

5
2ej°



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN

SEGURIDAD DE PROCESOS
QUIMICOS

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A:
HUGO EGUIA PORTILLO

A S E S O R:
M. en C. LUIS CEDEÑO CAERO

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX.

1996

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLAN

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



Departamento de
Exámenes Profesionales

DR. JAIME KELLER TORRES
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la F.E.G. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:

Seguridad de Procesos Químicos

que presenta el pasante: Hugo Enza Portillo
con número de cuenta: 7738574-9 para obtener el TITULO de:
Ingeniero Químico

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 30 de Abril de 1996

PRESIDENTE L.Q. Fernando Orozco Ferrera
VOCAL M. en C. Arnulfo Chayuda Escobar
SECRETARIO M. en C. Luis Cedeño Caero
PRIMER SUPLENTE M. en C. Ricardo P. Hernández García
SEGUNDO SUPLENTE L.Q. Gilberto Atillano Acaya Ventura

[Handwritten signatures]

DEDICACIONES

A mi esposa; Flor, por apoyar y soportar cada etapa de mi vida y en especial el esfuerzo para este trabajo. Por ser mi motivo de inspiración y por ese espíritu de lucha que en mí despierta día con día.

A mis hijos; Diego y Andrea, que poseen esa sonrisa que irradia paz y armonía.

Porque el amor se reproduce para perpetuarse.

A mis papás; Ana María y David, por haberme dado la vida y las bases que sustentan mi existencia.

A mis hermanos; David, Jorge, Aída, Pablo, Verónica, Iván, Ana María, Taís, Corina y Rubén†, por la gran familia que juntos hemos formado.

AGRADECIMIENTOS

Al M. en C. Luis Cedeño Caero, por su amistad e incondicional apoyo para la elaboración de este trabajo.

A los integrantes del jurado; I.Q. Fernando Orozco Ferreyra, M. en C. Arnulfo Chavando Ramírez, M. en C. Ricardo P. Hernández García e I.Q. Gilberto A. Amaya Ventura por sus valiosas aportaciones en la revisión de esta tesis.

A Víctor Hugo y Juan Antonio, por esa entrañable amistad que hemos compartido y que ha significado un respaldo incondicional en mi desarrollo.

INDICE

RESUMEN -----	1
GLOSARIO DE SIMBOLOS-----	11
INTRODUCCION -----	1
CAPITULO I CONCEPTOS BASICOS -----	12
1.1 Presión Máxima Permisible -----	12
1.2 Vacío Máximo Permisible -----	14
1.3 Flujo de Fluidos -----	18
1.3.1 Cálculo de Flujo para Fluidos Incompresibles a través de un orificio -----	20
1.3.2 Cálculo de Flujo para Fluidos Compresibles a través de un orificio -----	22
1.3.3 Cálculo del Flujo para Fluidos Incompresibles a través de una tubería -----	22
1.3.4 Cálculo del Flujo para Fluidos Compresibles a través de una tubería -----	24
CAPITULO II DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD -----	34
2.1 Introducción -----	34
2.2 Selección -----	35
2.3 Válvulas de Seguridad y/o Alivio -----	35
2.4 Válvulas de Presión Vacío -----	45
2.5 Discos de Ruptura -----	47
2.6 Arrestaflamas -----	55
2.7 Alivios Naturales -----	56
CAPITULO III ESTUDIO DE SEGURIDAD DE PROCESOS -----	63
3.1 Objetivo y concepto del Estudio de Seguridad de Procesos--	63
3.2 Diagramas de Tubería e Instrumentación -----	64
3.3 Hoja de Datos de Sustancias Químicas -----	64
3.4 Discusión y Análisis de Riesgos -----	65
3.5 Limitaciones de Operación -----	68
3.6 Hoja de Evaluación y Cálculo de Riesgos -----	69
3.7 Datos de Equipos -----	69

CAPITULO IV CASO PRACTICO -----	72
4.1 Descripción del Sistema -----	72
4.2 Desarrollo del Estudio de Seguridad de Procesos Químicos -	74
4.2.1 Estudio al Tanque de Almacenamiento TA-01 -----	74
4.2.1.1 Cálculo de la PMP y VMP -----	76
4.2.1.2 Análisis de Riesgos -----	77
4.2.1.3 Selección de Dispositivo de Seguridad -----	79
4.2.1.4 Dimensionamiento de los Dispositivos de los Dispositivos de Seguridad -----	79
4.2.2 Estudio a la Bomba de Transferencia de Mezcla, P-02	82
4.2.2.1 Análisis de Riesgos -----	83
4.2.2.2 Selección del Dispositivo de Seguridad -----	83
4.2.2.3 Dimensionamiento del Dispositivo de Seguridad -----	85
4.2.3 Estudio del Tanque Evaporador; T-03 -----	85
4.2.3.1 Cálculo de la PMP y VMP -----	86
4.2.3.2 Análisis de Riesgos -----	88
4.2.3.3 Selección del Dispositivo de Seguridad -----	90
4.2.3.4 Dimensionamiento de los Dispositivos de Seguridad -----	90
4.2.4 Estudio a la bomba de Transferencia de Acetamida; P-04 -----	95
4.2.4.1 Análisis de Riesgos -----	96
4.2.4.2 Selección del Dispositivo de Seguridad -----	96
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES -----	98
BIBLIOGRAFIA -----	99

RESUMEN

El presente trabajo abarca el tema de la Seguridad de Procesos Químicos, el cual es una técnica de identificación y cuantificación de riesgos enfocada a la prevención de pérdidas. Estas pérdidas pueden ser de producción, de equipos de proceso, de plantas de producción y lo más importante de vidas humanas.

La Seguridad de Procesos Químicos es una herramienta que ayuda al desarrollo de la ingeniería de detalle de un proceso determinado, o bien que se puede implementar a procesos o sistemas ya en operación que no están adecuadamente protegidos contra los riesgos de sobrepresión, fuego y explosión.

En este trabajo se verán los conceptos más importantes dentro de la Seguridad de Procesos Químicos como son los Dispositivos de Seguridad y el Estudio de Seguridad de Procesos. Este estudio resume tanto el análisis de riesgos como la selección y el dimensionamiento de los Dispositivos de Seguridad.

Para conocer un poco los términos usados en la Seguridad de Procesos Químicos, se presenta en el Capítulo I Los Conceptos Básicos.

En el Capítulo II se muestra una guía para selección del Dispositivo de Seguridad adecuado, los tipos de dispositivo que existen y la metodología para el adecuado dimensionamiento.

El Capítulo III resume las partes componentes de un Estudio de Seguridad de Procesos Químicos.

Se presenta en el Capítulo IV un caso práctico donde se aplican parte de los conceptos mencionados a lo largo del trabajo.

Finalmente se presentan las conclusiones y recomendaciones.

GLOSARIO DE SIMBOLOS

- A : Factor según el código ASME (Figura 3) (adimensional).
- Area : Area transversal por donde fluye un fluido (pulg²)
- A_c : Area del cuerpo del tanque (pie²), [Tapa débil].
- A_p : Area de la tapa del tanque (pie²), [Tapa débil].
- A_t : Area de la sección transversal del tanque (pulg²), [Tapa débil].
- α : Mitad del ángulo del cono, [Tapa cónica].
- B : Factor según el código ASME (Figura 1 y 2). (adimensional).
- C : Constante de flujo para gases o vapores (Tabla 10). (adimensional).
- C_p : Calor específico a presión constante (Btu/lb mol °F).
- C_v : Calor específico a volumen constante ((Btu/lb mol °F).
- D : Diámetro (pulg).
- D_o : Diámetro exterior (pulg).
- D_{menor} : Diámetro menor de una tapa cónica (pulg).
- D_{int} : Diámetro interior de una tubería (pulg).
- ΔP : Diferencia de presión (lb / pulg²).
- E : Eficiencia de la unión soldada (0.45 a 1.0) (adimensional).
- E : Módulo de elasticidad (lb / pulg²).
- f : Factor de fricción de Fanning. (adimensional).
- h : Altura (pies).
- K_c : Factor de Corrección para la relación del calor específico. (Tabla 7 y 10). (adimensional) K_c = C / 315.
- K_g : Factor de Corrección para la gravedad específica. (Tabla 8) (adimensional), K_g = 1/√S_pG_r
- K_m : Factor de Corrección para el peso molecular. (Tabla 9) (adimensional), K_m = 1/√M
- K_p : Factor de Corrección para sobrepresión. (Menor al 25%, Figura 12) (adimensional).
- K_{sh} : Factor de Corrección por sobrecalentamiento para vapor de agua . (Tabla 6) (adimensional).

K_t	: Factor de Corrección para la temperatura. (tabla 11) (adimensional), $K_t = \sqrt{520/T}$
K_u	: Factor de Corrección por viscosidad. (Figura 13) (adimensional).
K_o	: Coeficiente de descarga en orificios (adimensional).
k	: Relación de calores específicos. (adimensional). $k = C_p / C_v$ (Tabla 7).
l	: Longitud de la tubería (pies).
L	: Longitud parte recta de un cuerpo cilíndrico (pulg).
λ	: Término usado para fluidos compresibles para cuantificar el efecto de la contrapresión en un flujo a través de un orificio (adimensional), (Figura 4).
M	: Peso molecular (lb/mol).
M_C	: Peso molecular promedio (lb/mol).
N	: Pérdidas (de presión) por fricción. $N = \frac{12 f l}{D_{int}} + \sum K + PE$ (lb/pulg ²)
P	: Presión (lb / pulg ²).
PMP	: Presión Máxima Permisible (lb/pulg ²).
P_a	: Presión externa (lb / in ²).
P_{ajuste}	: Presión de ajuste (lb / pulg ²) [Válvulas de seguridad/alivio].
P_1	: Presión de entrada (lb / pulg ² manométricas).
P_2	: Presión de salida (lb / pulg ² manométricas).
P_{1a}	: Presión de entrada (lb / pulg ² , absolutas).
P_{2a}	: Presión de salida (lb / pulg ² , absolutas).
R_{curv}	: Radio de curvatura de una tapa torisférica (pulg).
Re	: Número de Reynolds (adimensional).
ρ	: Densidad (lb / pie ³).
S	: Esfuerzo máximo permisible (lb / pulg ²).
S_{pGr}	: Gravedad específica (adimensional).
T	: Temperatura (°R).
T_{1a}	: Temperatura de entrada [Fluidos compresibles" (°R).
t	: Espesor de pared (pulg).
VMP	: Vacío Máximo Permisible (lb/pulg ²).
v_1	: Volumen específico (pulg ³ / lb).
W	: Flujo másico o gasto (lb / hora).

w : Peso total del cuerpo y tapa (lb) [Tapa débil]
W_{aire} : Flujo de aire. (pies³ / minuto), cond. estándar.
W_c : Peso del cuerpo por unidad de área (lb/pie²) [Tapa débil].
W_{gas} : Flujo de gas. (pulg³ / minuto), cond. estándar.
W_{líquido} : Flujo de líquido. (galones / minuto).
W_p : Peso de la tapa por unidad de área (lb/pie²) [Tapa débil].
W_{vap agua} : Flujo del vapor de agua (lb / hora).
W_T : Flujo o gasto total (lb / hora).
Y : Factor de compresibilidad (adimensional).
z : Viscosidad (centipoises).

INTRODUCCION

El propósito de esta tesis es presentar una serie de criterios para ayudar a reducir lo más posible los accidentes industriales, en particular los que pueden ocurrir en una planta donde se lleven a cabo procesos químicos.

El éxito de la industria depende en gran parte de preservar la continuidad en la producción. Las instalaciones deben ser planeadas, construidas y operadas, no solamente para producir con eficiencia, sino también para evitar efectos destructivos tales como sobrepresión, fuego y explosión que interrumpen esta continuidad.

Cuando se evalúan las posibles consecuencias de un accidente se hace énfasis en las vidas humanas que se pueden perder. En segundo lugar se debe estimar el impacto ambiental. Posteriormente se pueden considerar las pérdidas económicas. Entre las más obvias están el daño a las instalaciones y a las materias primas, así como el costo que implica detener la producción.

Cabe mencionar que algunas industrias no han sobrevivido después de haber sido destruidas por el fuego, por ejemplo, y aunque estén cubiertas por un seguro contra daños, la destrucción de la planta implica también perder poder en el mercado y por consiguiente clientes, que al notar la ausencia del producto optarán por comprar algún otro de la competencia. También pudiera ser que disminuyera el consumo de los productos de la compañía en cuestión, por asociarlos a un accidente industrial o por simple desconfianza en la misma.

Es importante definir los términos *seguridad, peligro y riesgo*, los cuales son usados con frecuencia en este texto;

- Seguridad:** Es la prevención de accidentes debido al uso apropiado de tecnologías para identificar los peligros en una planta industrial para eliminarlos antes de que ocurran los accidentes.
- Peligro:** Cualquier evento con el potencial de producir un accidente.
- Riesgo:** Es la probabilidad de que un peligro se convierta en accidente.

La principal causa de accidentes en los procesos industriales es el originado de una u otra forma por el error humano.

En este sentido se debe tener en cuenta que los errores humanos son parte ineludible de la vida, los trabajadores (obreros y/o técnicos) en su labor cotidiana pueden cometer errores, pero si alguno de estos errores resulta en una catástrofe, surgen cuestiones como quien está equivocado o quién es responsable, si el trabajador que comete el error o el jefe o directivos de la compañía que no han previsto la posibilidad del error.

Es evidente que si se prevé el error y se toman las medidas preventivas necesarias, existen menos probabilidades de que el accidente se genere, por lo que los daños tanto humanos como materiales serán menores.

Por ello, es muy importante la consideración estratégica de los accidentes, que comienza desde la proposición de que los accidentes ocurren por ausencia de precauciones o una falla en la prevención adecuada de accidentes.

Esto es especialmente importante en el desarrollo de procesos químicos, en donde la falta de precauciones puede generar daños muy graves e irreversibles.

Hay miles de compuestos y mezclas químicas que presentan alguna forma de mayor o menor riesgo para el usuario; por lo tanto, debido al uso creciente de productos químicos en las industrias,

la probabilidad de algún accidente aumenta, lo que hace necesario el analizar cuidadosamente cada etapa del proceso.

Los problemas de seguridad que lleva consigo el uso de productos químicos, por razón de su magnitud y complejidad, exigen que se evalúen sistemáticamente todas sus propiedades, a fin de conocer sus riesgos, tales como su toxicidad, inflamabilidad, reactividad, etc.

Después de hacerse tal evaluación, podrá diseñarse correctamente una planta de proceso, eliminando o mitigando los riesgos, y así evitar el daño a los equipos que se manejan y lesiones graves a los trabajadores.

Actualmente, en los procesos se pueden manejar grandes cantidades de productos químicos sin dañar el equipo, controlar reacciones que liberan grandes cantidades de energía y mantener los índices de presión y vacío por debajo de los máximos permisibles; esto gracias a la aplicación de programas como el de seguridad de procesos químicos.

Se puede considerar como un axioma de la seguridad de procesos que la elaboración segura de un producto determinado depende de tres condiciones esenciales; conocimiento del proceso, conocimiento de las sustancias químicas involucradas y conocimiento del equipo.

Aunque por norma general es suficiente el conocimiento genérico de como manejar con seguridad el equipo, si algún cambio químico ocurre dentro de la planta o en el proceso en que interviene dicho producto, es necesario entender el porque de estas condiciones.

A continuación se comentan algunos tipos de accidentes que pueden ocurrir en una planta industrial; tales accidentes tienen la peculiaridad de que pueden causar daño a personas o instalaciones ajenas a la planta, pero que se encuentran cerca de ella. También se dan algunos ejemplos de accidentes reales que han ocurrido en el pasado.

LUGAR	AÑO	EVENTO	CONSECUENCIAS
Brockton, Massachusetts.	1905	Explosión de una caldera	58 muertes
Oppau, Alemania.	1921	Explosión de un tanque de nitrato de amonio	430 muertes
Zarnesti, Rumania.	1939	Escape de cloro	60 muertes
Cleveland, Ohio.	1944	Incendio de un contenedor de gas natural licuado.	130 muertes
Potchefstroom, Sudáfrica	1973	Ruptura de un tanque con amoniaco	18 muertes
Flixborough, Inglaterra.	1974	Explosión de un tanque con ciclohexano.	29 muertes
Acunthorpe, Inglaterra.	1975	Explosión de una generadora de vapor en una fundidora.	11 muertes
Los Alfaques, España.	1978	Fuego relámpago, por propano	215 muertes
Three Mile Island, Pen.	1979	Accidente del reactor nuclear, descarga de 0.125 mg de Iodo ¹³¹	1 muerte lenta
San Juan Ixhuatepec, México.	1984	Explosiones de gas licuado de petróleo	Cerca de 500 muertes
Bhopal, India.	1986	Fuga de isocianato de metilo.	Cerca de 2500 muertes

Tabla 1. Accidentes industriales importantes.

FUEGO POR PRODUCTOS QUIMICOS INFLAMABLES

Cuando un líquido inflamable se derrama y se enciende, este puede desplazarse por el drenaje y salir quemando lo que encuentre a su paso. Para evitar esto se procura contener los derrames de líquidos con diques. En 1944, en Cleveland Ohio, se derramaron dos mil toneladas de gas natural licuado. Esto ocasionó un incendio extensamente distribuido. Murieron 130 personas.

También puede ocurrir que una nube de vapor inflamable se encienda sin explotar. A este tipo de fuego se le conoce como fuego relámpago. En 1978, en Los Alfaques - España, un camión tanque que viajaba cerca de un lugar para acampar, dejó escapar 17 toneladas de propano líquido. El propano se expandió para formar una nube de 200 m de diámetro, entonces se incendió y murieron 215 personas. El tanque se había llenado en exceso y no se le había colocado una válvula de seguridad. El líquido se dilató por la radiación solar y ocasionó que el tanque se fisurara, liberando el gas.

EXPLOSIONES POR PRODUCTOS QUIMICOS INFLAMABLES O INESTABLES

Una explosión es una expansión repentina de gases, resultando una generación de presión u onda de choque. La explosión puede ser mecánica (ruptura de un recipiente presurizado), puede ser el resultado de una reacción química violenta o muy rápida.

Existen las *explosiones de vapor en expansión causadas por el líquido inflamado*. Este tipo de accidente ocurre cuando un tanque que contiene un líquido inflamable, tiene fugas. El líquido que se fuga se acumula debajo del tanque y se inflama. Esto ocasiona que el tanque se caliente y aumente su presión. Después de poco tiempo, el tanque cede mecánicamente debido a la sobrepresión y al debilitamiento del material. Su contenido se descarga a la atmósfera y se inflama por el fuego en la base. Esto ocasiona la explosión, formándose una nube de fuego en forma de hongo. La

onda expansiva puede no ser muy severa, pero el tanque o las partes en que se fracciona son despedidos con gran energía. A veces puede ocurrir un efecto de dominó, en el que los pedazos del tanque salen despedidos, e inician otras fallas y explosiones. De 1970 a 1975 en los Estados Unidos de Norteamérica ocurrieron doce de este tipo de explosiones.

Se puede construir un dique para evitar que el líquido inflamado se disperse, pero esto ocasiona que se quede en la base del tanque. Por eso, además del dique se recomienda colocar un drenaje para conducir al líquido a un lugar seguro (fosa de tratamiento).

Cuando la explosión ocurre en un lugar confinado, como por ejemplo dentro de un edificio, el nivel de sobrepresión aumenta mucho. Esto hace que aunque se tenga una cantidad relativamente pequeña de material los daños sean severos. En Abbeystead Lancashire, Inglaterra, ocurrió una explosión por la acumulación de metano en una estación de bombeo de agua, como consecuencia de la explosión murieron 16 personas.

A diferencia del fuego relámpago, cuando se forma una nube de vapor inflamable no confinada por un edificio, a la nube le da tiempo de combinarse con el aire y se forma una mezcla explosiva. Cuando la nube se inflama, no simplemente se quema, sino que explota y produce una onda de choque muy peligrosa. En 1974, en Flixborough Inglaterra, 36 toneladas de ciclohexano explotaron. La planta química se destruyó y murieron 28 personas. La onda de choque rompió vidrios de edificios a 12 kilómetros de distancia. Los postes de luz cerca de la planta, se doblaron y quedaron horizontales.

Se ve entonces que las nubes de vapor inflamable que explotan, destruyen una área mayor que los fuegos relámpago. Si se compara este accidente con el de Los Alfaques, España, que se mencionó con anterioridad, aparentemente son más letales los fuegos relámpago. Sin embargo hay que tomar en cuenta que la planta de Flixborough

explotó en un fin de semana y pocas personas se encontraban en el lugar. En cambio en Los Alfaques, el fuego relámpago abarcó una pequeña área, pero que estaba llena de vacacionistas.

Existen materiales que se pueden descomponer repentinamente de manera exotérmica, o mezclas que pueden reaccionar entre sí. Un ejemplo son los combustibles sólidos de las plataformas de lanzamiento espaciales. Otros ejemplos son el TNT, el nitrato de amonio y el ácido pícrico.

En las explosiones mecánicas, la fuente de alta presión es un tanque presurizado o la ebullición repentina de un líquido. Los daños que ocasionan este tipo de explosiones son causados por la onda de choque de la explosión, los fragmentos que salen despedidos por la explosión, y el contenido del tanque mismo, que puede ser material tóxico, inflamable, irritante o estar a altas temperaturas.

Los tanques a presión pueden fallar por diversas causas y entonces explotar. Por ejemplo, si por un error en la operación del equipo un tanque se llena en demasía puede explotar. También puede ser que accidentalmente ocurra una reacción cuando dos sustancias se mezclan inadvertidamente. Puede ocurrir una reacción fuera de control. En todos estos casos, se evita el exceso de presión colocando dispositivos de seguridad que se abren para aliviar la presión si ésta llega a exceder un valor predeterminado.

Las explosiones de vapor ocurren cuando un líquido caliente se evapora repentinamente, con violencia explosiva. Esto ocurre por ejemplo en las fundidoras, cuando el hierro fundido entra en contacto con el agua. El vapor generado arroja el hierro fundido, con consecuencias fatales. La explosión ocurrida en Scunthorpe en la planta de Appleby-Frodingham, en 1975 se originó por que el sistema de enfriado del horno tenía una fuga de agua. Murieron 11 personas debido a la explosión.

DESCARGAS DE MATERIAL TOXICO A LA ATMOSFERA

En la actualidad dentro de las industrias químicas se maneja una amplia variedad de sustancias que son nocivas o tóxicas, las cuales al ser liberadas afectan fuertemente el medio ambiente que rodea a la planta. Un ejemplo de este tipo de accidentes es la tragedia de Bhopal en Madhya Pradesh, India, que ocurrió en 1984. Debido quizá a un error en la operación o a un mantenimiento de baja calidad, se permitió que cierta cantidad de agua pasara por una línea que temporalmente estaba conectada a un tanque de almacenamiento que contenía 30 toneladas de isocianato de metilo. Este material se descompone exotérmicamente al contacto con el agua. El exceso de presión se liberó por un disco de ruptura. El material no se pudo contener, ya que la línea de venteo no estaba diseñada para manejar tal cantidad de material. El accidente ocurrió en la noche y 2500 personas que vivían cerca del lugar murieron mientras dormían. Varios miles más quedaron ciegos o fueron dañados en su pulmones. Aún se sigue evaluando los efectos epidemiológicos del accidente.

Por otro lado, se conocen alrededor de 1500 materiales que son potencialmente carcinógenos. Las hojas de seguridad para este tipo de materiales no dejan de tener sus dificultades, ya que la dosis mínima causante de cánceres, se determina de manera teórica. Entonces para no correr riesgos es imperativo, que no haya exposición humana a tal tipo de materiales.

ACCIDENTES NUCLEARES

Los reactores nucleares no pueden explotar en ninguna circunstancia como lo hacen las armas nucleares. La razón de esto es que la energía se libera unas 10^{12} veces más lenta que una bomba nuclear. Entonces, el peligro en los reactores nucleares consiste en la descarga de material radiactivo al ambiente. Esto se evita de tres maneras: 1) planeando la desactivación del reactor, 2) eliminando el calor de decaimiento calor que sigue generándose por

la descomposición radiactiva de los productos de la fisión, aún cuando ha cesado la reacción en cadena de los neutrones) y 3) almacenando el material radioactivo y productos de la fisión adecuadamente.

El reactor nuclear se desactiva introduciendo unas barras de material que absorben los neutrones de la reacción (Los neutrones son difíciles de detener, a diferencia de los electrones, debido a que no tienen carga eléctrica). El sistema que introduce las barras es múltiplemente redundante.

Para remover el calor de decaimiento se emplean calderas auxiliares o sistemas de emergencia para enfriar el núcleo del reactor.

Para tener contenedores confiables de material radiactivo se emplean barreras múltiples. El reactor se encuentra dentro de un contenedor diseñado para soportar sobrepresión, y a su vez el edificio del reactor se diseña de manera especial para que sea una barrera más del material radiactivo. El accidente de Three Mile Island en Pensilvania en 1979, fue debido a una falla en la eliminación del calor de decaimiento, y una falla en el almacenamiento del material radiactivo. Se liberaron 0.125 mg (16 Curies) de Iodo¹³¹. Se estima que esto pudo causar un cáncer extra entre los cientos de miles de habitantes que residían cerca del reactor. Evidentemente este daño no es comparable con el causado por otros accidentes ya mencionados anteriormente. Para dar una idea de lo dañino que puede ser un accidente nuclear, se calcula que en un accidente de un reactor nuclear (de 1 giga watt) que volatilice una tercera parte de su radiactividad con un viento de 24 Km/hr, podría causar de 100 a 200 muertes instantáneas, y unos 200 cánceres extra en los decenios posteriores, si la densidad de población fuera similar a la del promedio del Reino Unido.

Existen otros tipos de accidentes que no se mencionan aquí, como lo son las fallas en las presas hidroeléctricas, los accidentes de

los aviones, accidentes en las turbinas de plantas termoeléctricas, etc. los cuales no son objeto de este trabajo.

Para finalizar retomando lo que representa una fábrica para sus dueños, es evidente que el impacto de la pérdida de las instalaciones va más allá de la misma fábrica, ya que los clientes, los proveedores y principalmente los empleados de la misma empresa se verán afectados. Por lo tanto se puede decir que ningún seguro recobrará el mercado, la clientela y lo peor de todo, jamás recobrará la pérdida de vidas humanas.

El objetivo de este trabajo es resaltar la importancia que tiene un programa de Seguridad de Procesos Químicos en la industria, para identificar los riesgos de sobrepresión, fuego y explosión para eliminarlos o mitizarlos y así evitar cualquier tipo de accidente que involucre vidas humanas y alteraciones al medio ambiente.

La Seguridad de Procesos Químicos se ocupa de prevenir daños y pérdidas causadas por fuego, explosión y sobrepresión que puedan estar involucrados en el proceso de elaboración de un producto determinado, contrarrestando estos riesgos con los dispositivos de seguridad como: rebosaderos, venteos, válvulas de alivio, arresafiamas, válvulas de presión vacío, discos de ruptura, etc.

Además de la protección realizada sobre los equipos, personal e instalaciones, estos dispositivos también protegen el medio ambiente, ya que el fuego o una explosión, lanzan gases y partículas a la atmósfera, alterando el medio ambiente en ocasiones irreversiblemente.

En el CAPITULO 1 se verán todos los conceptos básicos involucrados en la Seguridad de Procesos Químicos y los requerimientos principales para el dimensionamiento de los dispositivos de seguridad.

En el CAPITULO 2 se muestra una guía para la selección del dispositivo de seguridad adecuado y los dos diferentes tipos que hay.

En el CAPITULO 3 se resumen las partes de que consta un Estudio de Seguridad de Procesos Químicos.

En el CAPITULO 4 se presenta un caso práctico donde se aplicarán los conceptos abarcados en los capítulos anteriores, tomando un proceso de separación de una Acetamida con Formiato de metilo.

Finalmente se presentan las conclusiones y recomendaciones sobre la elaboración del estudio de seguridad de procesos químicos.

CAPITULO I CONCEPTOS BASICOS

En este capítulo se mencionarán en forma simplificada los conceptos básicos empleados en la Seguridad de Procesos Químicos para así elaborar un Estudio de Seguridad de Procesos de cualquier sistema.

Los conceptos básicos incluyen:

- Cálculo de la Presión Máxima Permisible (Positiva o Negativa).
- Cálculo del Vacío Máximo Permisible.
- Cálculo de Flujos.

1.1. PRESION MAXIMA PERMISIBLE.

La Presión Máxima Permisible (PMP) de un equipo es la presión máxima a la que se debe someter un equipo en condiciones normales y que debe resistir sin sufrir ningún tipo de deformación.

La PMP de un equipo estará determinada por la sección del equipo que resista menos presión, para que de tal forma el equipo no sea sometido a esfuerzos mayores a los recomendados por el cálculo.

Para el cálculo de la PMP de un tanque se puede emplear el código ASME (*American Society of Mechanical Engineers*) Sección VIII, división 1 ó el código API (*American Petroleum Institute*) estándar 650. Estos dos códigos son la base para el diseño, construcción, inspección y mantenimiento de los recipientes a presión y de tanques de almacenamiento a bajas presiones, respectivamente.

Es de suma importancia determinar la PMP de un recipiente, ya que si existe la posibilidad de que un riesgo sobrepase este valor ya sea en condiciones normales o anormales, este recipiente requerirá de algún tipo de dispositivo de seguridad como protección.

En las siguientes páginas se enumeran las fórmulas ¹¹ más comunes para el cálculo de la PMP. La cual se debe obtener separadamente para cada una de las partes que conforman el recipiente; cuerpo, tapas, chaqueta, etc.

Es importante mencionar que en todas las fórmulas para el cálculo de la PMP y VMP se está considerando el espesor de pared (t) ya corroido; es decir, restado el valor de la corrosión permisible al material (cuando aplique).

- TAPAS PLANAS:

Para el cálculo de la PMP de tapas cilíndricas planas, tenemos la siguiente ecuación, la cual depende del espesor de la placa de la tapa, del diámetro de la tapa y del esfuerzo máximo permisible del material de fabricación⁽¹¹⁾.

$$P = \frac{SEt^2}{0.13 d^2}$$

- TAPAS ELIPSOIDALES:

$$P = \frac{2SEt}{D + 0.2t} \quad \text{[ASME UG-32]}$$

¹¹ A lo largo de este trabajo, aparecen muchas fórmulas. En las páginas i ii e iii, se incluye un glosario de símbolos empleados en las ecuaciones. Siempre que fue posible se utilizaron los mismos símbolos que se usan en la literatura, salvo cuando pudiera haber confusión. Por ejemplo, la figura 1 del capítulo I usa el factor A; en ese mismo capítulo se requiere calcular varias áreas, así que se evitó denotarlas simplemente por A, (por ejemplo: A_p, A_c, Area).

Por otro lado, cuando los símbolos se tienen que consultar en alguna gráfica del manual ASME, se prefirió usar la notación del manual para estar a tono con él, aunque pudiera haber símbolos más representativos o claros.

- TAPAS TORISFERICAS:

$$P = \frac{2 S E t}{0.885 R_{curv} + 0.1 t} \quad [ASME UG-32]$$

- TAPAS HEMIESFERICAS:

$$P = \frac{2 S E t}{R_{curv} + 0.2 t} \quad [ASME UG-32]$$

- TAPAS CONICAS:

$$P = \frac{2 S E t \cos \alpha}{D + 1.2 t \cos \alpha} \quad [ASME UG-32]$$

- CUERPO CILINDRICO:

$$P = \frac{2 S E t}{D + 1.2 t} \quad [ASME UG-32]$$

- DISEÑO DE TAPA DEBIL:

$$P = \frac{1.3 w}{D^2} + 0.29 t$$

$$w = w_p A_p + w_c A_c \quad [API 650]$$

1.2 VACIO MAXIMO PERMISIBLE

El Vacío Máximo Permisible (VMP) es la máxima presión externa (vacío) que resiste el recipiente el cual también se calcula independiente para cada una de sus partes del recipiente, por lo que se tiene:

- TAPAS PLANAS:

El mismo valor que PMP

- TAPAS ELIPSOIDALES:

$$A = \frac{0.125}{R_{\text{curv}}/t} \quad [\text{ASME UG-33}]$$

Para calcular el P_a se hace lo siguiente:

- a) Una vez calculado el valor de A de la fórmula anterior, encontrar B usando las figuras 1 ó 2 ⁶² y calcular:

$$P_a = \frac{B}{R_{\text{curv}}/t} \quad [\text{ASME UG-28}]$$

Se puede observar en las figuras 1 y 2, que existen rangos en los que no se pueden obtener valores de B , para lo que se debe utilizar la siguiente fórmula:
($A < 0.00015$ y $A > 0.02$)

$$P_a = \frac{0.0625 \epsilon}{(R_{\text{curv}}/t)^2} \quad [\text{ASME UG-28}]$$

Para el acero al carbón el módulo de elasticidad es

$$\epsilon = 30 \times 10^6 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

- TAPAS HEMIESFERICAS:

Se hace el mismo cálculo que se hizo para las tapas elipsoidales.

⁶² La figura 1 se emplea cuando el material de fabricación es de acero al carbón. La figura 2 se usa cuando sea de acero inoxidable.

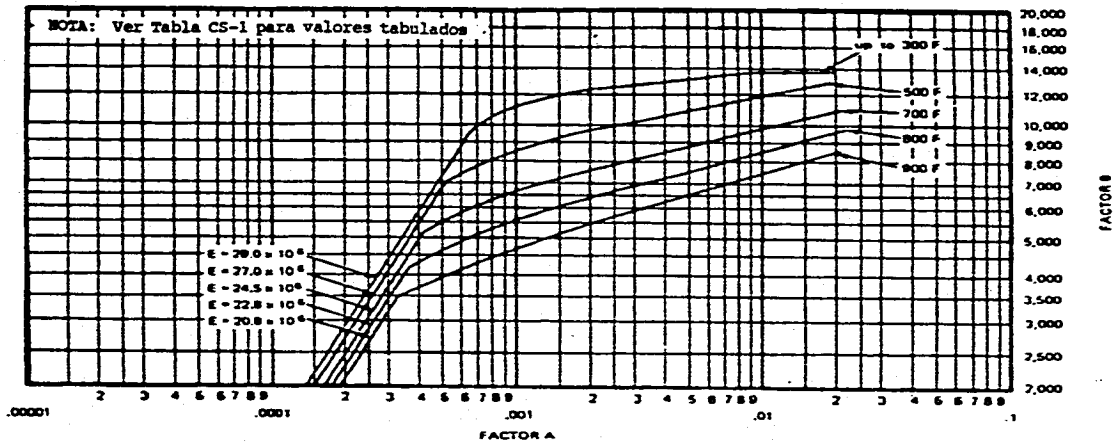


Figura 1. Se emplea para obtener el espesor de placa, bajo presión externa cuando están hechos de acero al carbón (Esfuerzo de cedencia: 24,000 psi, sin incluir 30,000). ϵ es el módulo de elasticidad. Fuente: UCS-28.1 ASME.

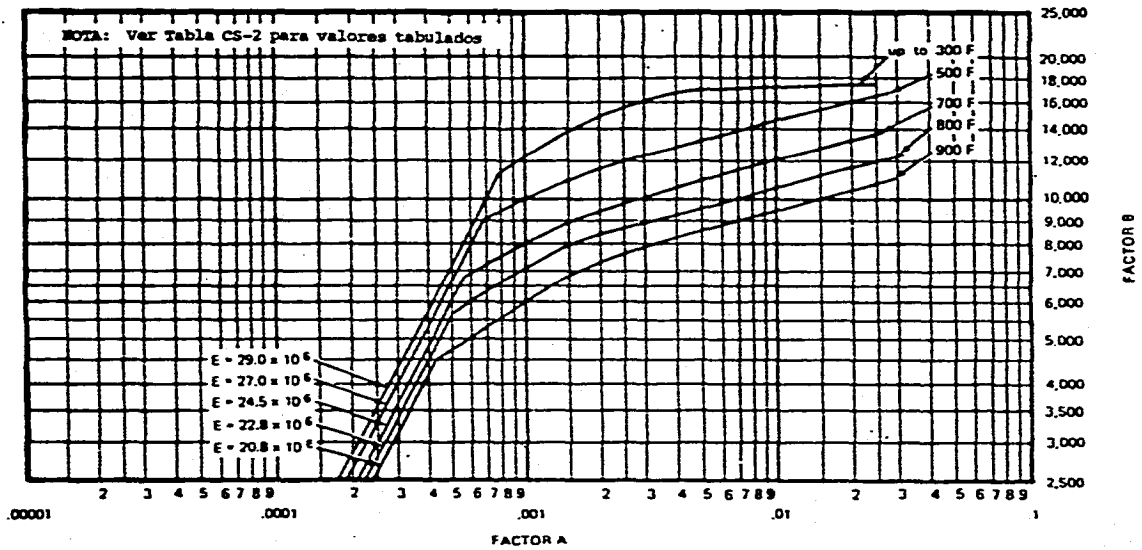


Figura 2. Se emplea para obtener el espesor de placa de tanques, bajo presión externa, el material de construcción debe ser acero al carbón (pero con un esfuerzo de cedencia mínimo de 30,000 psi), y para aceros inoxidable cédula 405 ó 410

Fuente: UCS-28.1 ASME.

- TAPAS CONICAS:

Calcular:

$$\frac{L}{D_o} , \frac{D_o}{t}$$

Donde para este caso

$$L = \frac{h}{24} \left(1 + \frac{D_{\text{menor}}}{D_o} \right) \quad [\text{ASME UG-28}]$$

Con los valores de $\frac{L}{D_o}$ y de $\frac{D_o}{t}$ encontrar el valor de A en la figura 3, y con éste valor encontrar B en la figura 1 ó 2 y utilizar la siguiente fórmula.

$$P_a = \frac{4B}{3(D_o/t)}$$

- CUERPO CILINDRICO:

Calcular:

$$\frac{L}{D_o} , \frac{D_o}{t} \quad \text{y encontrar A en la figura 3}$$

Con el valor A encontrar B en las figuras 1 ó 2. Calcular P_a con:

$$P_a = \frac{4 B}{3(D_o/t)} \quad [\text{ASME UG-33}]$$

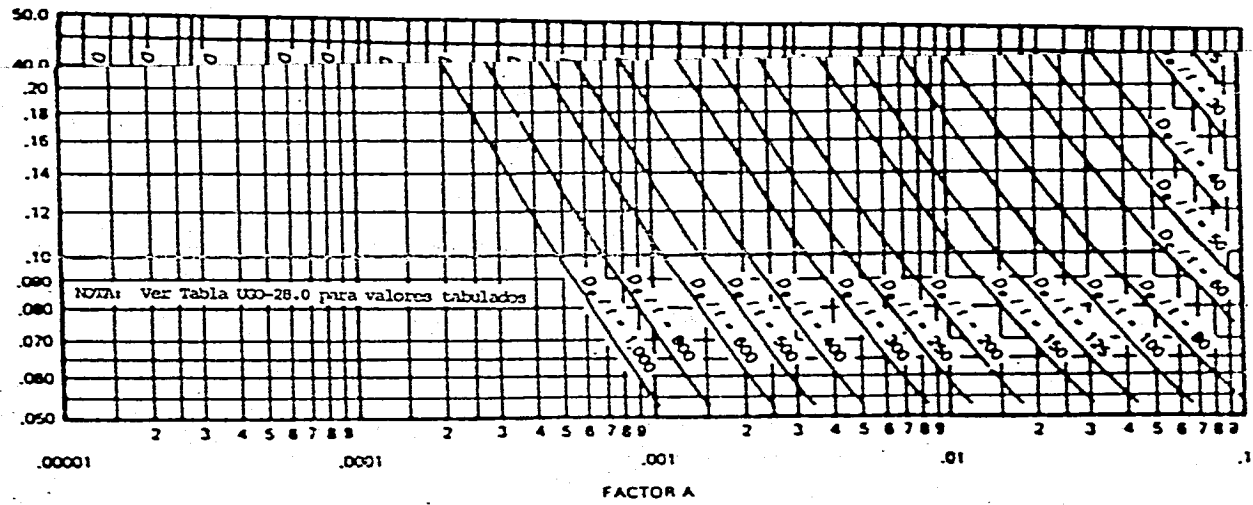
Si no se puede obtener el valor de B en las figuras 1 ó 2, calcular VMP con:

$$P_a = \frac{2 A E}{3(D_o/t)} \quad [\text{ASME UG-33}]$$

1.3 FLUJO DE FLUIDOS

En la mayoría de los accidentes de las plantas químicas, resultan emitidos una gran cantidad de productos tóxicos, flamables o

Aplica a todos



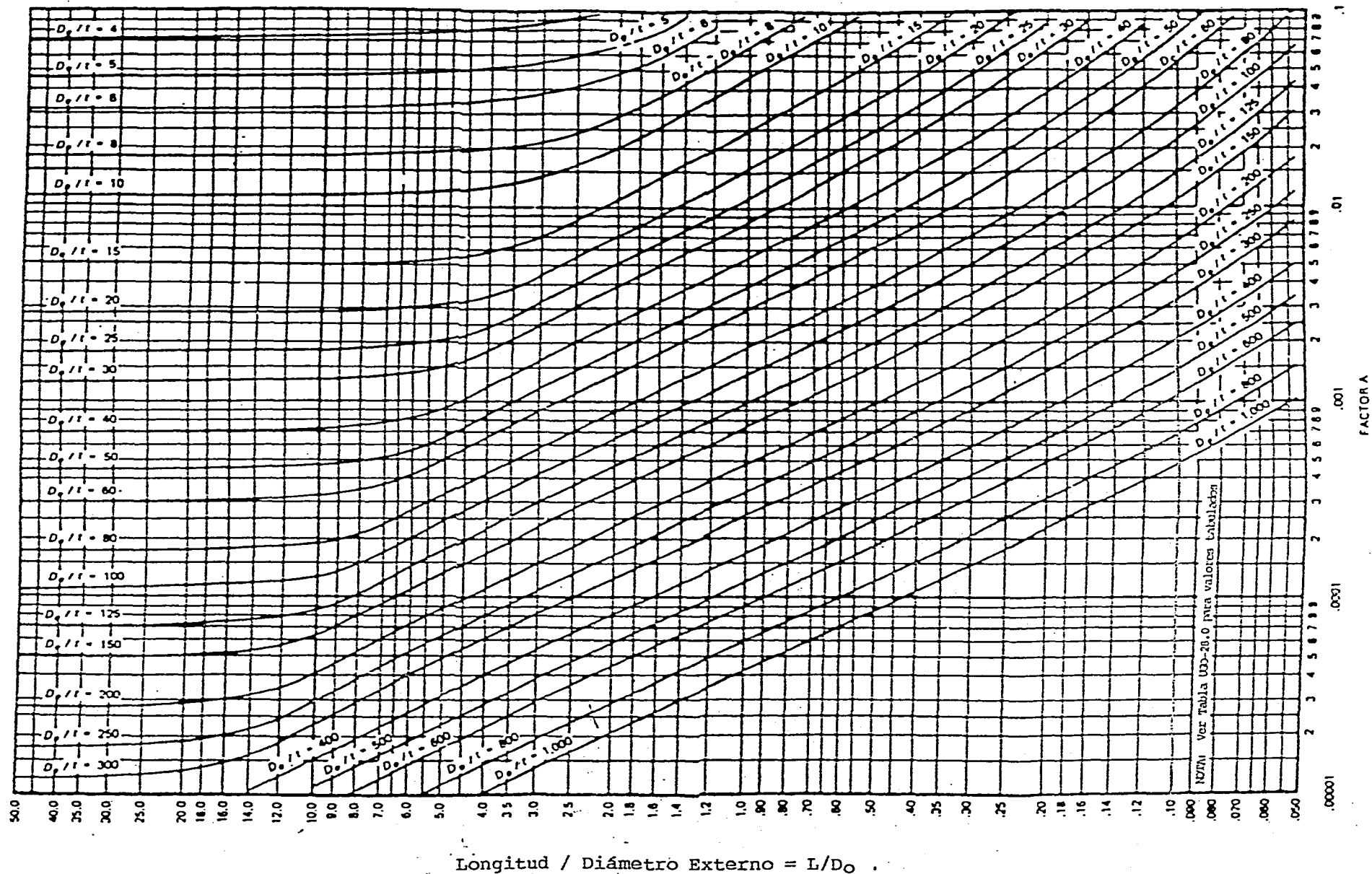


Figura 3. Carta geométrica para tanques bajo carga compresiva externa. Aplica a todos los materiales. Fuente: UGO-28.0 ASME.

explosivos, por lo que es de gran importancia el determinar la cantidad de material desalojado a la atmósfera o bien conocer el flujo máximo que puede entrar o salir de un equipo en estudio, para así dimensionar adecuadamente el dispositivo de seguridad.

El cálculo de flujo de fluidos se separará puede separar en 4 grupos para efectos de este trabajo, los cuales son los más importantes:

- Fluidos Incompresibles a través de un orificio.
- Fluidos Compresibles a través de un orificio.
- Fluidos Incompresibles a través de una tubería.
- Fluidos Compresibles a través de una tubería.

1.3.1 CALCULO DE FLUJO PARA FLUIDOS INCOMPRESIBLES A TRAVES DE UN ORIFICIO

El flujo o gasto (W) se calcula a partir de⁽¹⁴⁾:

$$W = 2410 K_0 \text{ Area } \sqrt{\Delta P \rho}$$

El coeficiente de descarga K_0 , es una función complicada del número de Reynolds (Re) del líquido que está fluyendo a través del orificio. A continuación se sugieren los valores más comunes para K_0 dependiendo del tipo de orificio.

- 1.- Para orificios angulados y para números de Reynolds mayores a 3000, el valor de K_0 se aproxima a 0.61.
- 2.- Para un orificio perfectamente redondeado el coeficiente de descarga tiende a la unidad (1.0).
- 3.- Para pequeños tramos de tubería unidos a un recipiente (con un producto longitud/diámetro mayor a 3, el coeficiente de descarga es aproximadamente 0.81.

4.- Para casos donde el coeficiente de descarga no sea conocido, se recomienda usar un valor de 1.0 para maximizar el flujo calculado y así asegurar un sobre diseño que el diseño sea del lado seguro.

A continuación se muestra la tabla 2, con los símbolos de los orificios, su nombre y los valores de K_o .

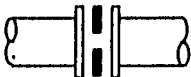
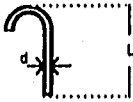
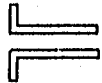
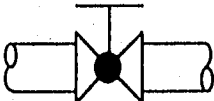
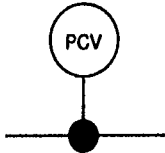
ORIFICIO	DESCRIPCION	VALOR DE K_o
	Placa de orificio	$K_o = 1.0$
	Venteos cortos	$K_o = 0.81$
	Boquillas cortas	$K_o = 0.61$
	Válvulas de globo	$K_o = 0.5$
	Válvulas reguladoras de presión con cuerpo de válvula de globo	$K_o = 0.5$

Tabla 2. Valores de K_o para cinco orificios diferentes.

1.3.2 CALCULO DE FLUJO PARA FLUIDOS COMPRESIBLES A TRAVES DE UN ORIFICIO

Para calcular el flujo de un gas o vapor a través de un orificio se usará la siguiente fórmula⁽¹⁴⁾:

$$W = \frac{12 K_o \text{ Area } P_{1a} \lambda}{\sqrt{(1544/M) T}}$$

Cuando se conoce el volumen específico se puede usar la siguiente fórmula⁽¹⁴⁾:

$$W = \frac{K_o \text{ Area } \lambda}{\sqrt{\frac{P_{1a}}{V_1}}}$$

1.3.3 CALCULO DEL FLUJO PARA FLUIDOS INCOMPRESIBLES A TRAVES DE UNA TUBERIA

Para el caso de líquidos fluyendo a través de una tubería se tienen fuerzas de fricción entre el líquido y la pared de la tubería, resultando en una disminución de velocidad y presión del líquido.

Para el calculo del flujo de un líquido a través de una tubería se usará ecuación⁽¹⁴⁾:

$$W = \sqrt{\frac{\Delta P \rho D^4_{int.}}{2.79 \times 10^{-7} N}}$$

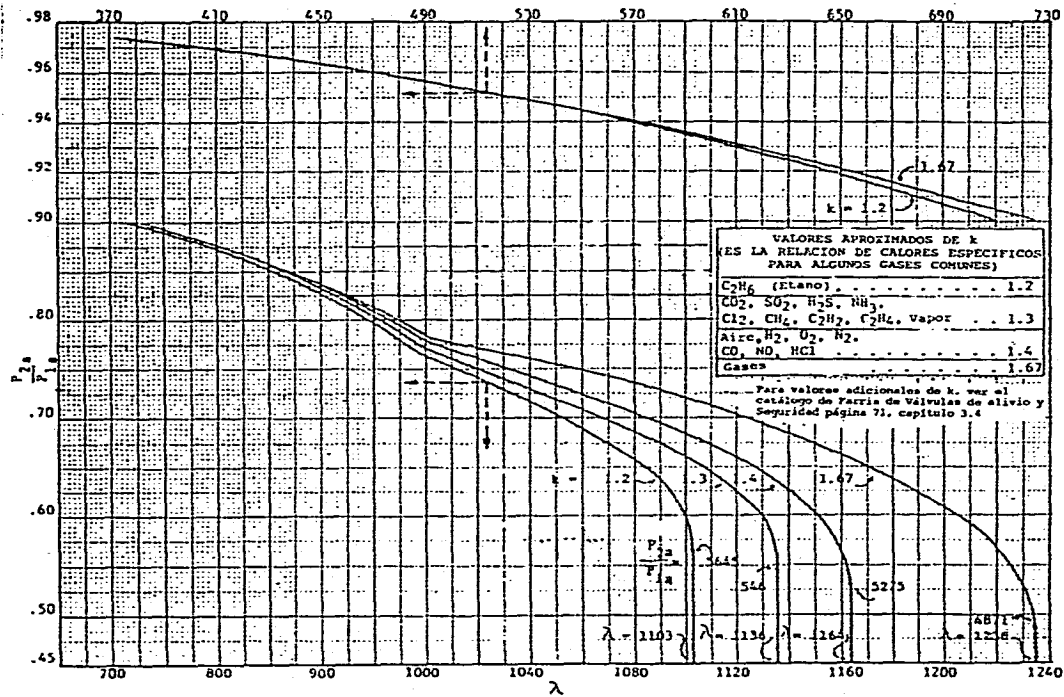


Figura 4. Valores de λ para varios valores de $\frac{P_{2a}}{P_{1a}}$
 Se emplea en la ecuación de fluidos compresibles

$$\text{donde } N = \left(\frac{12 f l}{D_{\text{int.}}} + \sum K + PE \right)$$

y PE = Pérdidas por Elevación

Es importante mencionar que se debe calcular el flujo por el método de prueba y error de la siguiente manera:

Paso 1: Suponer un valor para f y calcular el producto

$$\frac{12 f l}{D_{\text{int.}}}$$

Paso 2: Calcular la $\sum K$ de todos los accesorios en el tramo de tubería en cuestión.

Paso 3: Calcular la pérdida de presión por elevación.

Paso 4: Encontrar el valor de N usando la fórmula para N .

Paso 5: Encontrar el valor de W usando la forma para W .

Paso 6: Con W calcular el número de Reynolds.

Paso 7: Encontrar f en la figura 5 y compararlo con el valor supuesto en el paso 1, y si existe una diferencia considerable (mayor al 3%) repetir hasta que esta variación sea despreciable.

1.3.4 CALCULO DEL FLUJO PARA FLUIDOS COMPRESIBLES A TRAVES DE UNA TUBERIA

Como se mencionó anteriormente, existen caídas de presión cuando el fluido fluye a través de la tubería, las cuales son causadas por la fricción.

VALORES DE f PARA LA TEMPERATURA DE AGUA A 60°F (VELOCIDAD EN PIES Y DIAMETRO EN PULGADAS)

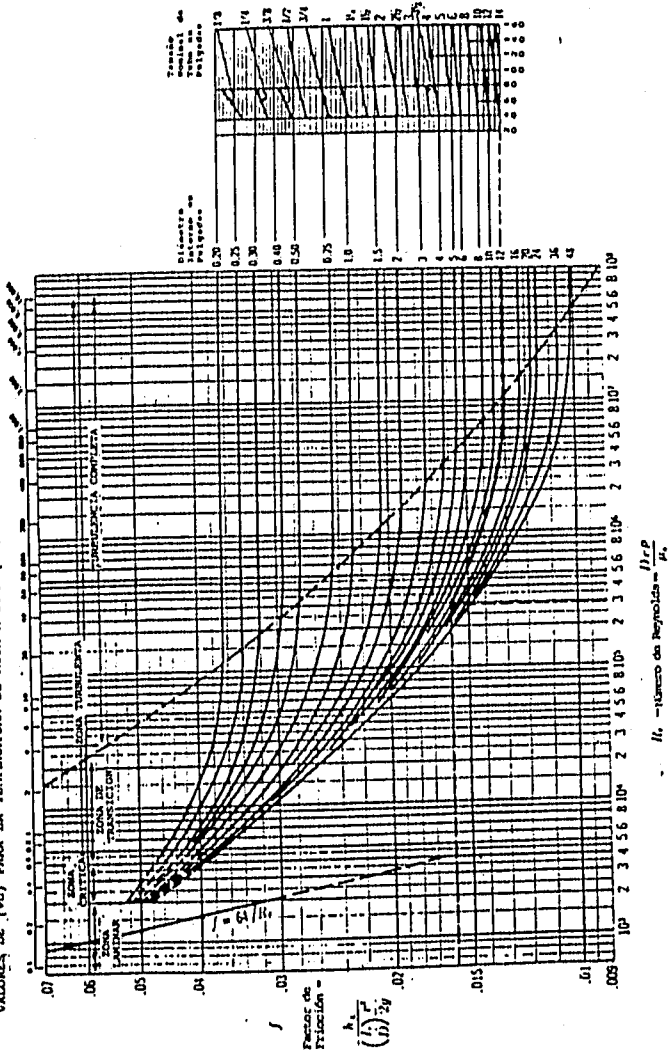


Figura 5. Diagrama de Moody para determinar el factor de fricción de Fanning

Cuando ocurre esta caída de presión en un gas comprimido, su volumen se incrementa mientras que la densidad disminuye, ya que el flujo másico del fluido se deberá mantener constante.

Para mantener constante este flujo másico, la velocidad del fluido debe aumentar y la densidad debe disminuir, con la posibilidad de alcanzar la velocidad sónica para el fluido. Si el fluido alcanza la velocidad sónica se dice que es un flujo crítico (choked).

Para calcular el flujo de gas a través de una tubería se utilizará la fórmula simplificada de Darcy, teniendo en cuenta que si el producto de las presiones $P_2/P_1 \geq 0.97$ se considerará que los cambios en densidad son despreciables, por lo que se puede tomar como fluido incompresible.

La ecuación simplificada de Darcy es⁽¹⁴⁾:

$$W = 1891 Y D_{int}^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{\sum K v_1}}$$

Además, v_1 se puede calcular de la siguiente manera⁽¹⁴⁾:

$$v_1 = \frac{10.73 T_{1a}}{M P_{1a}}$$

Para estos cálculos se requiere usar las figuras 6 a la 11, las que se pueden separar en 2 grupos, cuando $k = 1.3$ o 1.4 .

Ejemplo $k = 1.3$

CO_2 , SO_2 , H_2S , HN_3 , Cl_2 , CH_4 , C_2H_2 , C_2H_4 y vapor de agua.

$k = 1.4$:

H_2 , O_2 , N_2 , CO , NO , HCl y aire.

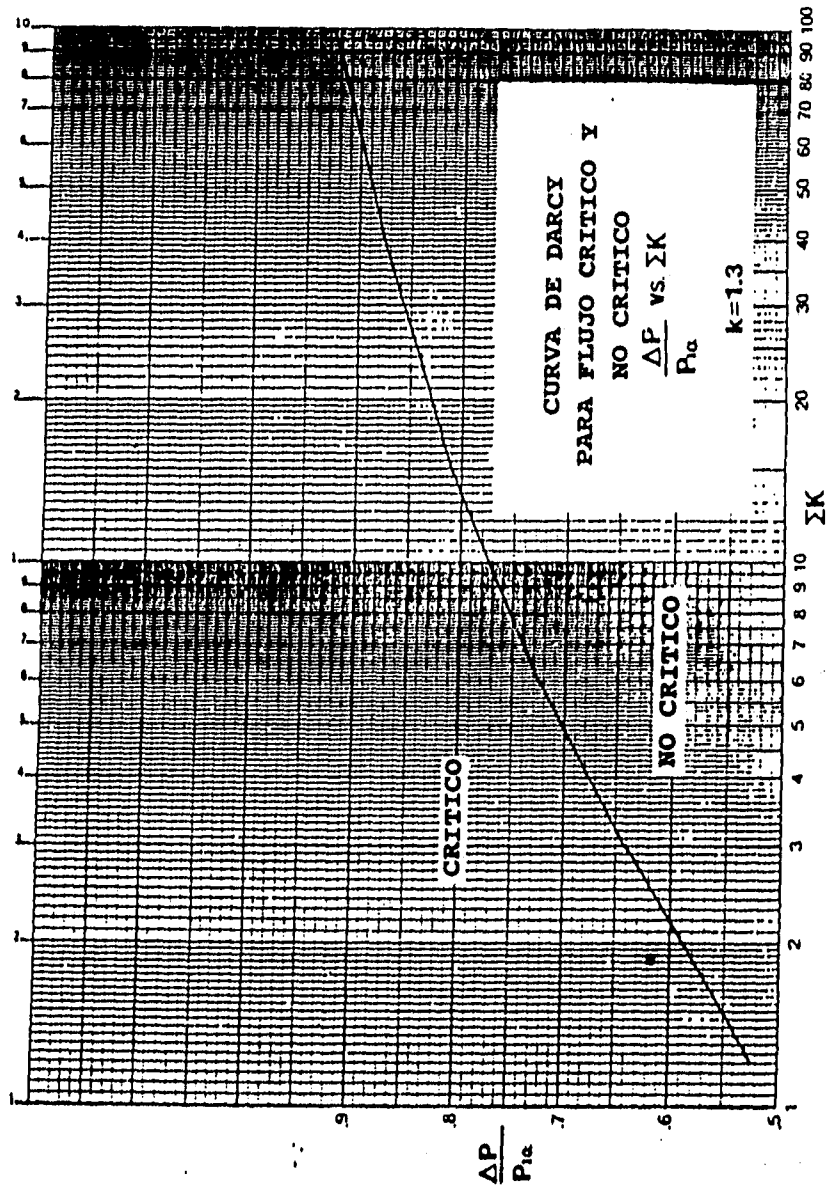


Figura 6. Se emplea para determinar si el flujo es crítico o no, teniendo los valores de $\frac{\Delta P}{P_{1a}}$ y ΣK . Aplica cuando $k = 1.3$

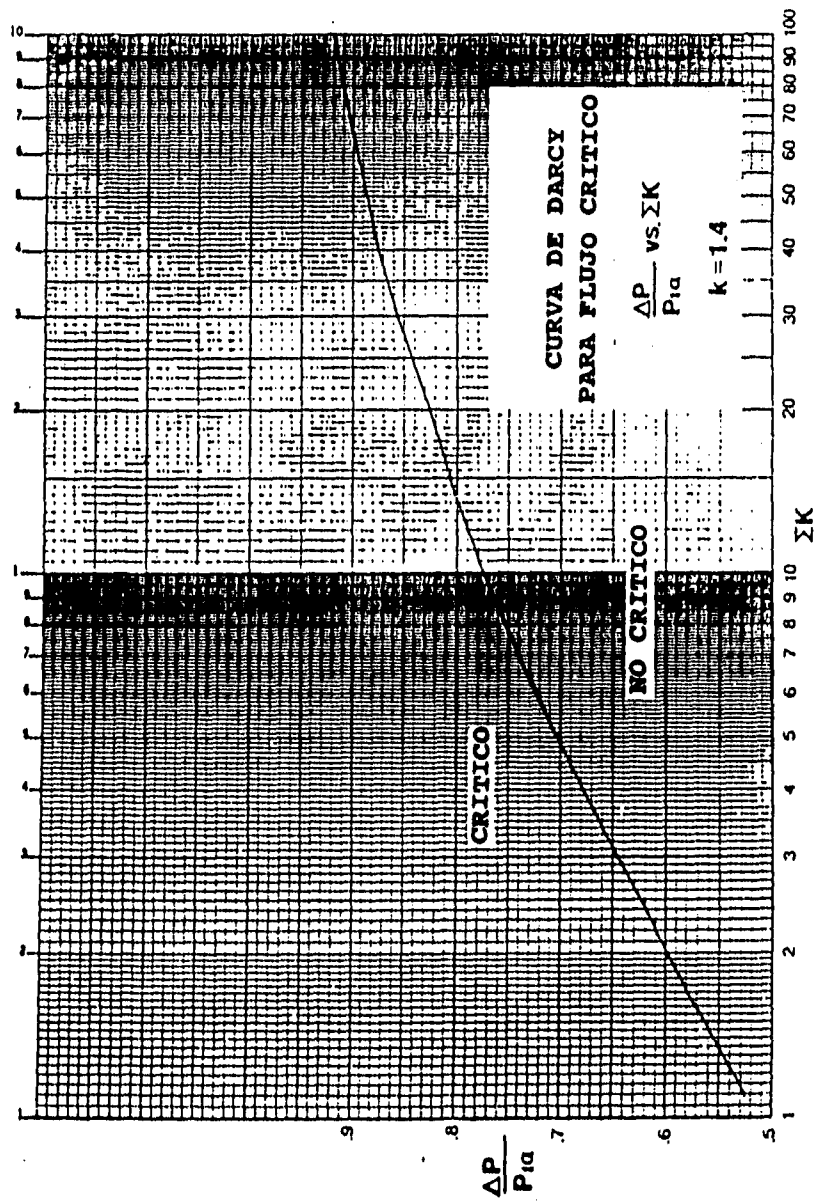
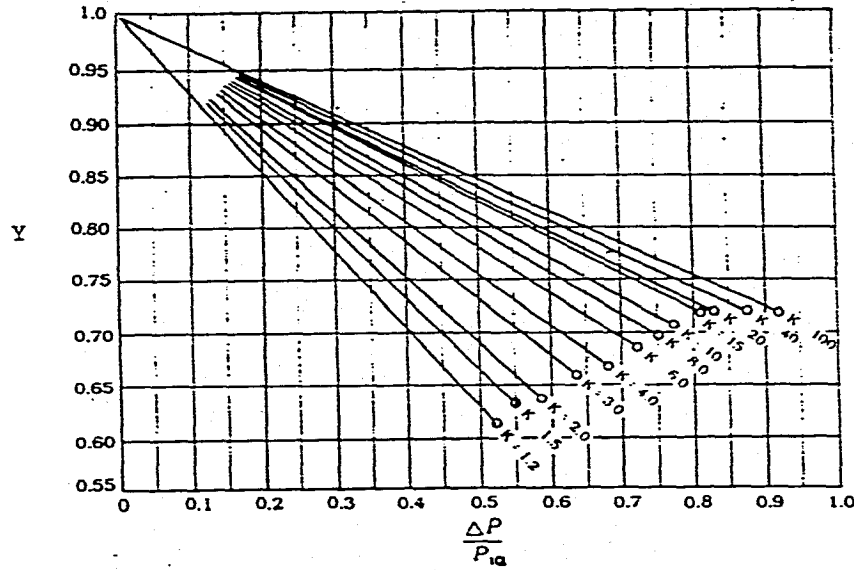


Figura 7. Se emplea para determinar si el flujo es crítico o no, teniendo los valores de $\frac{\Delta P}{P_{1a}}$ y ΣK . Aplica cuando $k = 1.4$

$k = 1.3$

($k = 1.3$ aproximadamente para CO_2 , SO_2 , HO_2 , H_2S , NH_3 , H_2O , Cl_2 , CH_4 y C_2H_4)



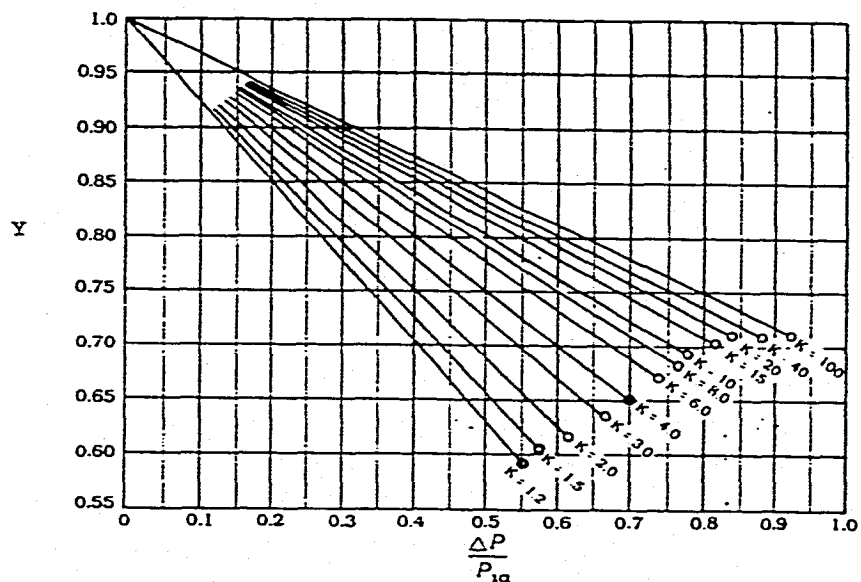
Factor Límite para
Velocidad del Sonido
 $k = 1.3$

K	$\frac{\Delta P}{P_{1a}}$	Y
1.2	.525	.612
1.5	.550	.631
2.0	.593	.635
3	.642	.658
4	.678	.670
6	.722	.685
8	.750	.698
10	.773	.705
15	.807	.718
20	.831	.718
40	.877	.718
100	.920	.718

Figura 8. Factor de expansión "Y" para el flujo compresible no crítico que se conduce por una tubería. Aplica cuando $k = 1.3$

$k = 1.4$

($k = 1.4$ aproximadamente para Aire, H₂, O₂, N₂, CO, NO, y BCl)



Factor Límite para
Velocidad del Sonido
 $k = 1.4$

K	$\frac{\Delta P}{P_{1a}}$	Y
1.2	.552	.588
1.5	.576	.606
2.0	.612	.622
3	.662	.639
4	.697	.649
6	.737	.671
8	.762	.685
10	.784	.695
15	.818	.702
20	.839	.710
40	.883	.710
100	.926	.710

Figura 9. Factor de expansión "Y" para el flujo compresible no crítico que se conduce por una tubería. Aplica cuando $k = 1.4$

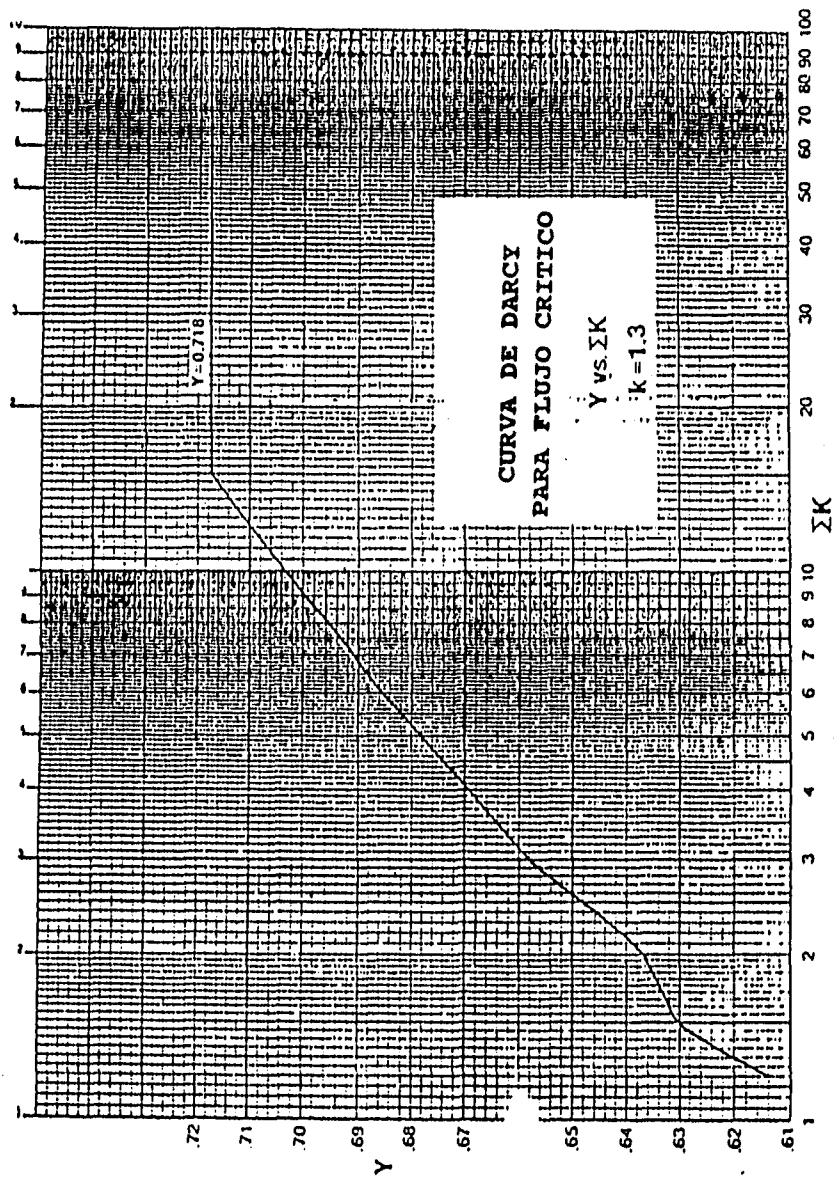


Figura 10. Se emplea para determinar el valor de Y teniendo el valor de $\sum K$. Aplica cuando $k = 1.3$

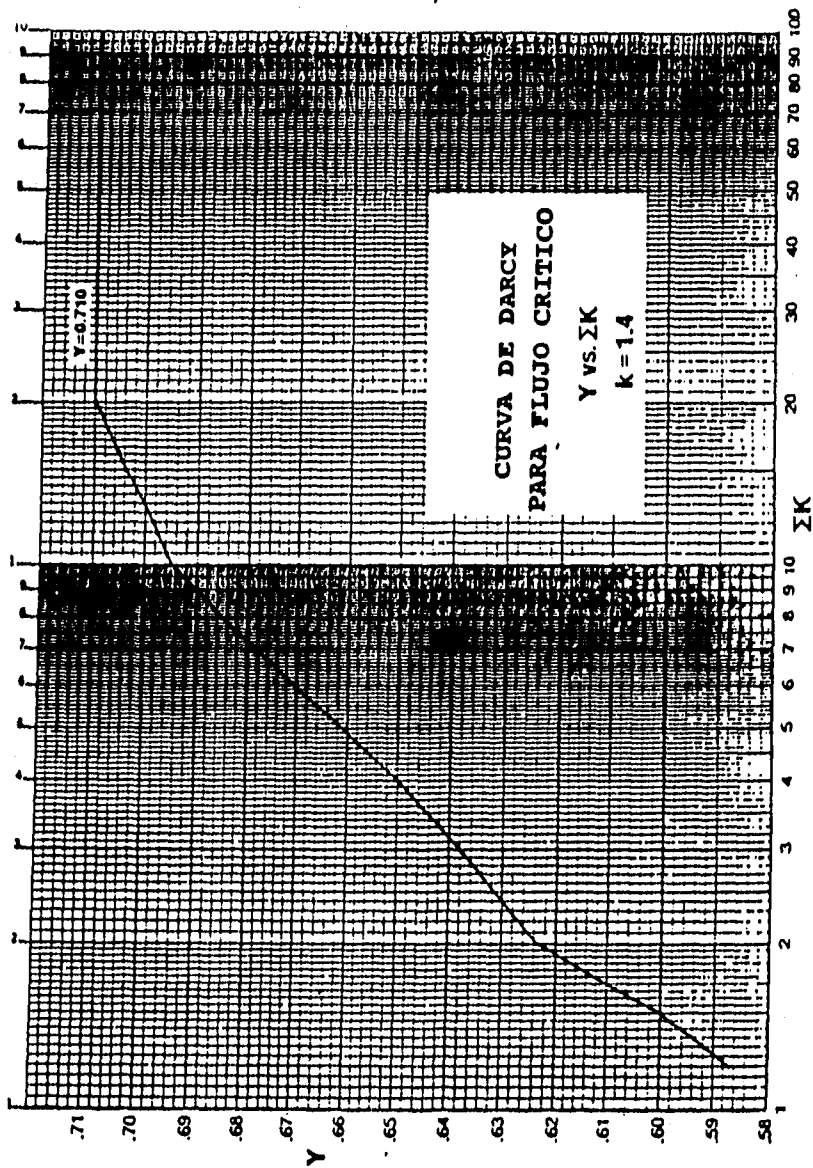


Figura 11. Se emplea para determinar el valor de Y teniendo el valor de ΣK . Aplica cuando $k = 1.4$

El procedimiento para calcular el flujo es:

Paso 1: Calcular $\sum K$ del tramo de tubería en cuestión.

Paso 2: Calcular $\Delta P / P_{1A}$.

Paso 3: Verificar tipo de flujo (Crítico - No Crítico) (figura 6 6 7).

Paso 4: Dependiendo del tipo de flujo, encontrar "Y" de la gráfica correspondiente (figura 8 6 9 / 10 6 11).

Paso 5: Calcular W.

CAPITULO II DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD

2.1 INTRODUCCION

En este capítulo se verán los dispositivos de seguridad, que como su nombre lo indica, son equipos que protegen la integridad del equipo de proceso contra riesgos de fuego, explosión y/o sobrepresión. Además de la protección que se brinda al equipo de proceso, también se protege al personal, la propiedad, la producción y el medio ambiente.

Al proteger un equipo, se protege a todo lo que lo rodea, es decir se disminuyen significativamente los riesgos potenciales del sistema.

Existe una gran variedad de dispositivos de seguridad, los cuales se pueden separar en tres grupos:

1.- SOBREPRESION.

- Válvulas de Alivio.
- Válvulas de Presión-Vacío
- Válvulas de Seguridad
- Discos de Ruptura
- Tapas Seltas
- Rebosaderos
- Venteos
- Interruptores de Presión
- Interruptores de Temperatura
- Interruptores de Nivel

2.- FUEGO.

- Arrestaflamas
- Cables a Tierra

- Sistemas Contra Incendio
- Clasificación eléctrica especial

3.- EXPLOSION

- Puertas Contra Explosión
- Diseño de Tanques de Tapa Débil.
- Paneles de explosión.
- Interruptores de presión.
- Interruptores de Temperatura.

2.2 SELECCION

A continuación se muestra la tabla 3 que es una guía para la selección de dispositivos de seguridad mecánicos contra sobre presión.

Para utilizar esta tabla es necesario conocer la presión de operación del equipo o sistema para así entrar en la tabla por la columna izquierda, posteriormente se van formulando las preguntas del primer renglón; respondiéndose en la sección de la presión de operación seleccionada.

En la tabla 4 se muestran las ventajas y desventajas de cada uno de los dispositivos de seguridad enlistados en la tabla 3.

2.3 VALVULA DE SEGURIDAD Y/O ALIVIO

Estas válvulas operan automáticamente actuadas por la presión estática de adentro hacia afuera de ellas, siendo operadas por un resorte para determinar la presión a la cual debe abrir.

PRESION DE OPERACION DEL PROCESO	¿SE REQUIERE SELLO?	¿SOBRE PRESION? - Al inicio del proceso - Operación errónea, etc.	¿COSTO POR PERDIDAS? - Pérdidas en la producción. - Materiales costosos - Materiales Tóxicos	PROTECCION RECOMENDADA
Mayor al 90% de la Presión de Diseño del equipo	No existe una recomendación única cuando la presión de operación es mayor al 90% de la Presión de Diseño, se necesita consultar a un especialista en seguridad de Procesos			
Menor al 90% y mayor al 67% de la Presión de Diseño del equipo	SI	SI	SI o NO	Válvula de alivio después del disco de ruptura.
		NO	SI	Válvula de alivio después del disco de ruptura.
		NO	NO	Disco de ruptura
	NO	SI	SI o NO	Válvula de alivio
		NO	SI	Válvula de alivio
		NO	NO	Disco de ruptura
Menor al 67% de la Presión de Diseño del equipo y mayor a 15 psi	SI	SI	SI o NO	Válvula de alivio después del disco de ruptura
		NO	SI	Válvula de alivio después del disco de ruptura
		NO	NO	Disco de ruptura
	NO	SI	SI	Válvula de venteo para presión y vacío
		NO	NO	Disco de ruptura
		NO	SI	Válvula de alivio
Menor a 15 psi	SI	SI	SI o NO	Válvula de venteo para presión y vacío
		NO	SI	Válvula de venteo para presión y vacío
		NO	NO	Disco de ruptura
	NO	SI o NO	SI	Válvula de venteo para presión y vacío
		SI o NO	NO	Disco de ruptura
		SI o NO	NO	Disco de ruptura

Tabla 3. Guía para la selección de dispositivos para el alivio de sobrepresión.

	Válvula de Alivio	Discos de Ruptura			Válvula de Venteo, para Presión y Vacío
		Domo	Carbón	Inverso	
Presión de Operación	Menos del 90% de la presión de diseño	Menos de 67%	Menos de 75%	Menos de 90%	Menos de 1 PSI
Protección contra Vacío	Ninguno	Opcional si se requiere			Incluido
Area de Alivio disponible	Menor que el tamaño del tubo	Del tamaño tubería			Variable
Fugas	Mínimas	Ninguna			Bastantes
Costos	Altos	Bajos			Moderados
Paros de Producción	Ninguno	Requerido para remplazo			Ninguno
Mantenimiento e Inspección	Calibrar regularmente	chequeo visual			Calibrar regularmente

Tabla 4. Guía para la selección de dispositivos de seguridad contra sobrepresión. Se indican las ventajas y desventajas respectivas.

Las válvulas de seguridad y/o alivio se usan generalmente donde la presión de operación del equipo es mayor del 50% de la Presión de diseño, sin que rebase el 90%.

Dentro de las ventajas que presentan estos dispositivos es que permanecen abiertas mientras exista el exceso de presión, cerrando automáticamente al disminuir la presión abajo de la presión de ajuste.

La presión de ajuste es aquella presión a la cual la válvula de alivio empieza abrir.

Las desventajas de las válvulas de seguridad y/o alivio son:

- Costo mayor a los discos de ruptura.
- Capacidad de desfogue menor a los discos de ruptura.
- Mayor peso, implicando en algunos casos la instalación de un soporte exclusivo para la válvula.
- Posibles fugas cuando la presión de operación rebasa el 90% de la presión de ajuste.

La sobrepresión en una válvula de seguridad y/o alivio, es la presión por arriba de la presión de ajuste en la cual se encuentra completamente abierta aliviando a su máxima capacidad. Esta sobrepresión no debe exceder al 25% de la presión de ajuste.

Para el cálculo del área de desfogue de la válvula de seguridad y/o alivio se debe conocer perfectamente los requerimientos de la misma basados en las condiciones de servicio, los códigos aplicables y las propiedades del fluido a manejar.

La válvula de seguridad y/o alivio es el tipo de dispositivo de seguridad mecánico más empleado en la industria en general.

Estos dispositivos son actuados por un resorte ajustable para ofrecer la resistencia requerida para fijar la calibración.

Las Válvulas de Alivio son aquellas que están primordialmente en servicio con líquidos.

Las Válvulas de Seguridad son las que están en servicio con gases o vapores.

Usando las siguientes ecuaciones, las cuales están derivadas del código ASME, sección VIII división 1, apéndice XI se puede calcular el área del orificio requerido de acuerdo con el fluido que se maneje.

FORMULA SIMPLIFICADA	APLICACION
$\text{Area} = \frac{W_{\text{aire}}}{17.5 P_{\text{ajuste}} K_t}$	Aire: Condiciones estándar (14.7 psia y 60° F) k = 1.4
$\text{Area} = \frac{W_v}{13.2 P_{\text{ajuste}} K_m K_t K_c}$	Vapores y gases
$\text{Area} = \frac{W_{\text{gas}}}{15.5 P_{\text{ajuste}} K_g K_t K_c}$	Gases: Condiciones estándar (14.7 psia y 60° F)
$\text{Area} = \frac{W_{\text{vap agua}}}{49 P_{\text{ajuste}} K_{sh}}$	Vapor de agua
$\text{Area} = \frac{W_{\text{liquido}}}{24.3 K_p K_g K_u \sqrt{1.25 P_1 - P_2}}$	Líquidos

Tabla 5. Fórmulas simplificadas para el dimensionamiento de las válvulas de seguridad y/o alivio^(3 y 18).

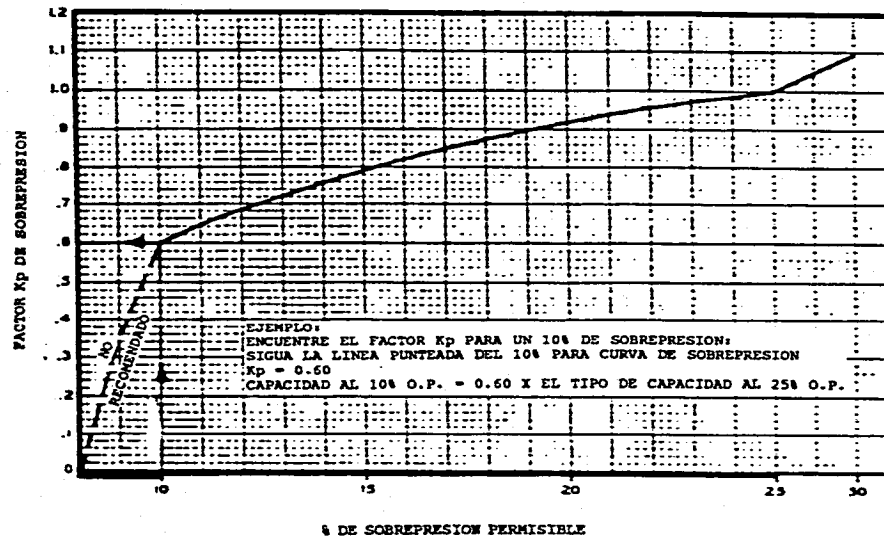
A continuación se muestra una lista para consultar los factores de corrección y las constantes utilizadas en las ecuaciones anteriores:

C , ver la tabla 10 donde se enlistan varias constantes para diferentes compuestos.
Si no se conoce el valor de k usar un valor de 1.0 el cual es conservador para el dimensionamiento.

K_c , ver la tabla 7 ó 10, $K_c = \frac{C}{315}$

K_g , ver la tabla 8.
Valores de K_g para diferentes gravedades específicas. $K_g = \frac{1}{\sqrt{S_p Gr}}$

Factor de Sobrepresión para el Dimensionamiento
 K_p
 Otros del 25% de Sobrepresión
 Válvulas convencionales y balanceadas para líquidos únicamente



NOTA: Las capacidades de las válvulas de Alivio para líquido no pueden ser predecidas por una curva general cuando la sobrepresión tienda a cero. Si la sobrepresión es abajo del 10% debe usarse. Consulte por favor al fabricante para las recomendaciones específicas.

Figura 12. Factor de sobrepresión K_p para el dimensionamiento de válvulas de seguridad y/o alivio.

K_m , ver la tabla 9 ó 10.
Valores de K_m para diferentes pesos moleculares. $K_m = \sqrt{M}$

K_p , ver la figura 12. Se gráfica el % de sobrepresión vs. el valor de K_p . Nota: No pasar 25% de sobrepresión.

K_{sh} , ver la tabla 6. Para determinar el valor de K_{sh} encontrar el valor de la presión de ajuste en la columna izquierda, seguir por el renglón hasta intersectar el valor de la temperatura de sobrecalentamiento donde en el cuadro de la intersección está el valor de K_{sh} .

K_t , ver la tabla 11.
Valores de K_t para diferentes temperaturas. $K_t = \sqrt{\frac{520}{T_{1a}}}$

K_u , ver la figura 13. Para determinar el valor de K_u es necesario conocer el valor de la viscosidad en SSU's, trasladarse horizontalmente hasta intersectar la línea de capacidad (GPM), descender verticalmente hasta intersectar la línea del orificio seleccionado durante el cálculo previo (con $K_u = 1.0$) y finalmente encontrar el valor de K_u trasladándose horizontalmente hacia la derecha.

k , ver la tabla 10, $k = \frac{C_p}{C_v}$

k	K_c	k	K_c
1.001	1.000	1.38	1.124
1.02	1.010	1.40	1.130
1.04	1.016	1.42	1.136
1.06	1.022	1.44	1.141
1.08	1.029	1.46	1.146
1.10	1.038	1.48	1.152
1.12	1.044	1.50	1.157
1.14	1.051	1.52	1.162
1.16	1.057	1.54	1.168
1.18	1.063	1.56	1.172
1.20	1.070	1.58	1.177
1.22	1.076	1.60	1.182
1.24	1.083	1.62	1.187
1.26	1.089	1.64	1.193
1.28	1.095	1.66	1.197
1.30	1.102	1.68	1.202
1.32	1.108	1.70	1.207
1.34	1.113	2.00	1.270
1.36	1.118	2.20	1.308

Tabla 7. Factor de corrección K_c contra el calor específico.
Para vapores y gases usar $K_c = 1.001 - 1$

S _{pGr}	K _G	S _{pGr}	K _G	S _{pGr}	K _G
.0692	3.801 (H ₂)	1.02	0.990	2.70	0.609
.070	3.779	1.04	0.981	2.80	0.598
.080	3.535	1.06	0.971	2.90	0.587
.090	3.333	1.08	0.972	3.00	0.577
.100	3.126	1.10	0.953	3.10	0.568
.138	2.691 (Helio)	1.12	0.945	3.20	0.559
.150	2.581	1.14	0.937	3.30	0.550
.200	2.240	1.16	0.928	3.40	0.542
.250	2.000	1.18	0.921	3.50	0.535
.300	1.825	1.20	0.913	3.60	0.527
.350	1.688	1.25	0.895	3.70	0.520
.400	1.580	1.30	0.877	3.80	0.513
.45	1.489	1.35	0.861	3.90	0.506
.50	1.414	1.40	0.845	4.00	0.500
.55	1.350	1.45	0.830	4.10	0.494
.60	1.290	1.50	0.817	4.20	0.488
.65	1.240	1.55	0.803	4.30	0.482
.70	1.195	1.60	0.791	4.40	0.477
.75	1.155	1.65	0.779	4.50	0.472
.80	1.117	1.70	0.768	4.60	0.466
.82	1.104	1.75	0.756	4.70	0.461
.84	1.091	1.80	0.745	4.80	0.456
.86	1.078	1.90	0.725	4.90	0.452
.88	1.066	2.00	0.707	5.00	0.447
.90	1.055	2.10	0.690		
.92	1.043	2.20	0.674		
.94	1.031	2.30	0.659		
.96	1.021	2.40	0.645		
.98	1.010	2.50	0.633		
1.00	1.000	2.60	0.620		

Tabla 8. Factor de corrección por gravedad específica (S_{pGr}), K_G. Para vapores o gases (aire = 1). Líquidos (Agua = 1), a la temperatura de descarga. Si se usa la gravedad específica a una temperatura menor a la de la descarga real, el tamaño resultante de la válvula será conservador.

Peso Molecular M	K _m	Peso Molecular	K _m
2	1.414	100	10.000
3	1.732	110	10.488
4	2.000	120	10.954
5	2.236	130	11.401
6	2.449	140	11.832
7	2.645	150	12.247
8	2.828	160	12.694
9	3.000	170	13.038
10	3.162	180	13.416
20	4.472	190	13.784
30	5.477	200	14.784
40	6.324	220	14.832
50	7.071	240	15.491
60	7.745	260	16.124
70	8.366	280	16.733
80	8.944	300	17.320
90	9.486		

Tabla 9. Factor de corrección por el peso molecular, K_m (K_m = √M)

VAPOR o GAS	PESO MOLECULAR	FACTOR K_m (\sqrt{M})	k ($\frac{c_p}{c_v}$)	C (constante)	FACTOR K_c ($\frac{c}{315}$)
Aire	28.970	5.382	1.410	356.0	1.130
Acetileno	26.040	5.103	1.260	343.0	1.089
Amoniaco	17.030	4.126	1.310	348.0	1.105
Argón	39.944	6.320	1.668	377.8	1.200
Benceno	78.110	8.838	1.118	328.8	1.044
N-Butano	58.120	7.630	1.094	326.4	1.036
Iso-Butano	58.120	7.630	1.097	326.7	1.037
Disulfuro de carbono	76.130	8.726	1.210	338.0	1.073
Dióxido de carbono	44.010	6.634	1.300	347.0	1.102
Monóxido de carbono	28.010	5.292	1.404	356.4	1.131
Cloro	70.910	8.421	1.355	351.6	1.117
Ciclo Hexano	84.156	9.174	1.089	324.9	1.031
Aceite Térmico	165.000	12.845	-----	-----	-----
Down Term "E"	147.000	12.124	-----	-----	-----
N-Etano	30.068	5.484	1.193	336.3	1.067
Etileno	28.052	5.296	1.243	341.3	1.083
Freón 11	137.371	11.720	1.136	330.6	1.050
Freón 12	120.920	10.995	1.137	330.7	1.051
Freón 22	86.480	9.299	1.184	336.4	1.067
Freón 114	170.930	13.073	1.088	326.2	1.036
Helio	4.003	2.000	1.660	377.0	1.197
N-Heptano	100.198	10.010	1.052	321.2	1.021
Hexano	86.172	9.283	1.062	322.2	1.022
Acido Clorhídrico	36.470	6.042	1.410	357.0	1.133
Hidrógeno	2.016	1.420	1.410	357.0	1.133
Sulfuro de Hidrógeno	34.076	5.829	1.320	349.0	1.108
Metano	16.042	4.005	1.308	347.8	1.105
Alcohol etílico	46.069	6.787	1.130	330.0	1.048
Alcohol metílico	32.000	5.657	1.203	337.3	1.071
Cloruro de metilo	50.480	7.105	1.200	337.0	1.070
Gas natural	19.000	4.360	1.270	344.0	1.090
Nitrógeno	28.016	5.293	1.404	356.4	1.131
Oxido nitroso	44.020	6.635	1.303	347.3	1.103
N-Octano	114.224	10.688	1.046	320.6	1.018
Oxígeno	32.000	5.656	1.401	356.1	1.130
N-Pentano	72.146	8.494	1.074	323.4	1.027
Iso-Pentano	72.146	8.494	1.076	323.6	1.028
Propano	44.094	6.632	1.133	330.3	1.049
Dióxido de Azufre	64.070	8.004	1.240	341.0	1.083
Tolueno	92.130	9.610	1.090	326.0	1.035

Tabla 10. Constantes y factores de corrección de vapores o gases.
Estas constantes se usan en el cálculo del área de los orificios
en la válvulas de seguridad.

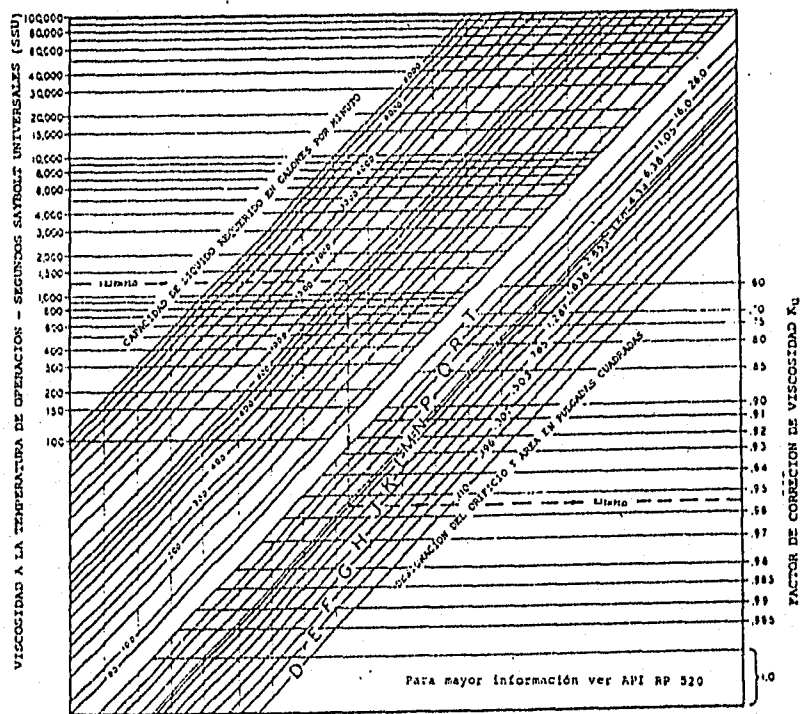


Figura 13. Factor de Viscosidad K_0 . Fuente: Manual del fabricante, Farris

°F	K _t	°F	K _t	°F	K _t
-450	7.359	-40	1.133	240	.8619
-440	5.150	-30	1.110	260	.8498
-420	3.623	-20	1.087	280	.8383
-400	2.953	-10	1.075	300	.8272
-380	2.555	0	1.063	320	.8165
-360	2.280	10	1.052	340	.8062
-340	2.080	20	1.041	360	.7963
-320	1.927	30	1.030	380	.7868
-300	1.803	40	1.020	400	.7776
-280	1.700	50	1.010	420	.7687
-260	1.612	60	1.000	440	.7592
-240	1.537	70	.9905	460	.7518
-220	1.472	80	.9813	480	.7438
-200	1.414	90	.9723	500	.7360
-180	1.363	100	.9636	550	.7175
-160	1.317	110	.9552	600	.7005
-140	1.275	120	.9469	650	.6844
-120	1.237	130	.9388	700	.6695
-100	1.202	140	.9310	750	.6556
-90	1.186	150	.9233	800	.6425
-80	1.170	160	.9158	850	.6300
-70	1.155	180	.9014	900	.6183
-60	1.140	200	.8876	950	.6073
-50	1.126	220	.8746	1000	.5968

Tabla 11. Factor de corrección por temperatura, K_t. Vapores y Gases (60°F = 1)

2.4 VALVULA DE PRESION - VACIO

Son dispositivos de seguridad que como su nombre lo indica proveen protección contra sobrepresión y/o contra vacío. Son usadas comúnmente en tanques de almacenamiento con una Máxima Presión Permisible menor o igual a 10 psig.

Cuando se calcule el tamaño de la válvula de presión - vacío (VPV), se deben de usar las fórmulas para cálculo del flujo a través de un orificio para fluidos compresibles con la modificación de que se debe calcular el producto K₀ * Area ; de tal forma se tiene:

$$K_o \text{ Area} = \frac{W\sqrt{R T}}{12 P_{1a} \lambda}$$

Una vez calculado el valor de "K_o*Area" ver en la tabla 11 el valor inmediato superior al calculado, y ese será el modelo y tamaño de la VPV.

Nota: Las VPV no están aprobadas por el código ASME para ser utilizadas en recipientes a presión.

TAMAÑO (Pulgadas)	Groth			Varec	
	MODELO 7613	MODELO HVC 1000	MODELO 2010	MODELO 70	MODELO 482
2	2.89	-	4.06	1.50	1.92
3	5.55	-	8.92	4.11	4.17
4	8.45	10.37	14.40	6.34	7.10
6	21.52	22.99	29.71	14.65	16.34
8	33.90	39.45	54.92	25.36	23.35
10	51.50	60.53	84.62	39.45	-
12	94.20	86.22	119.52	56.36	-
16	153.20	-	-	-	-
20	187.70	-	-	-	-
24	255.85	-	-	-	-

Tabla 12. Valores de K_o Area. Fuente: Catálogos de Groth y Varec.

2.5 DISCO DE RUPTURA

Es un dispositivo de seguridad para proteger el sistema contra riesgos de sobrepresión positiva o negativa. Está diseñado para romperse a una presión determinada para que no sobrepase la Presión Máxima Permisible del sistema o equipo.

La ventaja principal de un disco de ruptura es su capacidad de aliviar la presión. La capacidad se puede calcular como si fuera el diámetro interno de la boquilla sobre el cual está instalado. También tiene la ventaja de que no son tan costosos como la válvula de alivio y es más fácil de inspeccionar.

La principal desventaja que presenta es que cuando se rompe tiene que ser remplazado por uno nuevo, lo que implica el paro total del equipo o proceso. Otra desventaja es que su aplicación se ve comprometida cuando existen variaciones fuertes de temperatura, ya que para su diseño se toma en cuenta a que temperatura opera.

El disco de ruptura actúa como un orificio cuando es abierto. Por lo que las ecuaciones para cálculo de flujo a través de orificios se deben aplicar, dándole un valor al coeficiente del orificio (K_o) de 0.61 de acuerdo al Código ASME.

Existen 3 factores que deben tomarse en cuenta para el diseño de un disco de ruptura.

- 1.- Material de construcción.
- 2.- Intervalos de presión y temperatura.
- 3.- Tipo de disco de ruptura para su construcción.

1.- MATERIALES:

Los materiales más comunes para discos de ruptura son:

- Acero inoxidable (304 ó 316)
- Aluminio
- Níquel
- Inconel
- Monel

- Materiales especiales:
 - Hastelloy
 - Titanio
 - Plata
 - Oro
 - Platino

A continuación se muestra en la figura 14 los intervalos de temperaturas recomendados en que pueden trabajar dependiendo del material de construcción.

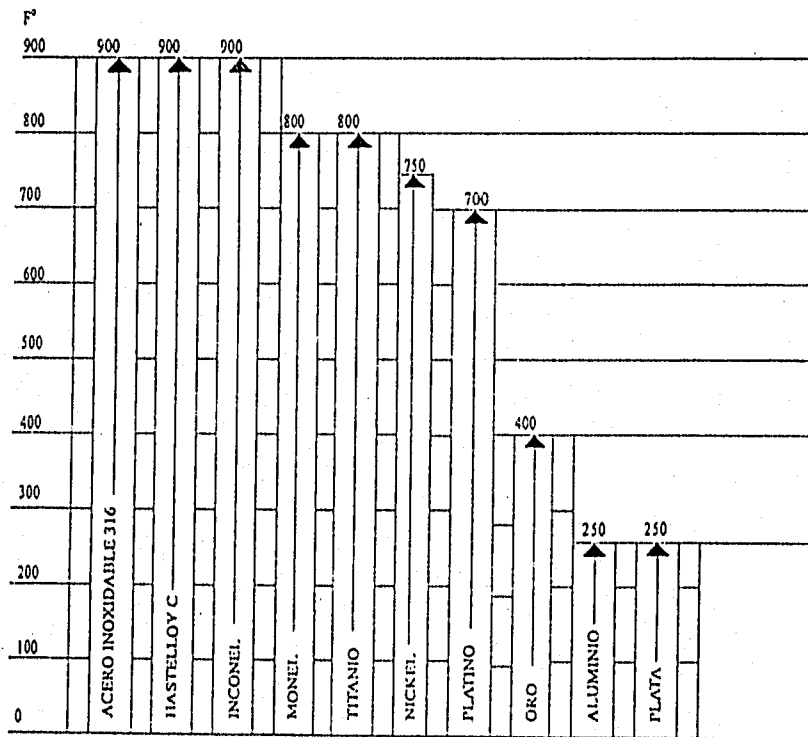


Figura 14. Intervalos de temperatura recomendados en los que trabajan los discos de ruptura, dependiendo del material de construcción.

2.- INTERVALOS:

2.1 Presión:

El intervalo de presión varía con el material, el espesor y diámetro del orificio. El intervalo de presión puede ir desde pulgadas de agua hasta 10000 psig.

2.2 Tamaño:

Los tamaños pueden ser desde 1/8" hasta 44", tomando en cuenta que a mayor diámetro menor es la resistencia a la presión.

2.3 Temperaturas:

La temperatura puede ir desde -420 °F hasta 1000 °F, donde se tiene que a mayor temperatura, la resistencia a la presión es menor.

Existen tres tipos de discos de ruptura aprobados por el código ASME.

1.- Discos metálicos con perfil curvo (domo).

Estos discos, debido a su diseño pueden soportar presión en un sólo sentido, se rompen cortándose en gajos. Si están sometidos a presión y vacío intermitentemente hay que colocarles un soporte contra vacío.

Dado que la tensión varía para distintos metales o aleaciones, se recomienda el siguiente método para determinar la falla por presión mínima del disco.

- Servicios sin pulsaciones; diseñar el disco a 1.5 veces la presión de operación (siempre y cuando no rebase la PMP del sistema).

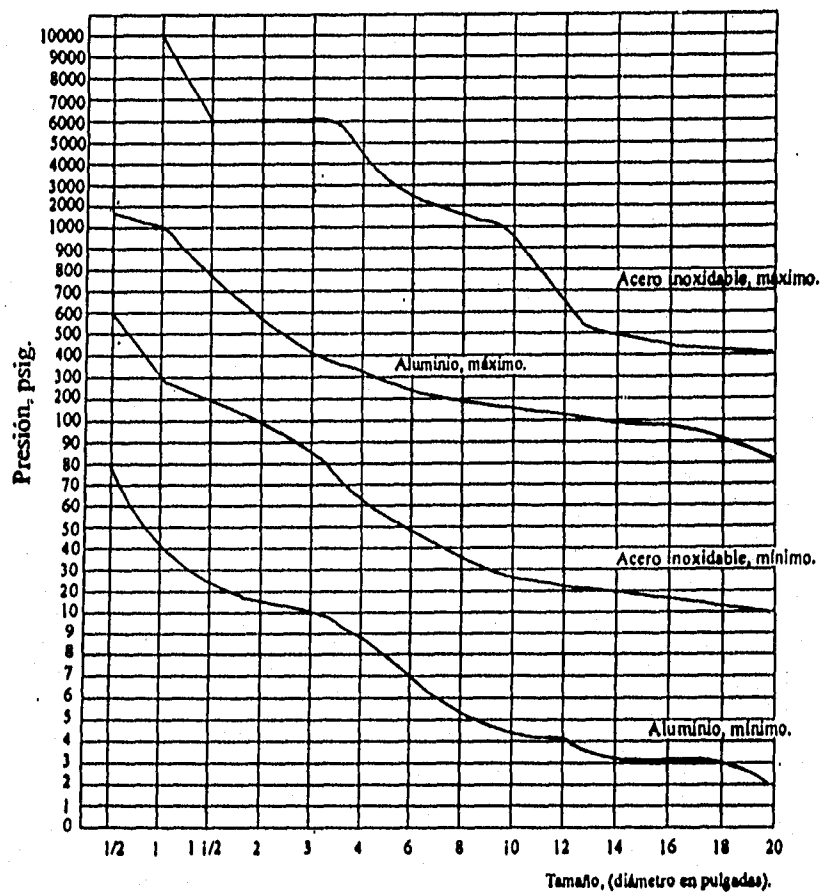


Figura 15. Presión máxima que soporta un disco de ruptura de acuerdo con su tamaño.

- Pocas pulsaciones: diseñar a 1.75 veces la presión de operación (siempre y cuando no rebase la PMP del sistema).

- Alto intervalo de pulsaciones: diseñar a 2.0 veces la presión de operación (siempre y cuando no rebase la PMP del sistema).

2.- Discos metálicos con perfil de curvatura inverso.

Regularmente, estos discos se fragmentan en pequeños pedazos, y no en gajos como los de perfil curvo. Estos discos tienen su lado convexo expuesto a la fuente de sobrepresión y están hechos de 2 tipos:

- Con cortador afilado transversal, para asegurar que el disco se rompa completamente.
- Sin cortador, que se utiliza para presiones de trabajo bajas.

3.- Discos de carbón.

Estos discos de ruptura tienen varias diferencias sobre los dos anteriores:

- No son tan significantes los efectos de temperatura en la presión de ruptura.
- Tienen límites más amplios de ruptura.
- Es menor su costo inicial.

Estos discos no son tan precisos como los metálicos debido a la naturaleza impredecible de este material, por lo que es recomendable usarlos a un máximo de 55% de la PMP del equipo a proteger.

Estos discos no requieren de soportes contra vacío , ya que como son planos, ceden a la misma presión tanto positiva como negativa (vacío).

Hay que cuidar que el desfoque del disco de ruptura sea dirigido a lugares donde no exista el paso de personas, debido a que al romperse se puede fragmentar y ocasionar lesiones.

Se pueden utilizar discos de ruptura en serie con una válvula de alivio para minimizar las fugas a través de la válvula de alivio de materiales tóxicos o peligrosos. Esta combinación se puede usar en dos casos; colocar el disco de ruptura entre el recipiente y la válvula de alivio, o colocarlo entre la válvula de alivio y el desfoque.

Estas configuraciones se comentan a continuación.

1.- Discos de ruptura entre el recipiente y la válvula de alivio.

Para esta combinación se recomienda:

- Proveer un venteo libre con válvula.
- Manómetro para indicar la presión de ruptura del disco.
- Trampa de partículas para coleccionar éstas cuando el disco se rompa (esto no es necesario para discos que no se fragmentan). (Ver la figura 16).

Este tipo de instalación debe ser ajustada al 80% de la presión de ajuste de la válvula de alivio, a menos que haya sido certificada por una prueba hidrostática. Esta combinación protege a la válvula de alivio contra corrosión ocasionada por el fluido.

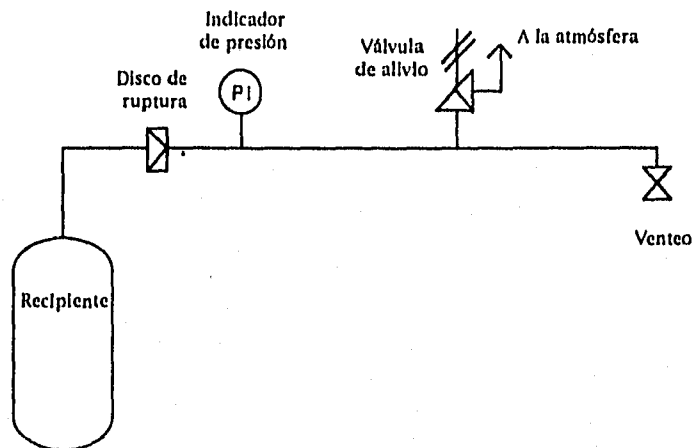


Figura 16. Muestra el disco de ruptura entre el recipiente y la válvula de alivio.

2.- Disco de ruptura entre la válvula de alivio y el desfogue.

Este tipo de instalación es menos recomendable que la anterior. Este arreglo se recomienda para fluidos no corrosivos, limpios y que no se solidifiquen, para que la acumulación que exista entre la descarga de la válvula y el disco no interfieran la salida del desfogue.

Es recomendable especificar la ruptura del disco a 72°F ya que el disco siempre estaría a temperatura ambiente. Estas instalaciones se usan para evitar las constantes fugas de la válvula de alivio, así como para evitar posibles fugas de vapores peligrosos. (Ver la figura 17).

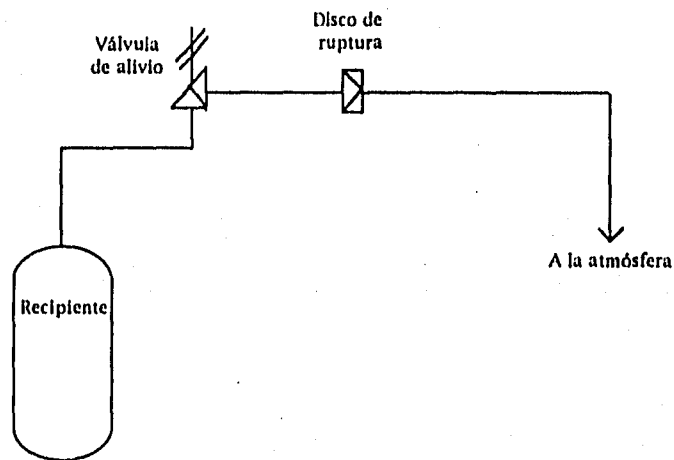


Figura 17. Muestra el disco de ruptura entre la válvula de alivio y el desfogue.

2.6 ARRESTAFLAMAS

Los arrestaflamas trabajan bajo el mismo principio que el de las lámparas de seguridad inventadas en el año 1816, como una necesidad para las minas de carbón en Inglaterra. El arrestaflamas consiste en una pantalla de alambre fino, la cual absorbe calor para que se reduzca la temperatura y así se evite llegar a la temperatura de auto ignición del compuesto almacenado.

Los arrestaflamas deben ser instalados en el venteo del tanque que contenga un material inflamable, el cual tenga un punto de inflamación menor a 110°F. Generalmente están contruidos con placas de aluminio de 0.0126" de espesor y distancias a 0.039". Estas placas están montadas en unas guías removibles. Estas guías permiten darle mantenimiento al dispositivo.

Los tamaños van de acuerdo al tamaño del venteo sobre el que van instalados.

Los arrestaflamas trabajan a bajas presiones, aunque haciendo un pedido especial se puede obtener un arrestaflamas que resiste 50 psig de presión. (Ref: Catálogo Groth)

El uso principal de los arrestaflamas es evitar la entrada de flama externa al recipiente que contiene algún líquido inflamable.

En la figura 18 se muestra un esquema de un arrestaflamas.

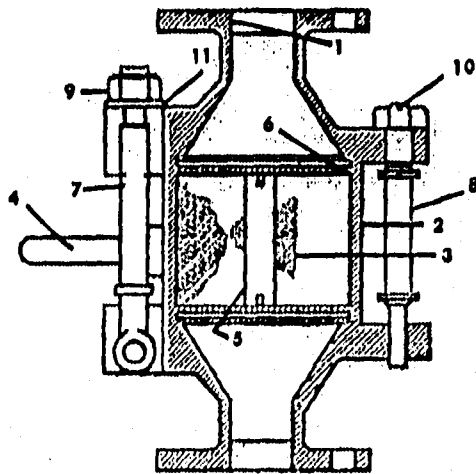
2.7 ALIVIOS NATURALES

Se les llama alivios naturales por que no requieren de dispositivos mecánicos, sino que el simple flujo del fluido a través de éstos alivia la sobrepresión en el equipo. Los alivios naturales son los dispositivos de seguridad más simples, y por eso se usan más ampliamente en la industria.

Se consideran alivios naturales los siguientes:

- Venteos.
- Rebosaderos.
- Tapas sueltas.

Los venteos, rebosaderos y tapas sueltas no deben utilizarse si se trata de un recipiente a presión ó cuando se requiera de una atmósfera inerte dentro del recipiente.



DESCRIPCIÓN	MATERIAL ESTÁNDAR
1.- Cabezal.	Aluminio
2.- Vaso.	Aluminio
3.- Panal.	Aluminio
4.- Manija del vaso.	Aluminio
5.- Centro del panal.	Aluminio
6.- Anillo de retención.	Aluminio
7.- Birlos móviles.	Aluminio
8.- Birlos fijos.	Aluminio y acero inoxidable
9.- Tuerca.	Aluminio y acero inoxidable
10.- Seguro.	Acero galvanizado
11.- Rondana.	Acero galvanizado

Figura 18. Esquema de un arrestaflamas y lista de sus partes

Se debe tener un adecuado diseño así como un buen sistema de mantenimiento para que no se obstruyan . Por ejemplo, un trazado de vapor de agua a un rebosadero que maneja un material que se solidifica a la temperatura ambiente.

VENTEOS:

Estos dispositivos se utilizan principalmente para proteger el equipo contra riesgos de vacío, los cuales pueden hacer que el tanque se colapse. Existen varias formas de ocasionar vacío dentro del tanque.

1.- Condensación de vapor en las paredes del recipiente.

2.- Vaciado del tanque por medio de una bomba.

3.- Vaciado del tanque por gravedad.

1.- Para conocer el diámetro del venteo en un tanque cuando pueda ocurrir condensación de vapor de agua, se debe calcular:

a) Area del tanque expuesta a presión (en pies²).

b) Calcular el Vacío Máximo Permisible. (psig)

c) Definir el diámetro del venteo de acuerdo a la tabla 13,
1) localizando el valor de VMP inmediato inferior en el primer renglón de la tabla 13, 2) buscar el valor del área o el inmediato superior en la columna seleccionada y 3) ver el tamaño de venteo que le corresponde en la primer columna a la izquierda de la tabla.

DIAMETRO DE TUBERIA	VMP 0.25 psig	VMP 0.50 psig	VMP 1.0 psig	VMP 2.0 psig	VMP 4.00 psig	VMP >7.00 psig
1"	45	60	85	125	170	210
1 1/2"	105	145	205	290	395	495
2"	175	240	340	480	650	815
2.5"	245	340	485	685	930	1,160
3"	380	525	750	1,050	1,440	1,790
4"	655	900	1,290	1,820	2,470	3,090
6"	1,490	2,050	2,920	4,120	5,620	7,010
8"	2,580	3,550	5,060	7,140	9,730	12,150
10"	4,070	5,600	7,980	11,250	15,350	19,100
12"	5,770	7,950	11,300	16,000	21,800	27,150
14"	6,890	9,600	13,700	19,300	26,300	32,800
16"	9,100	12,550	17,850	25,250	34,400	42,900
18"	11,550	15,900	22,650	31,900	43,500	54,300

Tabla 13. Se utiliza para definir el diámetro de venteo por condensación de vapor de agua en las paredes del tanque⁽¹⁴⁾

2.- Cuando el vacío se hace por medio de una bomba el área de venteo se debe calcular de la siguiente manera:

- a) Investigar el gasto de la bomba (gpm).
- b) Este gasto corresponde a un cierto volumen de aire que debe entrar al tanque. Utilizando la fórmula de orificio para flujo de fluidos compresibles, calcular el área requerida.

$$\text{Area} = \frac{W\sqrt{(1544/M) T}}{12 K_o P_{1a} \lambda}$$

3.- Cuando el vacío se hace por medio de un drenado por gravedad el área de Venteo se debe calcular:

a) Calcular el flujo de salida por la ecuación de orificio para fluido incompresible:

$$W = 2410 K_o A \sqrt{\Delta P_p} \quad (\text{lb/hr})$$

b) Seguir el mismo procedimiento que en el caso anterior, para conocer el flujo de aire que debe entrar al tanque.

REBOSADEROS

Los rebosaderos se utilizan para despresurizar un tanque que maneje materiales en estado líquido, ya que algunos materiales presentan un peligro para el personal y equipo que lo rodea, por lo que es necesario dirigirlo a un lugar seguro, para que después de ser tratado sea enviado al drenaje a recirculación o disposición especial.

Por medio de la ecuación de cálculo de flujo de fluidos incompresibles a través de una tubería se puede dimensionar el diámetro requerido para el rebosadero, se conocen los siguientes datos:

ΔP , P , H y la Gravedad Específica.

ΔP se calcula de la siguiente manera:

$$\Delta P = \frac{H S_p G_r}{2.31}$$

Una vez calculado ΔP entonces calcular D_{\min} (el diámetro mínimo requerido) para el rebosadero utilizando la ecuación:

Rearreglando la ecuación de Fanning se tiene:

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{N + 2.79 + 10^{-7} + W^2}{\rho \Delta P}}$$

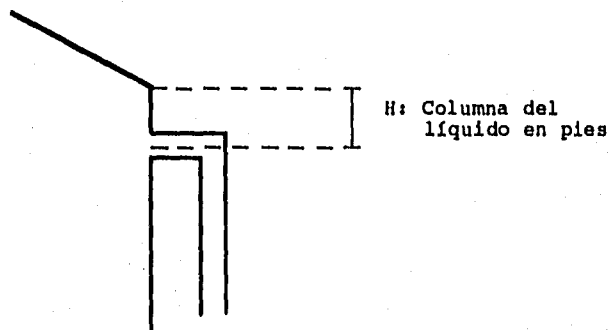


Figura 19. Rebosadero.

TAPAS SUELTAS:

Las tapas sueltas, como su nombre lo indica, son tapas que abren y cierran libremente por medio de una bisagra y se accionan siempre que existe una sobrepresión dentro del tanque.

La ventaja principal que ofrecen las tapas sueltas es que proveen de áreas grandes de alivio, eliminando así la necesidad de calcular más dispositivos. Se recomienda que la tapa suelta tenga un diámetro de por lo menos 18 pulgadas, o un área equivalente, para aliviar cualquier riesgo de sobrepresión.

Otra ventaja es que casi no requieren de mantenimiento y su inspección es muy sencilla.

Las limitaciones más importantes que tienen las tapas sueltas:

- No protegen contra vacío.
- No se pueden usar cuando se manejen materiales peligrosos, (corrosivos, tóxicos, irritantes, a elevadas temperaturas, etc.).

INSTRUMENTOS DE CONTROL:

En la actualidad muchas operaciones en la industria son realizadas automáticamente por diversos y complicados sistemas de control y automatización.

Estos sistemas automáticos llevan a la industria a un nivel superior en capacidad y complejidad, lográndose un incremento en la rentabilidad y repetitividad de los procesos.

Los instrumentos de control disminuyen en gran cantidad los errores humanos durante la operación, es por eso que muchas veces también los podemos considerar como dispositivos de seguridad.

Los instrumentos de control comúnmente utilizados como dispositivos de seguridad son:

- Interruptor de Alta / Baja Presión
- Interruptor de Alta / Baja Temperatura
- Interruptor de Alto / Bajo Nivel
- Interruptor de Alta / Baja Concentración, etc
- Sensores de flujo, etc.

La desventaja de estos dispositivos es que son difíciles de inspeccionar, ya que requieren de personal altamente capacitado en instrumentación y control.

CAPITULO III ESTUDIO DE SEGURIDAD DE PROCESOS

En este capítulo se resumen los puntos que se deben incluir en un estudio de seguridad de procesos, el cual ayuda a visualizar rápidamente si el o los equipos están adecuadamente protegidos contra los riesgos de sobrepresión, fuego y explosión.

3.1 OBJETIVO Y CONCEPTO DEL ESTUDIO DE SEGURIDAD DE PROCESOS

Un estudio de seguridad de procesos es un análisis técnico profundo del proceso o sistema con la finalidad de identificar los riesgos potenciales para especificar la protección adecuada.

El objetivo del estudio de seguridad de procesos es proteger al personal, equipos, propiedad y pérdida de la producción ocasionada por riesgos de fuego, explosión o sobrepresión.

Un estudio de seguridad de procesos debe constar de:

- Diagramas de tubería e instrumentación.
- Hoja de datos de sustancias químicas.
- Discusión y análisis de riesgos.
- Hojas de evaluación y cálculo de riesgos.
- Especificaciones de equipos.

3.2 DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

Estos diagramas son el enlace entre las instalaciones en campo y el estudio de seguridad, por lo que el diagrama a tratar deberá aparecer lo más claro y fiel posible.

Como su nombre lo indica, estos diagramas muestran por secciones todos los equipos de proceso, tuberías, instrumentos de control y servicios necesarios instalados en el sistema. Además, se puede incluir toda la información como nombre y número del equipo, datos generales de equipos, número de plano, revisiones, simbología, etc.

3.3 HOJA DE DATOS DE SUSTANCIAS QUIMICAS

Esta hoja enlistan todas las sustancias involucradas en el proceso, ya sean materias primas, subproductos, producto terminado o servicios auxiliares (agua, aire, vapor de agua, etc.). Esta hoja cuenta con:

1.- Datos generales:

- Fecha de elaboración.
- Nombre del elaborador.
- Planta a la que pertenece el proceso.
- Nombre del proyecto.

2.- Datos Generales de las sustancias involucradas como:

- Nombre.
- Estado físico.

- Forma física.
- Propiedades físicas.
- Propiedades con el fuego.
- Propiedades explosivas.

3.- Características de las reacciones químicas que se pueden presentar:

- Exotérmica o endotérmica.
- Con o sin formación de gases.
- Notas.

A continuación se muestra un ejemplo de una hoja de datos químicos en las figuras 20 y 21.

3.4 DISCUSION Y ANALISIS DE RIESGOS

Se debe elaborar un análisis de riesgos por cada equipo integrante del proceso para recopilar la siguiente información:

- Nombre del equipo.
- Número del equipo.
- Presión de diseño y operación.
- Temperatura de operación y diseño.
- Posibles riesgos hacia el equipo.
- Dispositivos de seguridad con los que se cuenta, indicando su tamaño y su presión de ajuste.

REACCIONES QUIMICAS			
Ecuación de la reacción	Verificar si se desprenden gases, humos, precipitados, etc.	Verificar si la reacción es ENDOtéRMICA	Notas*

- *Notas:
1. Lista de los reactivos.
 2. Fases de los reactivos.
 3. Productos.
 4. Calor de reacción.

Figura 21. Hoja de Datos Químicos para las reacciones.

El análisis de riesgos se deberá realizar detalladamente con el objeto de identificar todas las entradas, salidas, servicios y riesgos asociados al equipo en estudio.

Los riesgos involucrados al equipo los podemos clasificar en 2 tipos;

Directos: Los cuales están ligados intrínsecamente al equipo.
Ejemplo: Entrada de una bomba, sobrepresión desde otro equipo, fuego externo, etc.

Indirectos: Los cuales están contenidos dentro de otro equipo y por falla de este segundo equipo representa un nuevo riesgo al equipo en estudio.
Ejemplo: Ruptura de un serpentín, ruptura de tubos en un Intercambiador de calor, etc.

3.5 LIMITACIONES DE OPERACION

Las limitaciones de operación se pueden considerar también como dispositivos de seguridad, ya que éstas ayudan a proteger a los equipos de riesgos poco probables con consecuencias despreciables.

Estas limitaciones de operación se deberán incluir en el manual de entrenamiento de los operarios, por ejemplo:

"No arrancar la bomba centrífuga si la válvula de corte a la succión y/o descarga está cerrada".

En el estudio de Seguridad de Procesos Químicos se debe especificar claramente cada limitación de operación para cada equipo que lo amerite, así como el porque de la limitación de operación.

3.6 HOJAS DE EVALUACION Y CALCULO DE RIESGOS

En estas hojas se resume toda la información del análisis de riesgos y sus cálculos. Están divididas en la siguientes partes:

a) Datos generales:

- No. de diagrama.
- No. y nombre del equipo.
- No. y nombre del proyecto.
- Nombre del elaborador.
- Fecha de elaboración.

b) Riesgos:

- Número de riesgo.
- Fuente del riesgo.
- Material involucrado.
- Máxima Temperatura probable.
- Máxima Presión probable (Interna - Externa).

c) Protección:

- Dispositivo de Seguridad.
- Parámetro de ajuste (Presión, Temperatura, etc.).
- Limitante de Flujo.
- Área requerida de alivio.
- Tamaño del dispositivo de seguridad.
- Número de identificación del dispositivo de Seguridad.

3.7 DATOS/INFORMACION DE EQUIPOS

Es altamente recomendable el incluir información referente a cada uno de los equipos como son:

Proyecto No. y Nombre _____

Elaborado por: _____

Fecha: _____

ANALISIS DE RIESGOS SEGURIDAD DE PROCESOS

Plantas _____

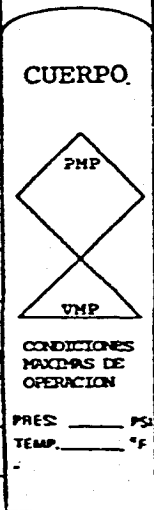
Diagrama No.: _____

Equipo No.: _____

Equipo Nombre _____

RIESGOS Presión interna (+)

Riesgo No.	Fuente de Riesgo	Material	Max. Temp. (°F)	Max. Pres. (PSI)
Presión externa/vacío (-)				



PROTECCION

Dispositivo de Seguridad	Ajuste	Límite de Flujo	Entradas (lb/hr)	Área requerida de alivio (plg ²)	Núm. Disps. Segr.	No. Disps. (Imp.)	No. Disps. (Plantas)
Presión externa/vacío (-)							
Presión externa/vacío (-)							

Figura 22. Hoja de Análisis de Riesgos para el ejemplo de este capítulo.

- Hojas de especificación.
- Curvas de Operación (para bombas y compresores).
- Planos de Fabricación.

Es decir, toda la información necesaria para respaldar los cálculos del estudio de Seguridad de Procesos.

CAPITULO IV CASO PRACTICO

4.1 DESCRIPCION DEL SISTEMA

El proceso a estudiar es un sistema para la separación de Formiato de Metilo y Acetamida por medio de evaporación.

El proceso consta de un tanque de almacenamiento de la mezcla, un tanque de evaporación y las bombas de transferencia entre ambos equipos.

El Formiato de Metilo es un líquido inflamable con un punto de inflamación de -19°C (-2.2°F) y una temperatura de ebullición de 32°C (89.6°F) mientras que la Acetamida tiene una temperatura de ebullición de 1159°C .

El tanque de evaporación está equipado con un serpentín interno de calentamiento (con vapor de agua). Los vapores de Formiato de metilo serán extraídos por un sistema de vacío para pasar al sistema de condensación y de ahí enviar el líquido a un tanque de almacenamiento, para posteriormente ser utilizado en el proceso de fabricación de insecticidas. Este tanque cuenta con una línea de venteo para el caso de una emergencia, que descarga a la atmósfera junto con una corriente de Nitrógeno para disminuir el riesgo de fuego en el exterior.

La Acetamida será transferida a un tanque de almacenamiento para su disposición final a carros tanque.

A continuación se muestra la figura 23 Hoja de Datos Químicos, con todas las propiedades físicas y químicas de los productos involucrados en el sistema.

El estudio de Seguridad de Procesos Químicos se realizará únicamente sobre los equipos mostrados en la figura 24 (Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de Evaporación) que comprende los siguientes equipos:

TA-01	Tanque de Almacenamiento de Mezcla
P-02	Bomba de Transferencia de Mezcla
TA-03	Tanque Evaporador
P-04	Bomba de Transferencia de Acetamida

4.2 DESARROLLO DEL ESTUDIO DE SEGURIDAD DE PROCESOS QUIMICOS

Como primera etapa se hace el cálculo de la PMP y el VMP, si es que no se conoce, posteriormente se hace el Análisis de Riesgos para cada equipo, identificando todas las entradas, salidas y riesgos asociados al manejo de las sustancias. Una vez finalizado el análisis de riesgos se selecciona y dimensiona el Dispositivo de Seguridad para finalmente identificar cada uno de estos dispositivos.

4.2.1 ESTUDIO AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO TA-01

Este es un tanque cilíndrico vertical de acero al carbón con las siguientes características.

Diámetro: 6.096 m (20 pies)
Altura: 10.668 m (35 pies)
Material: SA-285 C
Cuerpo: Cilíndrico, espesor 0.3125 pulg (5/16")
Tapa: Cónica tipo API, espesor 0.25 pulg (1/4")
Fondo: Plano, espesor 1/2"
Corrosión permisible: 0

EQUIPO NO. T-01

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE MEZCLA
 DIAMETRO : 20 PIES
 ALTURA : 35 PIES
 MATERIAL : SA-285 C
 ESPESOR CUERPO : 5/16"
 ESPESOR TAPA : 1/4"
 PRESION DISEÑO : ATMOSFERICA
 TEMPERATURA DISEÑO : 100 F

EQ. # P-02

BOMBA DE TRANSFERENCIA DE MEZCLA
 TIPO : DESPLAZAMIENTO POSITIVO
 P.M.P. : 200 PSIG
 GASTO MAXIMO : 60 G.P.M. @ 50 PSIG.
 MOTOR : 10 HP

EQ. # T-03

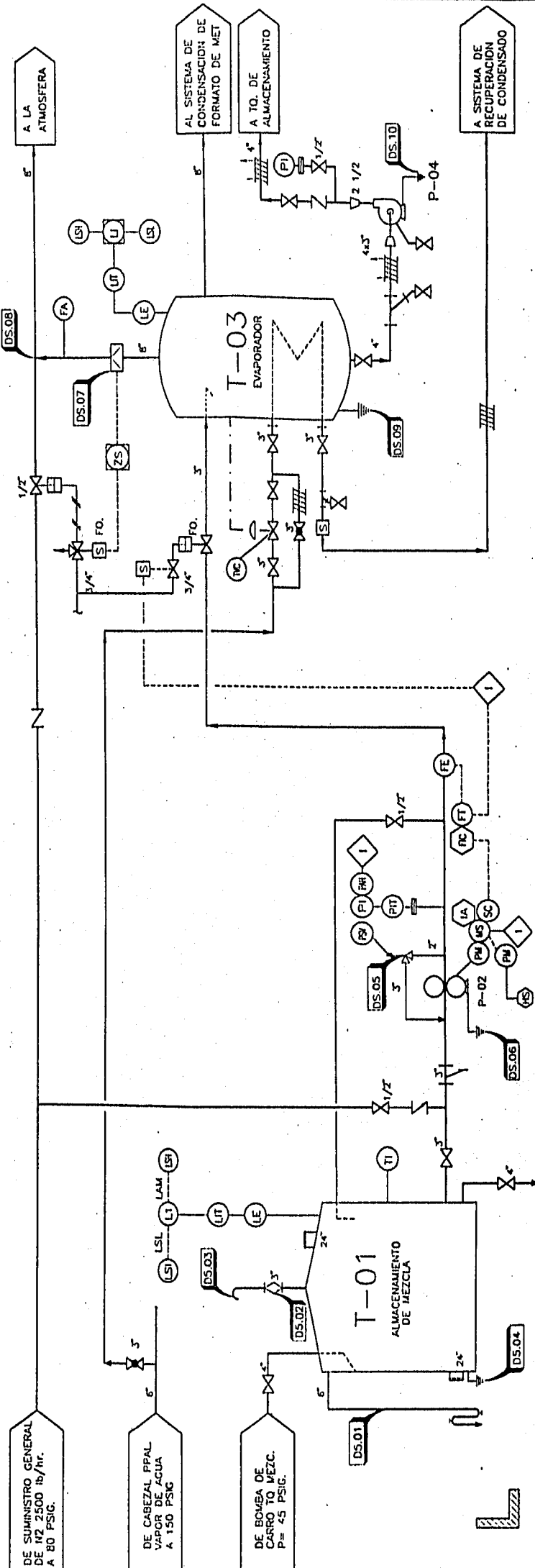
TANQUE EVAPORADOR
 DIAMETRO : 8 PIES
 ALTURA : 15 PIES
 MATERIAL : SA-285 C
 ESPESOR CUERPO : 5/8"
 ESPESOR TAPA : 5/8"
 PRESION DISEÑO : 50 PSIG.
 TEMPERATURA DISEÑO : 400 F

EQ. P-04

BOMBA TIPO CENTRIFUGA
 P.M.P. : 150 PSIG
 MAXIMA PRESION DE DESCARGA : 45 PSIG
 GASTO MAXIMO : 200 G.P.M.

SIMBOLOGIA

- VALVULA DE COMPUERTA
- VALVULA DE GLOBO
- VALVULA DE RETENCION
- VALVULA AUTOREGULADA
- ARRESTADOR DE FLAMA
- VALVULA DE SEGURIDAD
- DISCO DE RUPTURA
- SELLO QUIMICO
- TIERRA
- FILTRO
- TRAMPA
- REDUCCION
- AISLAMIENTO
- VENA DE CALENTAMIENTO
- VALVULA DE 3 VIAS



DIBUJO NO. SPQ-100-0		RO-PLAZA A. NUEVO	
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION		EVAPORACION DE FORMATO DE METILO	
DIBUJOS DE REFERENCIA		DIBUJOS DE REFERENCIA	
REVISIONES		REVISIONES	
MECANICO	CIVIL	ELECTRICISTA	UBERIAS
FECHA	FECHA	FECHA	FECHA
APROBADO PARA CONSTRUCCION		M. M. G.	
FECHA	FIRMA	FECHA	FIRMA
MATERIAL		H. E. P.	
ESCALA		SIN	
FES CUAUTITLAN		UNAM	

Presión de Operación: Atmosférica
Temperatura de Operación: 25°C
Presión de Diseño: Atmosférica
Temperatura de Diseño: 40°C

El tanque cuenta con un dique de contención de derrames para evitar la propagación del riesgo a otras áreas no protegidas.

Se cuenta con clasificación eléctrica definida como Clase I, Grupo D, División 1 (I-D-1) conforme a la norma NFPA-30 (National Fire Protection Association), la cual es especial para ambientes con vapores inflamables.

4.2.1.1 CALCULO DE LA PMP Y VMP

Se toma la fórmula para tanques con diseño de tapa débil.

$$P = \frac{1.3 W}{D^2} + 0.29t$$

$$W = W_p A_p + W_c A_c$$

$$; D = 10 \text{ pies} = 120 \text{ pulg.}$$

$$t = 0.25 \text{ pulg. (tapa)}$$

$$W = 10(20^2 \pi / 4) + 12.5 (20) (\pi) (35)$$

$$W = 785 + 5890$$

$$W = 6675 \text{ lb.}$$

$$P = \frac{1.3 (6675)}{(120)^2} + 0.29 (0.25)$$

$$PMP = 0.675 \text{ psig}$$

4.2.1.2 ANALISIS DE RIESGOS

Los riesgos asociados al tanque TA-01 son:

1. Sobrepresión proveniente de la bomba del carro tanque;
presión de entrada = 45 psig > PMP del tanque;
por lo tanto requiere dispositivo de seguridad.
2. Sobrepresión de la línea de Nitrógeno para barrido de la línea de transferencia;
presión de entrada = 80 psig > PMP del tanque;
por lo tanto requiere de dispositivo de seguridad.
3. Sobrepresión generada por la bomba P-02;
como es una línea de recirculación, no requiere dispositivo de seguridad.
4. Sobrepresión por evaporación y expansión del vapor ocasionada por el fuego externo alrededor del tanque;
la presión es desconocida (pero muy alta) por eso se pone infinito (∞). Requiere dispositivo de seguridad.
5. Electricidad estática, requiere de dispositivo de seguridad.
6. Vacío generado por la bomba P-02;
El máximo vacío que se puede generar es 14.7 psig > VMP del tanque,
por lo tanto requiere de dispositivo de seguridad.
7. Vacío generado por el desague libre del tanque;
Vacío de 14.7 psig > VMP del tanque;
por lo tanto requiere de dispositivo de seguridad.

Proyecto No. y Nombre: SEPARACION DE FORMIATO

Elaborado por: HUGO EGUIA

Fecha: MARZO, 1996

ANALISIS DE RIESGOS SEGURIDAD DE PROCESOS

Planta: CUATITLAN

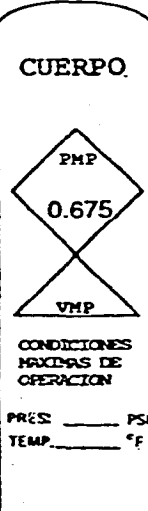
Diagrama No. SPQ-100

Equipo No. T-01

Equipo Nombre TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE MEZCLA

RIESGOS
Presión interna (+)

Riesgo No.	Fuente de Riesgo	Material	Max. Temp. (°F)	Max. Pres. (PSI)
1	ENTRADA DESDE BOMBA DEL CARRO TANQUE	FORMIATO DE METILO - ACETAMIDA	86	45
2	ENTRA DE LA LINEA DE NITROGENO	NITROGENO	70	80
3	ENTRADA DESDE BOMBA P-02	FORMIATO DE METILO - ACETAMIDA	86	50
4	FUEGO EXTERNO			
5	ELECTRICIDAD ESTATICA			
Presión externa/vacío (-)				
6	VACIADO DEL TANQUE POR P-02	FORMIATO DE METILO - ACETAMIDA	86	-15
7	VACIADO DEL TANQUE POR GRAVEDAD	FORMIATO DE METILO - ACETAMIDA	86	-15



PROTECCION

Dispositivo de Seguridad	Ajuste	Limitador de flujo	Entradas (lb/hr)	Area superficial de alivio (plg ²)	Disen. Dispos. Secur.	No. Dispos. (Ing.)	No. Dispos. (Planta)
REBOSADERO	ATM	BOMBA	32500	26.05	6"	DS-01	
VENTEO	ATM	LINEA N2	2500	5.838	3"	DS-03	
RECIRCULACION							
DISEÑO DE TAPA DÉBIL							
ARRESTAFLAMAS					3"	DS-02	
CONEXION A TIERRA						DS-04	
Presión externa/vacío (-)							
VENTEO	ATM	BOMBA	276.6	0.639	3"	DS-03	
VENTEO	ATM	BOMBA	276.6	0.639	3"	DS-03	
Presión interna (+)							
TUBOS/CHAQUETA							
MPP							
VMP							
CONDICIONES MAXIMAS DE OPERACION							
PRES. _____ PSI							
TEMP. _____ °F							

4.2.1.3 SELECCION DE DISPOSITIVO DE SEGURIDAD

El dispositivo de seguridad más adecuado para el riesgo 1 es un rebosadero, dirigido al piso. El tanque debe contar con un dique con una capacidad de 1.5 veces el volumen total del tanque.

Para el riesgo 2 lo adecuado es un venteo, ya que se trata de un gas.

Para el riesgo 4, lo más adecuado es el diseño del tanque de almacenamiento (diseño de tapa débil), ya que en dado caso de un fuego en área la parte que cedería primero a la presión es la unión del cuerpo cilíndrico con la tapa cónica, además de un arrestador de flamas.

Para el riesgo 5 lo más adecuado es un sistema de conexión a tierra.

Para los riesgos 6 y 7 lo adecuado es el venteo, para permitir la entrada de aire.

4.2.1.4 DIMENSIONAMIENTO DE LOS DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD

Para el tanque TA-01 se requiere dimensionar

- 1) Rebosadero.
- 2) Venteo contrapresión positiva y negativa.

El sistema de conexión a tierra no se requiere calcular, la norma NFPA-30 pide solamente que tenga una resistencia máxima de 5 ohms.

Dimensionamiento del Rebosadero (Riesgo 1)

Los datos que se tienen son:

ESTA TESIS NO DEBE
QUEDAR DE LA BIBLIOTECA

$$\text{GPM}_T = 65 ; W = 32500 \text{ lb/hr}$$

$$T = 70^\circ\text{F}$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{1.5 * 2.79 * 10^{-7} W^2}{\rho \Delta P}}$$

$$W = 32500 \text{ lb/hr}$$

$$\rho = 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$H = 6" ; \Delta P = \frac{(6/12) (1.0)}{2.31} = 0.22 \text{ psig}$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{1.5 * 2.79 * 10^{-7} (32500)^2}{62.4 (0.22)}}$$

$D_{\min} = 5.67 \text{ plg.}$; por lo que se debe usar tubería de 6" de diámetro para el rebosadero

Dimensionamiento del venteo (Riesgo 2)

De acuerdo con los datos indicados en el diagrama de tubería o instrumentación se tiene que:

$$W = 2500 \text{ lb/hr de Nitrógeno}$$

$$P = 80 \text{ psig.}$$

$$T = 70^\circ\text{F}$$

Se sabe que la PMP para el tanque es 0.675 psig, y se necesita conocer el área de desfogue necesaria para alivio de este riesgo.

Para este caso se utilizará la ecuación de orificios para fluidos compresibles.

$$W = \frac{12 K_o \text{ Area } P_{1a} \lambda}{\sqrt{(1544/M)}} ; \text{ Area} = \frac{W \sqrt{(1544/M)}}{12 K_o P_{1a} \lambda}$$

$$W = 2500 \text{ lb/hr}$$

$$\frac{1544}{M} = \frac{1544}{28} = 55.14$$

$$P_{1a} = 0.675 \text{ psig} + 14.7 = 15.37 \text{ psia}$$

$$P_{2a} = 14.7 \text{ psia}$$

$$\frac{P_{1a}}{P_{2a}} = \frac{14.7}{15.37} = 0.956$$

$$T = 70^{\circ}\text{F} + 460 = 530^{\circ}\text{R}$$

De la figura 4 se encuentra el valor de λ

$$\lambda = 490$$

Sustituyendo valores se obtiene:

$$\text{Area} = \frac{2500(\sqrt{(55.14)(530)})}{12(0.81)(15.37)(490)} =$$

Area = 5.838 pulg², que corresponde a un diámetro de 2.72 pulg

Por lo que el diámetro del Venteeo para este riesgos debe ser de por lo menos 3 pulgadas.

Cálculo del Arrestaflamas.

(Riesgo 4)

Como ya se tiene el área requerida para venteeo, ya no es necesario recalcular diámetro del arrestador de flama, ya que normalmente se instala del mismo diámetro que el venteeo, por lo que el diámetro será de 3 pulgadas.

Cálculo del venteeo para riesgos de vacío (Riesgos 6 y 7).

El flujo máximo de líquido, que puede salir a través de la línea de drenado de 2 pulgadas es:

$$W = 2410 K_o \text{ Area} \sqrt{\Delta P \rho}$$

$$K_o = 0.81$$

$$A = 3.346 \text{ pulg}^2$$

$$\Delta P = \frac{(35')(1.0)}{2.31} = 15.15 \text{ psig}$$

$$\rho = 62.4 \text{ lb/pla}^3$$

$$W = 2410 (0.81) (3.340) \sqrt{15.15 (62.4)}$$

$$W = 200469 \text{ lb/hr} = 401 \text{ GMP de líquido}$$

El gasto de la bomba P-02 es de 60 GPM; lo que da un total de salida de por lo que es necesario introducir el siguiente flujo de 461 GPM aire para evitar que se colapse el tanque.

$$461 \text{ GPM} = 276.6 \text{ lb/hr de aire}$$

El diámetro del venteo deberá ser:

$$\text{Area} = \frac{W \sqrt{(1544/M)}}{12 K_o P_{1a} \lambda}$$

$$W = 240.6 \text{ lb/hr}$$

$$\frac{1544}{29} = 53.24$$

$$T = 77^\circ\text{F} + 460 = 537^\circ\text{R}$$

$$K_o = 0.81$$

$$P_{1a} = 0.675 \text{ psig} + 14.7 = 15.37 \text{ psia}$$

$$P_{2a} = 14.7 \text{ psia}$$

$$\frac{P_{2a}}{P_{1a}} = 0.956 \quad ; \quad \lambda = 490 \text{ (de figura 4)}$$

$$\text{Area} = \frac{276.6 \sqrt{(53.24) (537)}}{12(0.81) (15.37) (490)}$$

$$\text{Area} = 0.639 \text{ pulg}^2 \quad ; \quad \text{Diámetro} = 0.902 \text{ pulg}$$

Por lo que el diámetro de 3 pulg calculado en el riesgo 2 es adecuado.

4.2.2 ESTUDIO A LA BOMBA DE TRANSFERENCIA DE MEZCLA, P-02

Esta es una bomba de desplazamiento positivo que tiene una PMP de 200 psig, tiene motor de 10 HP con clasificación eléctrica clase I, Grupo D, División 1, adecuada para este tipo de servicios.

4.2.2.1 ANALISIS DE RIESGOS

Los riesgos asociados a la bomba son:

1. Entrada por gravedad del tanque P-02.

Si la altura máxima de líquido esta definida a 10.5 m (34.5ft) la presión máxima de entrada a la bomba será de:

$$P = \frac{34.5(1)}{2.31} = 14.9 \text{ psig}$$

La PMP de la bomba es de 200 psig (determinada por el fabricante); por lo que no requiere de protección.

2. Presión máxima de descarga a válvula cerrada.

Como se trata de una bomba de desplazamiento positivo, la presión aumenta hasta un valor tal que ocasiona el fallo en la operación por ruptura del sello, juntas o conexiones en la bomba, por lo que se necesita proteger a la bomba contra este riesgo.

3. Contrapresión desde el tanque T-03.

La máxima presión generada en tanque es de 50 psig, donde esa presión no rebasa la PMP de la bomba, por lo tanto no requiere de protección contra este riesgo.

4. Sobrepresión de la línea de nitrógeno para barrido de la línea de transferencia.

La presión de entrada es de 80 psig y es menor a la PMP de la bomba, por lo tanto no requiere de protección contra este riesgo.

4.2.2.2 SELECCION DEL DISPOSITIVO DE SEGURIDAD

El único riesgo que se tiene que proteger es el 2, seleccionando una válvula de alivio, con una presión de calibración de 50 psig.

4.2.2.3 DIMENSIONAMIENTO DEL DISPOSITIVO DE SEGURIDAD

Utilizando la ecuación para cálculo del área para válvulas de alivio se tiene:

$$\text{Area} = \frac{W_{\text{liquido}}}{24.3 K_p K_g K_u \sqrt{1.25 P_1 - P_2}}$$

$$W_{\text{liquido}} = 86 \text{ GPM}$$

$$K_p = 0.6$$

$$K_g = 1.0$$

$$K_u = 1.0 \text{ (inicialmente)}$$

$$P_1 = 50 \text{ psig}$$

$$P_2 = 14.9 \text{ psig (contrapresión en la descarga de la válvula)}$$

$$\text{Area} = \frac{86}{24.3(0.16)(1)(1) \sqrt{1.25 (50) - 149}}$$

$$\text{Area} = 0.855 \text{ pulg}^2$$

que corresponde a una válvula de alivio con orificio "J" (1.287 pulg²) con conexiones de 2 pulg por 3 pulg (Entrada y salida respectivamente).

4.2.3 ESTUDIO DEL TANQUE EVAPORADOR; T-03

Este tanque esta dentro de un cuarto de proceso equipado con las protecciones propias para el manejo de líquidos inflamables como; ventilación, clasificación eléctrica, protección contra incendio y protección contra derrames.

Este tanque esta fabricado en acero al carbón SA-285 C con espesores de 5/8" en cuerpo y tapas semielípticas.

4.2.3.1 CALCULO DE LA PMP Y VMP

CALCULO DE PRESION PERMISIBLE DE LAS TAPAS SEMIELIPTICAS

$$P = \frac{2 SEt}{D + 0.2t}$$

$$S = 13800 \text{ psig}$$

$$E = 0.7 \text{ (sin radiografiado)}$$

$$t = 5/8" = 0.625 \text{ pulg.}$$

$$D = 8 \text{ pies} = 96 \text{ pulg.}$$

$$P = \frac{2(13800)(0.7)(0.625)}{96 + 0.2(0.625)}$$

$$P = 125.6 \text{ psig}$$

CALCULO DE LA PRESION PERMISIBLE DEL CUERPO CILINDRICO

$$P = \frac{2 SEt}{D + 0.2t}$$

$$S = 13800 \text{ psig}$$

$$E = 0.7$$

$$t = 5/8" = 0.625 \text{ pulg.}$$

$$D = 8 \text{ pies} = 96 \text{ pulg.}$$

$$P = \frac{2(13800)(0.7)(0.625)}{96 + 1.2(0.625)}$$

$$P = 124.8 \text{ psig}$$

Por lo que la Presión Máxima Permisible (PMP) del evaporador es 124.8, limitado por el cuerpo cilíndrico.

Se esta tomando el valor de PMP = 50 psig; ya que esta es la presión de diseño.

**CALCULO DEL VACIO PERMISIBLE DE LAS TAPAS
SEMIELIPTICAS**

$$A = \frac{0.125}{R_{\text{curv}} / t}$$

$$A = \frac{0.125}{96/0.625} = \frac{0.125}{153.6} = 0.00081$$

De la gráfica 1, página 13;

$$B = 4400$$

$$P_a = \frac{4400}{1536} = 28.6 \text{ psig.}$$

CALCULO DEL VACIO PERMISIBLE DEL CUERPO CILINDRICO

$$L = 15', D_o = 8'; t = 5/8''$$

$$L/D_o = 15/8 = 1.875$$

$$D_o/t = 96/0.625 = 153.6$$

$$A = 0.00038 \text{ (De figura 3)}$$

$$B = 4000$$

$$P_a = \frac{4(4000)}{3(153.6)} = 34.7 \text{ psig}$$

Por lo que el Vacío Máximo Permisible es:

$$\text{VMP} = 28.6 \text{ psig; limitado por las tapas}$$

Como 28.6 psig es mayor a 14.7 psig se puede decir que el tanque resiste vacío total, ; VMP = Vacío total

4.2.3.2 ANALISIS DE RIESGOS

Los riesgos asociados al tanque T-03 son:

1. Sobrepresión de la línea de Nitrógeno para barrido de la línea de transferencia.
Presión = 80 psig, es mayor a PMP; por lo tanto requiere de protección.
2. Sobrepresión proveniente de la bomba de transferencia de la mezcla P-02.
La presión de suministro al T-03 es de 50 psig, igual a PMP; por lo tanto no requiere de protección.
3. Sobrepresión generada por la ruptura del serpentín. Este es un riesgo indirecto, ya que depende de otro sistema.
La presión de entrada es de 150 psig, mayor a PMP; por lo tanto requiere de protección.
4. Contrapresión desde el tanque de almacenamiento de Acetamida, el cual opera atmosféricamente.
Presión menor a PMP, por lo tanto no requiere de protección.
5. Sobrepresión generada por la ebullición de Formiato de Metilo.
Como la presión que se puede alcanzar no se conoce se le asigna un valor infinito. Requiere de Protección.
6. Sobrepresión generada por la explosión interna del formiato, aproximadamente 100 psi si se considera que la explosión comienza a presión atmosférica. Por lo tanto requiere de protección.
7. Electricidad estática generada por el flujo de material a través de la tubería. Requiere de protección.
8. Vacío generado por la salida de la Acetamida y/o mezcla, ya sea por desagüe o por bombeo, como el tanque resiste vacío total, no requiere de protección.
9. Vacío generado por la condensación súbita de vapor de agua en las paredes del tanque, como el tanque resiste vacío total, no requiere de protección.

Proyecto No. y Nombre: SEPARACION DE FORMIATO

Elaborado por: HUGO EGUIA

Fecha: MARZO, 1996

ANALISIS DE RIESGOS SEGURIDAD DE PROCESOS

Planta: CUAUTITLAN

Diagrama No.: SPQ-100

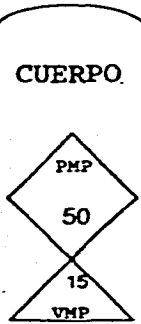
Equipo No.: T-03

Equipo Nombre: TANQUE

EVAPORADOR

RIESGOS
Presión interna (+)

Riesgo No.	Fuente de Riesgo	Material	Max. Temp. (°F)	Max. Pres. (PSI)
1	ENTRADA DE NITROGENO	NITROGENO	70	80
2	ENTRADA DE BOMBA P-02	FORMIATO DE METILO - ACETAMIDA	86	50
3	RUPTURA DEL SERPENTIN (IND.)	VAPOR DE AGUA	373	150
4	CONTRAPRESION DEL TANQUE DE ALM.	ACETAMIDA	180	ATM
5	EBULLICION	FORMIATO DE METILO - ACETAMIDA	162	∞
6	EXPLOSION INTERNA	FORMIATO DE METILO		-100
Presión externa/vacío (-)				
8	SALIDA POR BOMBEO Y DESAGUE	FORMIATO DE METILO - ACETAMIDA	162	-15
9	CONDENSACION SUBITA	VAPOR DE AGUA	200	-15



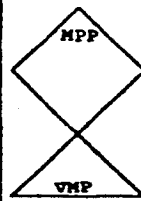
CONDICIONES MAXIMAS DE OPERACION

PRES. _____ PSI
TEMP. _____ °F

PROTECCION

Dispositivo de Seguridad	Ajuste	Límite de Surto	Entradas (lb/hr)	Area requerida de alivio (plg ²)	Dimen. Dispo. Segur.	No. Dispo. (Tag.)	No. Dispo. (Planta)
DISCO DE RUPTURA	45	LINEA	1212	34.23	8"	DS-07	
PMP ADECUADA							
DISCO DE RUPTURA	45	GLOBO V	52397	34.23	8"	DS-07	
PMP ADECUADA							
DISCO DE RUPTURA	45		136484	34.23	8"	DS-07	
PMP ADECUADA							
VMP ADECUADO							
VMP ADECUADO							
Presión interna (+)							
CONEXION TIERRA						DS-09	
Presión externa/vacío (-)							
CONDICIONES MAXIMAS DE OPERACION							
PRES. _____ PSI TEMP. _____ °F							

TUBOS/
CHAQUETA



CONDICIONES MAXIMAS DE OPERACION

PRES. _____ PSI
TEMP. _____ °F

4.2.3.3 SELECCION DEL DISPOSITIVO DE SEGURIDAD

Los riesgos que necesitan protección son los marcados con los números 1, 3, 5, 6 y 7.

Los riesgos de vacío no necesitan protección, ya que el tanque resiste vacío completo (14.7 psig).

El dispositivo que se selecciona para los riesgos 1, 3, 5 y 6 es un Disco de Ruptura instalado en línea de venteo.

Para el riesgo 7 se requiere únicamente de una conexión a tierra con una resistencia no mayor a 5 ohms, de acuerdo a la recomendación de NFPA.

4.2.3.4 DIMENSIONAMIENTO DE LOS DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD

Riesgo 1. Entrada de Nitrógeno

$$P_{1a} = 80 \text{ psí} + 8[10\% \text{ Acum.}] + 14.7$$

$$= 102.7 \text{ psia}$$

$$P_{2a} = (50 + 5 + 14.7) = 69.7 \text{ psia}$$

$$\frac{P_{2a}}{P_{1a}} = \frac{69.7}{102.7} = 0.68$$

Usando la ecuación de orificios para fluidos compresibles.

$$W = \frac{12 K_o P_{1a} \text{ Area } \lambda}{\sqrt{(1544/M)}}$$

$$\text{Area} = 0.304 \text{ pulg}^2 \quad K_o = 0.5$$

$$\lambda = 1106 \text{ (de gráfica 4)} \quad k = 1.3$$

$$\frac{1544}{28} = 55.14$$

$$T = 460 + 70^\circ\text{F} = 530^\circ\text{R}$$

$$W = \frac{12(0.5)(0.304)(102.7)(1106)}{\sqrt{(55.14)(5.30)}}$$

$$W = 1211.9 \text{ lb/hr.}$$

Riesgo 3. Ruptura del serpentín (Riesgo Indirecto).

El flujo manejado por una válvula de globo para vapor de agua de 3 pulgadas fluirá por el serpentín para calentar la mezcla de acetamida y formiato metílico. El flujo máximo es considerando el flujo total de vapor de agua hacia el tanque.

$$P_{1a} = 150 \text{ psi} + 15[10\% \text{ Acum.}] + 14.7$$

$$= 179.7 \text{ psia}$$

$$P_{2a} = 50 \text{ psig} + 5 + 14.7 \text{ psia} = 69.7 \text{ psia}$$

$$\frac{P_{2a}}{P_{1a}} = \frac{69.7}{179.7} = 0.388$$

Usando la ecuación de orificios para fluidos compresibles.

$$W = \frac{12(0.5)(7.393)(1136)}{\sqrt{(1544/18) 833}}$$

$$W = \frac{12 K_o \text{ Area } P_{1a} \lambda}{\sqrt{1544/M}}$$

$$K_o = 0.5$$

$$\text{Area} = 7.07 \text{ pulg}^2$$

$$P_{1a} = 179.7 \text{ psia}$$

$$\lambda = 1136 \text{ (de gráfica 4)}$$

$$R = \frac{1544}{18} = 85.77$$

$$T = 373^\circ\text{F} + 460^\circ\text{F} = 833^\circ\text{R}$$

$$W = \frac{12(0.5)(7.07)(179.7)(1136)}{\sqrt{(85.77)(833)}}$$

$$W = 32397 \text{ lb/hr.}$$

Riesgo 5. Ebullición del formiato de metilo.

Calor latente del vapor de agua a estas condiciones es: 851 btu/lb.

Calor latente del formiato de metilo: 202 btu/lb

$$W = 32397 \frac{\text{lb de vapor}}{\text{hr}} \times \frac{851 \text{ btu}}{\text{lb de vapor}} \times \frac{1 \text{ lb de formiato de metilo}}{202 \text{ btu}}$$

$$W = 136484 \text{ lb/hr evaporadas de formiato de metilo}$$

RESUMEN DE RIESGOS

	DIRECTOS (lb/hr)	INDIRECTOS (lb/hr)
Nitrógeno	1212	-----
Ruptura del serpentín	-----	32,397
Ebullición	136,484	-----
TOTALES	137696	143,659

Como los riesgos 3 y 5 no pueden ocurrir simultáneamente, la suma de los riesgos directos y el riesgo indirecto máximo es de 137,696 lb/hr.

Se usará un flujo de 140,108 lb/hr. para encontrar las dimensiones de la tubería.

CALCULO DEL TAMAÑO DE LA TUBERIA DE VENTEO

Primero se calcula el peso molecular promedio.

	MASA EN LIBRAS	PESO MOLECULAR	MOLES
Nitrógeno	2,424	28	86.6
Formiato de metilo	136,484	60	2335.1
TOTALES	138,908		2421.7

$$\text{Peso molecular promedio} = \frac{138,908}{2421.7} = 57.36 \frac{\text{lb}}{\text{mol}}$$

Temperatura obtenida de la curva de presión de vapor del Formiato de Metilo⁽¹⁵⁾ . T = 162°F

$$T = 460^{\circ}\text{R} + 162^{\circ}\text{F} = 622^{\circ}\text{R}$$

$$M = 57.36 \frac{\text{lb}}{\text{mol}}$$

$$\text{Area} = \frac{W \sqrt{(1544/M)}}{12 K_o \text{ Area } P_{1a} \lambda}$$

$$P_{1a} = 50 \text{psi} + 5[10\% \text{Acum.}] + 14.7 = 69.7 \text{psia}$$

$$P_{2a} = 5 + 14.7 = 19.7 \text{psia}$$

$$\frac{P_{2a}}{P_{1a}} = \frac{19.7}{69.7} = 0.28$$

$$K_o = 0.62$$

$$k = 1.3 \quad \lambda = 1136$$

$$\frac{1544}{57.30} = 26.9$$

$$T = [460 + 162^\circ\text{F}] = 622^\circ\text{R}$$

$$\text{Area} = \frac{138908 \sqrt{26.9 \times 622}}{12 \times 0.62 \times 69.7 \times 1136} = 30.5 \text{ plg}^2$$

$$6 \text{ pulg Diámetro} \longrightarrow 28.89 \text{ pulg}^2$$

$$8 \text{ pulg Diámetro} \longrightarrow 50.03 \text{ pulg}^2$$

Entonces es necesario usar una tubería de ocho pulgadas.

$$K_{\text{tubería}} = \frac{12 f l}{D} = \frac{(12)(0.014)(63.25)}{7.981} = 1.33$$

$$K_{\text{accesorios}} = (2)(14) f = (2)(14)(0.14) = 0.39$$

$$K_{\text{entrada}} = 0.5$$

$$K_{\text{salida}} = 1.0$$

$$\Sigma K = 1.33 + 0.39 + 0.5 + 1.0 = 3.22 \text{ psi}$$

$$P_{1a} = 50 + 5 + 14.7 = 69.7 \text{ psia}$$

$$P_{2a} = 5 + 14.7 = 19.7 \text{ psia}$$

$$\Delta P = 50 \text{ psi}$$

$$\frac{\Delta P}{P_{2a}} = \frac{50}{69.7} = 0.717$$

Con $k = 1.3$, usar la figura número 6. \longrightarrow El flujo es crítico.

De la figura número 8, $Y = 0.66$

$$W = 1891 Y D^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{\sum K v_1}}$$

$$v_1 = \frac{10.73 T_{1a}}{P_{1a}}$$

$$v_1 = \frac{(10.73)(622)}{(46.4)(69.7)} = 2.06 \frac{\text{pies}^3}{\text{lb}}$$

$$W = (1891)(0.66)(7.891)^2 \sqrt{\frac{69.7 - 19.7}{(3.22)(2.06)}}$$

$$= 221,845 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

$$W = 213,365 \text{ lb/hr}$$

El flujo calculado es mayor que el flujo requerido de 140,108 lb/hr. Por lo tanto es adecuada la tubería de 8 pulgadas.

La tubería se acoplará con un disco de ruptura de 8 pulgadas (presión de ruptura de 45 psi).

4.2.4 ESTUDIO A LA BOMBA DE TRANSFERENCIA DE ACETAMIDA; P-04

Esta es una bomba de tipo centrifuga con calentamiento externo para mantener en forma líquida la acetamida.

El gasto que maneja la bomba es de 200 GPM a una presión de 45 psig.

La PMP de la bomba es de 150 psig, dato proporcionado por el fabricante.

4.2.4.1 ANALISIS DE RIESGOS

Los riesgos asociados a la bomba son:

1. Sobrepresión proveniente desde el tanque T-03.
Presión igual a 45 psig limitada por el Disco de Ruptura.
2. Sobrepresión generada por la descarga de la bomba a válvula cerrada.
Como es una bomba centrífuga, este tipo de bomba no acumula presión, ya que recircula internamente, alcanzando una presión de descarga límite igual a la carga hidráulica total. Para este caso es de 45 psig.
3. Contrapresión desde el tanque de almacenamiento de Acetamida, que opera atmosféricamente.

4.2.4.2 SELECCION DEL DISPOSITIVO DE SEGURIDAD

Para la bomba P-04 todos los riesgos de sobrepresión están cubiertos por la misma bomba y únicamente el riesgo de electricidad estática necesita dispositivo, el cual ya se ha definido con anterioridad la conexión a tierra con una resistencia máxima de 5.0 ohms.

Proyecto No. y Nombre: SEPARACION DE FORMIATO

Elaborado por: HUGO EGUIA

Fecha: MARZO, 1996

ANALISIS DE RIESGOS SEGURIDAD DE PROCESOS

Planta: CUAUTITLAN

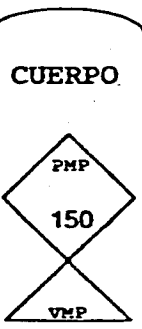
Diagrama No.: SPQ-100

Equipo No.: P-04

Equipo Nombre: BOMBA DE TRANSFERENCIA
DE ACETAMIDA

RIESGOS Presión interna (+)

Riesgo No.	Fuente de Riesgo	Material	Max. Temp. (°F)	Max. Pres. (PSI)
1	ENTRADA DE T-03	ACETAMIDA	162	50
2	DESCARGA MAXIMA	ACETAMIDA	162	45
3	CONTRAPRESION DE TANQUE DE ALM.	ACETAMIDA	162	ATM
4	ELECTRICIDAD ESTATICA			
Presión externa/vacío (-)				
Presión interna (+)				
Presión externa/vacío (-)				



CONDICIONES MAXIMAS DE OPERACION
PRES: _____ PSI
TEMP: _____ °F



CONDICIONES MAXIMAS DE OPERACION
PRES: _____ PSI
TEMP: _____ °F

PROTECCION

Dispositivo de Seguridad	Ajuste	Eliminador de Choque	Entradas (lb/hr)	Area requerida de alivio (plg ²)	Elev. Disipa. Separ.	No. Disipa. (Dop.)	No. Disipa. (Planta)
PMP ADECUADA							
PMP ADECUADA							
PMP ADECUADA							
CONEXION A TIERRA						DS-10	
Presión externa/vacío (-)							
Presión interna (+)							
Presión externa/vacío (-)							

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La conclusión a la que se llega con la realización de este trabajo es que es necesario investigar a fondo las condiciones normales y anormales durante la operación de un determinado sistema, ya que los accidentes son generados por falta de prevención. En medida que se conozca y se domine el proceso en cuestión se podrá implantar dispositivos de seguridad adecuados para este sistema, que eliminen o minimicen sus riesgos asociados.

Así mismo es necesario conocer cuales son los rangos máximos de Presión (Positiva y/o Negativa) para no exceder estos valores ya que al sobrepasar los límites admisibles de presión se corre el riesgo de dañar el equipo con posibles consecuencias al personal y al ambiente.

Es muy importante conocer los flujos máximos de entrada y salida del equipo en estudio para dimensionar adecuadamente el dispositivo de seguridad para que no acumule flujo dentro del equipo que a su vez puede generar una sobrepresión.

El análisis de riesgos se debe hacer de una manera profunda y a detalle, con la finalidad de identificar todos los riesgos directos e indirectos asociados al equipo.

La elaboración del Estudio de Seguridad de Procesos es muy importante para identificar todos los riesgos del sistema, seleccionar y dimensionar el dispositivo de seguridad, adecuado, con la finalidad de proteger primeramente al equipo y así mantener la continuidad del sistema protegiendo al mismo tiempo al personal y al medio ambiente.

BIBLIOGRAFIA

1. API. American Petroleum Institute. Standard 650. "Welded Steel Tanks for Oil Storage". 8th edition. Washington, 1988.
2. API. American Petroleum Institute. Standard 2000. "Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks". 4th edition. Washington, 1992.
3. ASME. American Society of Mechanical Engineers, Section VIII "Rules for Construction of Pressure Vessels", División 1. New York, 1992.
4. Bodurtha, F.T., "Industrial Explosion Prevention and Protection", Mc Graw-Hill. NY; 1980.
5. Boyle, William G. "Designing Production Safety Systems". The Petroleum Publishing Co. Tulsa; 1982.
6. Crane Co. Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe, Chicago 1965.
7. Crowl, D. and J. Louvar; "Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications" Prentice Hall. New Jersey, 1990.
8. Isaacs, Marx. "Pressure Relief Systems". Chemical Engineering. p113. February, 1971.
9. Kern, Robert. "Pressure-Relief Valves for Process Plants". Chemical Engineering. P72. February, 1977.
10. Kletz, Trevor A. Guidelines for Hazard Evaluation Procedures. The Institution of Chemical Engineers. Warwidshire, 1986.

11. Megyesy, Eugene F. "Manual de Recipientes a Presión". 2ª Edición. Limusa. México D.F., 1995.
12. NFPA. National Fire Protection Association. Standard 30. "Flammable and Combustible Liquid Code". Quincy, 1992.
13. NFPA. National Fire Protection Association. Standard 68. "Venting of Deflagration. Quincy, 1992.
14. Process Safety Manual. The Procter & Gamble Co. - Cincinnati, 1987.
15. Perry, Robert H and C.H. Chilton. "Chemical Engineers Handbook". 5th Edition. Mc Graw-Hill. New York, 1973.
16. Rogerson, John E. and R.E. Cocks. "Organizing a Process Safety Program". Chemical Engineering. p138. October, 1978.
17. Thompson, John R. "Engineering Safety Assessment, an Introduction. Longman Scientific & Technical. NY, 1987.
18. Teledyne Farris Relief Valve Catalog. Catalog No. FE336. New Jersey, 1987.