explosión. Pesticidas que incluyen Azinphos-methyl.

3 bomberos murieron al momento del colapso de fuego y 20 personas heridas. Se evacuó un area de 3 millas.

9) Shell Chemical. Deer Park, Texas. 22-Junio-1997.

Fuego y explosión de hidrocarburos en unidad de oleofinas.

El mayor daño fue en la unidad de oleofinas. Un empleado hospitalizado. Entre 20 y 30 empleados con heridas menores. Las comunidades vecinas fueron llevadas a refugios. La súper carretera del Oeste y Sur permanecieron cerradas por algunas horas.

10) Accra pac. Elkhart, Indiana.

24-Junio-1997. Fuego y explosión. Oxido de etileno. 1 empleado murio, 3 hospitalizados, y 59 personas atendidas en hospitales. 2,500 personas evacuadas en un radio de 1 milla.

Distribucion porcentual de los heridos en relacion al tipo de accidente

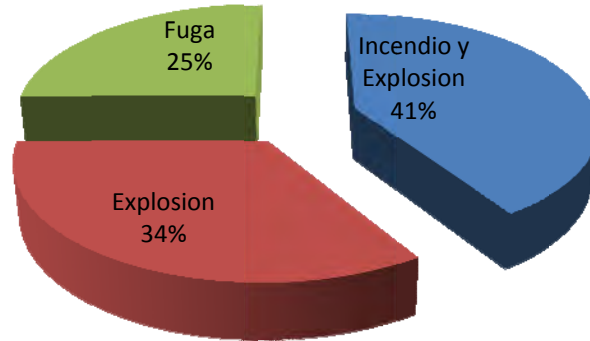


Grafico 3.1.-Porcentaje de cantidad de personal heridos en accidentes por una fuga, explosión e incendio con explosión.

Porcentaje de personas evacuadas por tipo de accidente

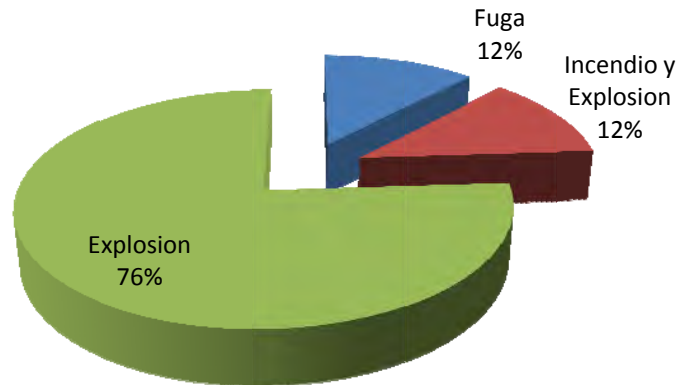


Grafico 3.2.-Porcentaje de cantidad de personal evacuadas por tipo de accidente.

Distribucion porcentual de muertes de acuerdo al tipo de accidente

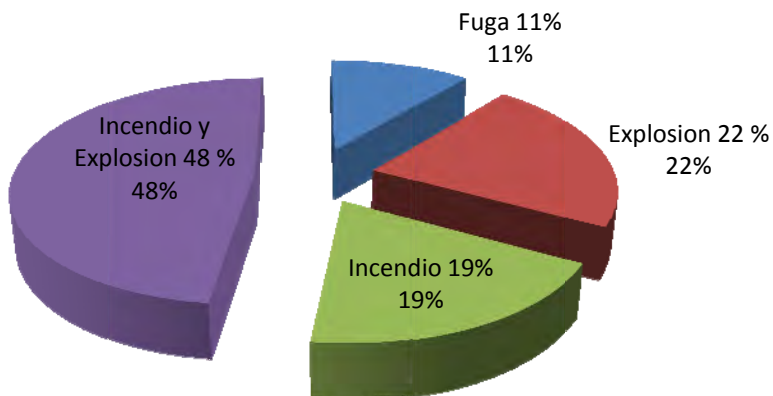


Grafico 3.3.-Distribución Porcentual de Muertes de Acuerdo al Tipo de Accidente.

Así, tenemos que los accidentes predominantes en la Industria Química se deben preponderantemente a fugas en los equipos, sin embargo el mayor número de muertes, heridos e incluso de evacuados se debe a las explosiones, debido al gran área de impacto.

ACCIDENTES OCURRIDOS EN PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA.

Con la finalidad de acercarnos más a los riesgos involucrados en la industria petroquímica y de procesamiento de gas, en particular de Pemex Gas y Petroquímica Básica, se presenta un listado de accidentes ocurridos en las instalaciones de dicha empresa en los últimos años:

1) C.P.G.C.P. Ciudad Pemex, Macuspana, Tabasco.

18 de diciembre de 1992. Gasolina natural. Incendio causa del calentamiento del sello, provocando pánico en la población circunvecina, no hay perdidas de vidas humanas.

2) C.P.G.C.P. Ciudad Pemex, Macuspana, Tabasco.

05 de octubre de 1983 19:30. Gasolina. Incendio en la planta de absorción sin pérdidas humanas.

3) C.P.G.C.P. Ciudad Pemex, Macuspana, Tabasco.

28 de mayo de 1988 10:30. Hidrocarburo. Incendio provocado por una chispa en la trampa API, sin pérdidas humanas.

4) C.P.G.C.P. Reforma, Chiapas.

26 de Julio de 1982. Material flamable no determinado Explosión en la línea de desfogue de la planta endulzadora No. 11 y 12.

5) C.P.G.C.P. Reforma, Chiapas.

13 de Julio de 1985. Explosión del tanque TV-8, en el área de explotación.

6) C.P.G.C.P. Reforma, Chiapas.

11 de Enero de 1986. Explosión en el arreglo de tubería y conexiones de la válvula de control de presión PCV-1 de la planta endulzadora No. 6.

7) C.P.G.C.P. Reforma, Chiapas.

06 de Abril de 1987. Corto circuito en registro eléctrico que alimenta la estación de botones de la bomba BA – 110 a de la planta criogénica No. 1.

8) C.P.G.C.P. Reforma, Chiapas.

07 de Julio de 1987. Incendio en el calentador de gas de regeneración BA - 101 por ruptura de tubo 78, de la zona de convección, en el área de la planta criogénica modular No. 4.

9) C.P.G.C.P. Reforma, Chiapas.

02 de Diciembre de 1987. Ruptura del separador de purga de fondo del Chiller EA-114 del área de criogénica modular No. 6.

10) CPQ Cactus, Chiapas.

26 de Julio de 1996. Fuga de gas propano. Explosión. 6 muertos.

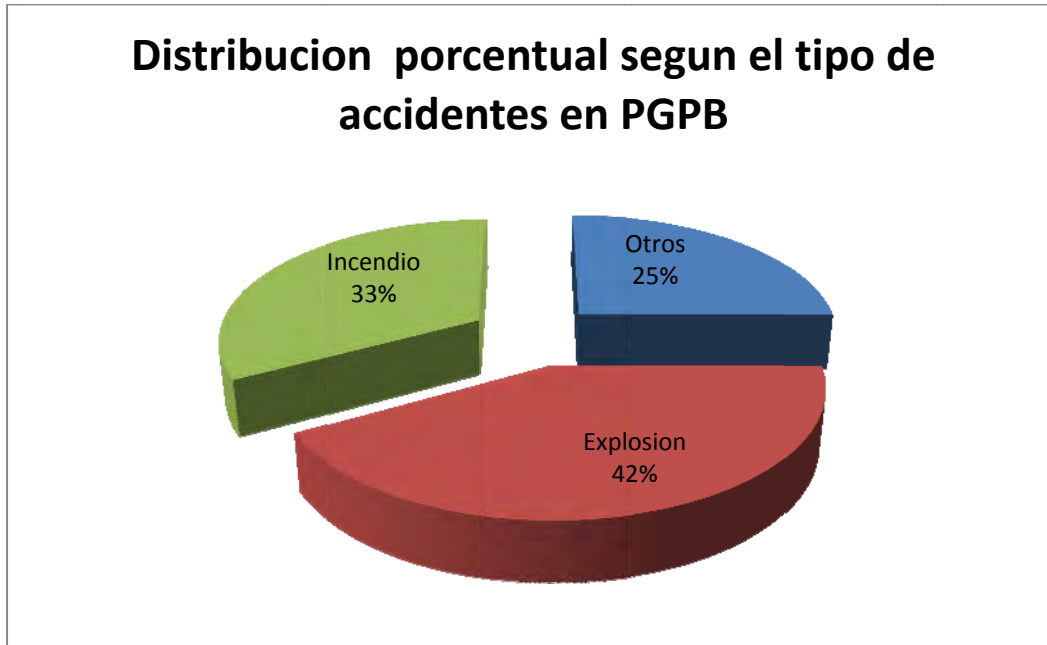


Grafico 3.4.- Accidentes mas comunes en PEMEX GAS y PETROQUÍMICA BÁSICA

De acuerdo a la información obtenida de accidentes en plantas químicas y accidentes ocurridos en plantas de PEMEX se podemos decir que para el diseño del sistema de desfogue en una planta endulzadora debemos de tomar en cuenta los escenarios de fuego y explosión ya que estos son los que nos proporcionan una situación de mayor riesgo para las personas y la planta.

El escenario determinado anteriormente será de utilidad para el diseño del sistema de desfogue en los siguientes capítulos.



Capitulo 4

Diseño del Sistema de Desfogue.

En este capítulo se desarrolla mediante metodologías secuenciales y son referencias el diseño de los componentes principales de sistema de desfogues aplicado a una planta endulzadora de gases, contando con información en capítulos pasados mencionada, como son los balances de materia, equipos que conforman el proceso de endulzamiento, propiedades físico-químicas de las corrientes en cuestión.

Las metodologías en este trabajo, se basan en la normatividad internacional y nacional así como procedimientos propios de los autores más reconocidos de la Ingeniería Química.

Cada procedimiento de cálculo es dependiente de los otros, ya que la operatividad del sistema consiste en el correcto funcionamiento y dimensionamiento de cada uno de los componentes de la estructura del sistema de desfogue.

Esquema 4.1.-Diseño del sistema de desfogue.

Diseño de Sistema de Desfogue

Determinar el escenario crítico que rige el sistema

Fuego

Valvula Bloqueada

Falla de Energía Eléctrica

Falla de Agua De Enfriamiento

Equipos que se encuentran en el área del evento de fuego.

Tanques, Torres, Filtros etc.

Cálculo de Flujos a relevar por cada equipo bajo escenario de fuego.

Dimensionamiento de válvulas de seguridad para cada equipo.

Cálculo de las condiciones de operación y relevo para los dispositivos.

Cálculo del diametro de desfogue.

Dimensionamiento de Tanque de Desfogue.

Diseño de Quemador de Gases.

EL ESCENARIO DOMINANTE PARA ESTE TRABAJO ES FUEGO EXTERNO, SE DETERMINO MEDIANTE ANALISIS ESTADISTICO Y ANTECEDENTES HISTORICOS DE ESTE TIPO DE COMPLEJOS INDUSTRIALES.

PARA ESCENARIO DE FUEGO LOS EQUIPOS QUE SE ENCUENTRAN DENTRO DE UNA MISMA ÁREA Y QUE REQUIEREN UN DISPOSITIVO DE SEGURIDAD SON LOS QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO.

LAS ECUACIONES APLICADAS PARA EL CÁLCULO DE LOS FLUJOS A DESFOGAR SON AQUELLAS QUE APLICAN AL ESCENARIO DE FUEGO.

MEMORIA DE CÁLCULO 1 "CÁLCULO DE FLUJOS DE DESFOGUE"

De acuerdo al esquema anterior se presentan a continuación la memoria de cálculo de los flujos a desfogar a partir de escenario crítico de fuego identificado en el capítulo 3, se sigue el algoritmo de cálculo descrito en el capítulo 2

<C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\CAPITULO 4\MC cap 4\MC-001 CALCULO DE FLUJOS FINAL.pdf>

MEMORIA DE CÁLCULO 2 "CÁLCULO DE VÁLVULAS DE SEGURIDAD"

Se presenta a continuación la memoria de cálculo de las válvulas de seguridad, en ella se calcula el diámetro de entrada y salida de las mismas. Se sigue el algoritmo de cálculo descrito en el capítulo 2.

[C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\CAPITULO 4\MC cap 4\MC-002 PSV TESIS FINAL.pdf](#)

MEMORIA DE CÁLCULO

3 "CÁLCULO DIAMETRO DE CABEZAL DE DESFOGUE"

Se presenta a continuación la memoria de cálculo del dimensionamiento del cabezal de desfogue. Se sigue el algoritmo de cálculo descrito en el capítulo 2.

<C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\CAPITULO 4\MC cap 4\MC-003 DIAMETRO DE CABEZAL FINAL.pdf>

MEMORIA DE CÁLCULO 4 "DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE DE DESFOGUE"

Se presenta a continuación la memoria de cálculo del tanque de desfogue. Se sigue el algoritmo de cálculo descrito en el capítulo 2.

<C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\CAPITULO 4\MC cap 4\MC-004 DISEÑO DE TANQUE DE DESFOGUE FINAL.pdf>

MEMORIA DE CÁLCULO 5 "DIMENSIONAMIENTO DE QUEMADOR DE DESFOGUE"

Se presenta a continuación la memoria de cálculo del quemador de desfogue. Se sigue el algoritmo de cálculo descrito en el capítulo 2.

<C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\CAPITULO 4\MC cap 4\MC-005 DISEÑO DE QUEMADOR FINAL..pdf>

Capitulo 5

Hojas de Datos.

Las hojas de datos de los equipos son una parte importante en la PROCURA y la construcción ya que una vez finalizado el diseño se deben seleccionar de acuerdo la información obtenida. Este es el momento de la ingeniería donde son importantes las hojas de datos, las cuales permitirán una correcta selección de equipos.

HOJA DE DATOS DE VÁLVULAS DE SEGURIDAD.

De los datos de diseño recabados en el diseño en el capítulo 4 se llena los campos requeridos para la hoja de datos de las válvulas de seguridad.

<C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\CAPITULO 5\HD cap 5\HD VALVULAS DE SEGURIDAD.pdf>

HOJA DE DATOS DE TANQUE DE DESFOGUE.

De los datos de diseño recabados en el diseño en el capítulo 4 se llena los campos requeridos para la hoja de datos del tanque de desfogue.

<C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\CAPITULO 5\HD cap 5\HD TANQUE DE DESFOGUE.pdf>

HOJA DE DATOS DE QUEMADOR ELEVADO.

De los datos de diseño recabados en el diseño en el capítulo 4 se llena los campos requeridos para la hoja de datos del quemador

[C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\CAPITULO 5\HD cap 5\HD QUEMADOR ELEVADO.pdf](#)

Capitulo 6

Conclusiones.

CONCLUSIONES

El diseño de un sistema de desfogue es de suma importancia como se ha demostrado en los capítulos anteriores y de esta manera un punto muy importante consiste en tener claro los posibles eventos para las cuales se debe evaluar; mejor dicho un buen diseño del sistema de desfogue debe estar contemplado para prevenir los escenarios mas riesgosos a los cuales se pueden presentar en la operación de la planta endulzadora de gases.

De acuerdo a los estudios de riesgo presentados en el capítulo tres se determino con las metodologías aplicables, de acuerdo a la etapa del proyecto, que el escenario mas riesgoso será en caso de que exista una situación de fuego externo o explosión. También se realizo un método comparativo de accidentes históricos el cual mostro de igual manera que una situación de fuego es la que tiene un alto nivel de recurrencia en diferentes plantas químicas.

En etapas de los proyectos cuando ya existen antecedentes de accidentes nos permiten evaluar los riesgos para que de esta manera se puedan implementar medidas adecuadas para minimizarlos, ya que una situación que genera un riesgo puede traer como consecuencia perdidas económicas difíciles de recuperar, daños ecológicos irreversibles o que pueden tardar muchos años en ser reparados, catástrofes de manera directa o indirecta en las poblaciones cercanas, pueden generar daño a la imagen de la empresa al hacer que pierdan la confiabilidad del publico y de los inversionistas pero lo anterior queda en segundo plano cuando por alguna situación de riesgo ocasiona la perdida de vidas humanas.

Cuando se hablan de métodos de análisis de riesgos existe una gran variedad pero estos siempre deben ser utilizados de manera que de

acuerdo a la información que contamos nos permita hacer un análisis con mayor veracidad de los escenarios de riesgo. Estas metodologías se encuentran normadas así podemos contar con algunos criterios de elección de estos, no obstante existen metodologías alternativas para evaluar los riesgos sin embargo debemos tomar en cuenta que al la validez deberá estar sustentada con la normatividad aplicada.

En Resumen:

El sistema de desfogue es un recurso de ayuda y protección ante las contingencias de sobrepresión que se pueden presentar en las plantas industriales, tiene una importancia tal como el correcto diseño de los equipos que conforman el proceso. Un sistema de desfogue no debe operar con la misma frecuencia que la planta de proceso, ya que siendo un sistema emergente, se espera que no este operando todo el tiempo, es decir bajo la premisa de que la planta sea correctamente operada, y sus condiciones no estén variando de manera periódica este no tendría un uso frecuente.

Con este sistema se busca la protección de la planta misma, pero lo más importante es preservar la seguridad de la vida humana.

Este trabajo aporta para la universidad una metodología clara secuencial basada en bibliografía comúnmente consultada por alumnos y catedráticos, accesible para su consulta; recaba la información, referencias, tablas, datos técnicos y criterios heurísticos que se han mostrado a lo largo de la historia del diseño de este tipo de sistemas con una eficiencia alta para la operación del mismo.

Se debe trabajar siempre en "Equipo" cuidando las espaldas de aquellas personas, compañeros, y amigos que realizan un trabajo en común, es por esto que una de las metas de esta tesis es que sea útil para

cualquier futuro ingeniero que busque una información confiable para diseñar un Sistema de desfogue.

Capitulo 7

*Bibliografía y Normatividad Vigente
Aplicable.*

En este capítulo se enlistan las referencias consultadas para el desarrollo del trabajo realizado, tanto bibliográficas como de aplicación técnica, como lo son las normas internacionales, nacionales y electrónicas.

BIBLIOGRAFIA Y NORMATIVIDAD VIGENTE APLICABLE.

En este capítulo se enlistan las referencias para el correcto diseño del sistema de desfogue así como las referencias bibliográficas y en red para su consulta.

NORMAS INTERNACIONALES.

- ✓ ANSI/API STANDARD 521 FIFTH EDITION, JANUARY 2007
PRESSURE-RELIEVING AND DEPRESSURING SYSTEMS. ISO 23251
(IDENTICAL), PETROLEUM AND NATURAL GAS INDUSTRIES—
PRESSURE-RELIEVING AND DEPRESSURING SYSTEMS.
- ✓ ANSI/ASME PTC 25.3-1976 SAFETY AND RELIEF VALVES
- ✓ API STANDARD 526 FOURTH EDITION, JUNE 1995 FLANGED STEEL
PRESSURE RELIEF VALVES

NORMAS NACIONALES.

- ✓ NRF-001-PEMEX-2000 TUBERIA DE ACERO PARA RECOLECCION Y
TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS AMARGOS
 - ✓ NRF-028-PEMEX-2004 DISEÑO Y CONSTRUCCION DE RECIPIENTES
A PRESION.
 - ✓ NRF-031-PEMEX-2004 SISTEMAS DE DESFOGUES Y QUEMADORES
EN INSTALACIONES DE PEMEX EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN.
 - ✓ NRF-032-PEMEX-2005 SISTEMAS DE TUBERÍAS EN PLANTAS
INDUSTRIALES, DISEÑO Y ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES
 - ✓ NRF-010-PEMEX-2001 "ESPACIAMIENTOS MÍNIMOS Y CRITERIOS
PARA LA DISTRIBUCIÓN DE INSTALACIONES
INDUSTRIALES EN CENTROS DE TRABAJO DE PETRÓLEOS
MEXICANOS Y ORGANISMOS SUBSIDIARIOS".
 - ✓ NRF-027-PEMEX-2001 "ESPÁRRAGOS Y TORNILLOS DE ACERO
ALEADO E INOXIDABLE PARA SERVICIOS DE ALTA Y BAJA
TEMPERATURA".
 - ✓ NRF-035-PEMEX-2004 "SISTEMAS DE TUBERÍA EN PLANTAS
INDUSTRIALES – INSTALACIÓN Y PRUEBAS".
-

-
- ✓ NRF-107-PEMEX-2004 "MODELOS ELECTRÓNICOS TRIDIMENSIONALES INTELIGENTES".
 - ✓ NRF-139-PEMEX-2004 "SOPORTES DE CONCRETO PARA TUBERÍAS".
 - ✓ LEY FEDERAL SOBRE METROLOGÍA Y NORMALIZACIÓN Y SU REGLAMENTO.
 - ✓ LEY DE OBRAS PÚBLICAS Y SERVICIOS RELACIONADOS CON LAS MISMAS Y SU REGLAMENTO.
 - ✓ LEY DE ADQUISICIONES, ARRENDAMIENTOS Y SERVICIOS DEL SECTOR PÚBLICO Y SU REGLAMENTO.
 - ✓ LEY GENERAL DE EQUILIBRIO ECOLÓGICO Y LA PROTECCIÓN AL AMBIENTE Y SU REGLAMENTO.
 - ✓ GUÍA PARA LA EMISIÓN DE NORMAS DE REFERENCIA DE PETRÓLEOS MEXICANOS Y ORGANISMOS SUBSIDIARIOS (CNPMOS-001, 30 SEPTIEMBRE 2004).
 - ✓ ESPECIFICACIONES MÍNIMAS DE SEGURIDAD PARA SISTEMAS DE DESFOGUE EN REFINERÍAS. GR-IS-0203. REV. 1 1978 PETROLEOS MEXICANOS.

CONSULTA BIBLIOGRÁFICA.

- ✓ APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS, VOL 1. THIRD EDITION, ERNEST LUDWIG
 - ✓ PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS, FIFTH EDITION, MAX S. PETERS, KLAUS D. TIMMERHAUS, RONALD E. WEST, MC
 - ✓ PERRY, MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO, SEXTA EDICIÓN, TOMO VI
 - ✓ VÁLVULAS DE CONTROL FINAL.
 - ✓ VÁLVULAS, SELECCIÓN, USO Y MANTENIMIENTO. RICHARD W. GREENE MC GRAW-HILL.
-

-
- ✓ QUÍMICA INDUSTRIAL, DIEGO JUAN GARCÍA, EDIT. ORACIO ESCARABAJAL, PRIMER EDICIÓN, JUNIO 2005.
 - ✓ MANUAL DEL GAS Y SUS APLICACIONES. SEDIGAS. 1.991.
 - ✓ LA COMBUSTION DEL GAS NATURAL EN LAS CALDERAS DE VAPOR. VIRGILIO MARTÍNEZ LOMBARDO. ENAGAS 1.990.
 - ✓ MANUAL DE MANTENIMIENTO DE INSTALACIONES DE CALEFACCION Y AGUA CALIENTE SANITARIA. CAMPSA.
 - ✓ CATALOGOS MARCAS COMERCIALES
 - ✓ PROGRAM SIZES PIE AND FLARE MANIFOLDS FOR COMPRESSIBLE FLOW. PAUL KANDELL. CHEMICAL ENGINEERING. JUNIO 29 1981.
 - ✓ DISTILLATION SAFETY VALVES, MIKE BRADFORD
CHEMICAL ENGINEERIG. JULIO 9, 1984.
 - ✓ ESTIMATE SAFE FLARE-HEADERS QUICKLY, JORGE A. BONILLA
CHEMICAL ENGINEERING. ABRIL 10, 1978.
 - ✓ SAFETY RELIEF VALVES FOR PROCESS AND GENERAL INDUSTRY SERVICE. CONSOLIDATED.
 - ✓ MODERNIZACION Y OPTIMIZACION DE LOS ESQUEMAS DE PROCESO EN COMPLEJOS MARINOS DE PRODUCCION; ALTERNATIVAS EN BENEFICIO DEL AMBIENTE.

CONSULTA EN RED.

http://www.valvulasthorsa.com.ar/productos/PDFproductos/valvulas_globo.pdf

<http://spanish.asahi-america.com/gate-valves-Pressure-Relief.htm>

http://www.youtube.com/watch?v=h_LrXj72EJM&feature=related

<http://www.youtube.com/watch?v=KuGizBjDXo&feature=related>

http://www.donadonsdd.com/EN/rupture_discs.htm

<http://www.youtube.com/watch?v=yfpbWwbwEj4>

<http://suplicesa.com/15.html>

<http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-engineering-tutorials/safety-valves/introduction-to-safety-valves.asp>

<http://uninet.mty.itesm.mx/legis-demo/indices/indsecre.htm>

<http://www.pemex.com/index.cfm?action=content§ionID=5&catid=254&contentID=256>

<http://www.youtube.com/watch?v=9RkMngsUq08&feature=related>

<http://www.boletinindustrial.com/producto-imagen.aspx?pid=2003>

<http://www.andersongreenwood.com/>

<http://encyclopedia.airliquide.com/encyclopedia.asp?languageid=9&GasID=41&CountryID=19>

<http://ingequimuc.superforo.net/login.forum?redirect=forum-f12>

<http://procesostermodinamicosaplicacion.blogspot.com/>

<http://dti-proceso.blogspot.com/>

http://translate.googleusercontent.com/translate_c?hl=es&sl=en&tl=es&u=http://www.ljtechnologies.com/sj/sjsafetyvalves.htm&rurl=translate.google.com.mx&usq=ALKJrhjbtBjbvIUpmu8NB8wBxOm_MYzOjw

<http://www.disque-rupture.com/accueil.php>

<http://www.siafa.com.ar/notas/nota151/disco2.html>

Anexo A

Aspectos Económicos.

ASPECTOS ECONOMICOS DE LAS VÁLVULAS.

Las válvulas constituyen del 20 al 30% del costo de la tubería de una planta, según sea el proceso; el costo de un tipo y tamaño dados de válvulas puede variar en 100% a 70% según sea su construcción. Por tanto, la selección de válvulas es de suma importancia en los aspectos económicos, así como en la operación de plantas de proceso. Veamos cómo una empresa de diseño para ingeniería decide un tipo de válvula, el costo en comparación con las características de la construcción, los materiales de construcción, etc., para un diseño de planta que sea competitivo y libre de problemas.

Costo y disponibilidad

Muchas veces se encontrará más de un tipo de válvula para un trabajo específico. Cuando todos los factores, como materiales de construcción, rendimiento, capacidad para presión y temperatura y disponibilidad son iguales, se debe seleccionar la válvula de menor precio. Cuando el ingeniero ha determinado el mejor tipo de válvula para el servicio, debe tener en cuenta el costo y la disponibilidad. Sería ilógico ordenar una válvula que no van a entregar a tiempo 0 que no tiene un costo razonable.

Hay que obtener datos de disponibilidad y costo de los distribuidores o de los fabricantes. También hay que tener en cuenta si habrá variación en el precio en el momento de la entrega. El precio de cada válvula también puede depender de la cantidad que se ordene en un momento dado. Los fabricantes de válvulas suelen otorgar descuentos; por ello, cuanto mayor sea el número de válvulas pedidas, menor será su costo unitario.

Sin embargo, a veces no se puede obtener ese menor costo unitario por el efecto que pueda tener un pedido grande en la capacidad del fabricante para poder entregarlo a tiempo. La única forma de conocer el

costo y disponibilidad de cualquier tipo específico de válvula, es cuando se tienen las cotizaciones de diversos distribuidores o fabricantes.'

Evaluación

Cuando ya se conocen la función, tipo, materiales de construcción, empaquetaduras y requisitos y características de las válvulas adecuadas, se pueden solicitar cotizaciones a los distribuidores y fabricantes y evaluarlas después de recibirlas. Se hace una lista comparativa de los datos críticos, como nombre del fabricante, costo, tiempo de entrega, número del modelo, materiales de construcción y de empaquetadura. La experiencia indica que habrá una gran variación en el costo, tiempo de entrega y calidad.

Aunque las válvulas de máxima calidad satisfarán los requisitos, no hay una forma segura de establecer la calidad mínima necesaria. El ingeniero tendrá que buscar válvulas menos costosas que, aunque no sean de igual calidad que otras, de todos modos resulten aceptables.

Una lista bien preparada para comparación de ofertas ayudará a tomar esas decisiones y la experiencia le dará mayor confianza. Sin embargo, la experiencia no es razón para eliminar o abreviar la comparación de las cotizaciones.

Procuración (compra) de las válvulas

El grupo de ingeniería de procesos inicia las actividades de diseño de la planta con la emisión de hojas de flujo del proceso que indican los materiales de construcción y los instrumentos críticos para el proceso y los servicios (aire, agua, vapor, etc). Una vez expedidos estos datos, las actividades se concentran en los ingenieros de proyecto que preparan un Índice de Servicio de Tuberías en el que se describen en detalle las tuberías y válvulas que se utilizarán en la nueva planta.

Todas las corrientes de fluidos para proceso y servicios se listan por separado en este índice de acuerdo con sus presiones y temperaturas máximas y mínimas de operación, materiales de construcción, tolerancias para corrosión y materiales de empaquetaduras y juntas. Cuando los ingenieros de proceso examinan y aprueban este índice, se envía al grupo de materiales de tubería, que prepara las especificaciones de éstos.

Las especificaciones, en su mayor parte, son clasificaciones estandarizadas de servicios generales para cumplir con los datos del proceso.

Después de que los ingenieros de proceso y proyecto examinan y aprueban las especificaciones y el índice, se combinan con documentos similares preparados por otros grupos de ingeniería y se encuadernan en un volumen llamado Bases de diseño del proyecto, que se presenta al cliente. Cuando éste lo aprueba, los procedimientos y normas incluidos son obligatorios para ambas partes y definen tanto el trabajo que se va a efectuar como los materiales que se emplearán para diseñar y construir la planta.

Los ingenieros de proyecto, ahora preparan y expiden diagramas de flujo de tubería e instrumentos (llamados también diagramas de flujo de ingeniería). En ellos se indica en forma esquemática toda la tubería, válvulas e instrumentos para los sistemas de proceso y servicios. En este momento, ya se puede saber cuántas válvulas se necesitan y estimar (con los diagramas) la cantidad de tubería, accesorios, válvulas, etc., para calcular el costo de capital de la planta o solicitar cotizaciones a los distribuidores o fabricantes.

El grupo de diseño de tuberías prepara una maqueta de la planta. Cada vez se usan más las maquetas porque son fáciles de estudiar y modificar. Como opción, se pueden utilizar planos de vista en planta y en elevación que son mucho más difíciles para la revisión o la modificación por los ingenieros de proceso y de proyecto.

Mientras tanto, un grupo de especialistas ha preparado los planos para colocación del equipo en la planta. Para el diseño de la tubería es importante tener planos de disposición (arreglo) que muestren las elevaciones y ubicaciones de las partes principales del equipo al comienzo y final de los tramos de tubería.

Conforme avanza la maqueta de tubería y queda concluida para ciertas secciones de la planta se hacen planos isométricos para todas las tuberías de 1 ½ in o más; cada plano lleva una lista detallada de materiales. Las listas SC resumen cada cierto tiempo para actualizar las cifras totales, expide el grupo de "tuberías". Esta información, junto con la especificación de material para tuberías, constituye el paquete que utiliza el grupo de compras (abasto) para solicitar cotizaciones a proveedores y fabricantes. Cuando se han solicitado características especiales o si la válvula es crítica, los miembros del grupo de diseño de tubería participan en la evaluación de las cotizaciones.

Cuando está lista la evaluación de cotizaciones se envía al grupo de proyecto para aprobación por el gerente de proyecto; si se aprueba se coloca la orden de compra con el proveedor.

<C:\Documents and Settings\usuario\Escritorio\TESIS\ENTREGA FINAL DE TESIS\ANEXO A PROVEEDORES DE EQUIPO DE DESFOGUE\COTIZACION PSV TESIS.pdf>
