

3  
2 eje.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO**



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"ZARAGOZA"

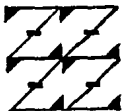
**ANALISIS Y DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA  
DE DESFOGUE CERRADO A QUEMADOR ELEVADO**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :  
CARLOS ARCE HERRERA

U N A M  
PER  
ZARAGOZA



LO HUMANO  
ES  
DE NUESTRA REPLICION

DIRECTOR DE TESIS: I.O. JOAQUIN A. MONTOYA DELGADILLO

MEXICO, D. F.

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

1994



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 está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES \*ZARAGOZA\*

JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA

**SR. CARLOS ARCE HERRERA**

**JURADO ASIGNADO PARA EL EXAMEN PROFESIONAL**

**PRESIDENTE: ING. JOSE BERMUDEZ MOSQUEDA**  
**VOCAL: ING. JOAQUIN A. MONTOYA DELGADILLO**  
**SECRETARIO: ING. SALVADOR J. GALLEGOS RAMALES**  
**SUPLENTE: ING. ANDRES AQUINO CANCHOLA**  
**SUPLENTE: ING. LIDA I. AMBROSIO NIETO**

**A T E N T A M E N T E**  
**"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"**

**A MIS PADRES:**

**GUADALUPE HERRERA**

**ILDEFONSO ARCE**

**Y A MIS HERMANOS**

**YOLANDA**

**DOLORES**

**BEATRIZ**

**ALFREDO**

**GUILLERMO**

**POR EL GRAN APOYO MORAL Y ECONOMICO QUE ME BRINDARON A LO LARGO DE MI TRAYECTORIA COMO ESTUDIANTE,**

**Y PORQUE SIMPRE CREYERON EN MI....**

**A MI ESPOSA**

**ADRIANA**

**POR LA ENORME CONFIANZA QUE DEPOSITO EN MI  
POR QUE SIEMPRE ME ALENTO A SEGUIR ADELANTE .**

**Y POR NUESTRO HIJO QUE ESTA POR NACER.**

**A MIS COMPAÑEROS DE GENERACION**

**ALVARO  
ANTONIO  
JESUS  
RICARDO  
VICTOR MANUEL**

**PORQUE JUNTOS LOGRAMOS CONFORMAR UN BUEN EQUIPO  
QUE SIEMPRE LUCHO POR UN FIN COMUN, SIN OLVIDAR SUS  
METAS INDIVIDUALES.**

**A MIS COMPAÑEROS Y AMIGOS**

**ING. ELIUD MORGADO L.**

**ING. SALVADOR GALLEGOS R.**

**Y A MI ASESOR**

**ING. JOAQUINA. MONTOYA D.**

**PORQUE SIN SU VALIOSA COOPERACION , DIRECCION Y CONSEJOS  
NO HUBIESE PODIDO LLEVAR A CABO ESTE TRABAJO**

**A TODOS AQUELLOS QUE DE ALGUNA FORMA PARTICIPARON EN LA  
REALIZACION DE ESTE TRABAJO DE TESIS, Y EN ESPECIAL A TODOS MIS  
AMIGOS Y COMPAÑEROS DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO .**

## RESUMEN

Se llama sistema de Desfogue al formado por dispositivos y tuberías que permitan desfogar un exceso de presión, por medio del desplazamiento de una determinada masa de fluido desde el equipo sometido a presión hacia un lugar en el que se pueda disponer de ella con toda seguridad.

Los sistemas de relevo de presión o Desfogue protegen al personal, al equipo de proceso y a los diversos servicios de la planta contra un funcionamiento anormal de la misma.

El Sistema de Desfogue cerrado consiste en un cabezal y ramales a los cuales se integra la descarga de los distintos dispositivos de seguridad y conduce la masa a relevar hacia un lugar adecuado.

El Sistema de Desfogue cerrado a Quemador elevado tiene la ventaja de ser el más seguro, por esto, es el más utilizado en las plataformas marinas de producción.

En este trabajo se presentan: el análisis de los principales componentes de un sistema de Desfogue; el análisis de una plataforma marina de producción; así como el dimensionamiento de los componentes del sistema los cuales incluyen a:

- 1) Válvulas de seguridad,
- 2) Cabezal y ramales de desfogue,
- 3) Recipiente separador líquido-vapor, y
- 4) Quemador elevado.

**ANALISIS Y DIMENSIONAMIENTO  
DE UN  
SISTEMA DE DESFOGUE  
CERRADO A QUEMADOR ELEVADO**



## C O N T E N I D O

### INTRODUCCION

	PAG.
<b>CAPITULO I. GENERALIDADES DEL SISTEMA DE DESFOGUE CERRADO</b>	
1.0 ALCANCE.....	5
1.1 CAUSAS DE SOBREPRESION.....	5
1.1.1 FUEGO EXTERNO.....	6
1.1.2 DESCARGA BLOQUEADA EN RECIPIENTES.....	6
1.1.3 ABERTURA INADVERTIDA DE UNA VALVULA....	7
1.1.4 FALLA DE SERVICIOS.....	7
1.1.5 FALLA PARCIAL.....	8
1.1.6 FALLAS MECANICAS O ELECTRICAS.....	9
1.1.7 FALLA DE VENTILADORES.....	9
1.1.8 PERDIDAS DE CALOR EN SISTEMAS FRACCIONADORES EN SERIE.....	10
1.1.9 PERDIDA DE AIRE DE INSTRUMENTOS O POTENCIA ELECTRICA.....	10
1.1.10 FALLA DE REFLUJO.....	11
1.1.11 ENTRADA ANORMAL DE CALOR A REHERVIDORES.....	11
1.1.12 FALLA DE TUBOS EN INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	11
1.1.13 ONDAS DE PRESION TRANSITORIAS.....	12
1.1.14 EXPANSION HIDRAULICA.....	12
1.2 DISPOSITIVOS O ELEMENTOS PARA EL RELEVO DE PRESION.....	13
1.2.1 VALVULAS DE RELEVO.....	13
1.2.2 VALVULAS DE SEGURIDAD Y VALVULAS DE RELEVO-SEGURIDAD.....	14
1.2.3 OTROS TIPOS DE VALVULAS DE SEGURIDAD....	21
1.2.4 DISPOSITIVOS DE DISCOS DE RUPTURA.....	23
1.2.5 CARACTERISTICAS Y USOS DE LOS DISPOSITIVOS DE RELEVO DE PRESION.....	27

1.3	CABEZAL DE RELEVO DE PRESION.....	30
1.3.1	ALGUNOS PARAMETROS DE DISEÑO.....	30
1.3.2	ECUACION DE DARCY.....	32
1.3.3	ECUACION DE MISSEN.....	35
1.3.4	ECUACION DE MAK.....	37
1.3.5	ECUACION DE CONISON.....	41
1.3.6	ECUACION DE CROCKER.....	41
1.3.7	ECUACION DE CAIDA DE PRESION.....	42
1.3.8	ECUACION ADIABATICA.....	44
1.4	TANQUES DE DESFOGUE.....	45
1.4.1	TIPOS DE RECIPIENTES.....	46
1.4.2	CRITERIOS DE SELECCION.....	49
1.5	QUEMADOR ELEVADO.....	49
1.5.1	TIPO DE QUEMADORES ELEVADOS.....	50
1.5.1.1	QUEMADORES TIPO TORRE.....	50
1.5.1.2	QUEMADORES CABLEADOS.....	52
1.5.1.3	QUEMADORES AUTOSOPORTADOS.....	52
1.5.1.4	QUEMADORES CON HUMO.....	52
1.5.1.5	QUEMADORES SIN HUMO.....	52
1.5.2	TIPO DE BOQUILLAS.....	60
1.5.2.1	BOQUILLAS CON INYECCION DE VAPOR.....	60
1.5.2.2	BOQUILLAS ASISTIDAS POR AIRE.....	63
1.5.2.3	BOQUILLAS PARA QUEMADO CON HUMO.....	65
1.5.3	CONSIDERACIONES DE DISEÑO.....	65

CAPITULO II.	DETERMINACION DE LA MASA A RELEVAR	
2.0	ALCANCE.....	75
2.1	DIMENSIONAMIENTO POR FUEGO.....	75
2.2	NFPA CAPACIDAD DE RELEVO MAXIMA DE VALVULAS DE RELEVO POR EXPOSICION A FUEGO.....	78

2.3	RECIPIENTES LLENOS DE GAS.....	81	
2.4	FALLA DE TUBOS EN INTERCAMBIADORES.....	82	
2.5	EXPANSION DE LIQUIDOS.....	84	
2.6	LIQUIDOS VISCOSOS.....	86	
2.7	VAPORIZACION DE LIQUIDO.....	88	
CAPITULO III. EJEMPLO DE APLICACION			
3.0	ALCANCE.....	94	
3.1	GENERALIDADES.....	94	
3.2	DESCRIPCION DEL PROCESO.....	96	
3.3	BASES DEL ANALISIS.....	97	
3.4	DESARROLLO.....	99	
3.5	RESULTADOS.....	99	
CAPITULO IV. CONCLUSIONES.....			117
BIBLIOGRAFIA.....			121
ANEXO A.	DEFINICIONES.....	123	
ANEXO B.	METODOLOGIA PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE DISPOSITIVOS DE RELEVO.....	132	
ANEXO C.	METODOLOGIA PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE CABEZALES DE DESFOGUE.....	143	
ANEXO D.	METODOLOGIA PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE DESFOGUE.....	148	
ANEXO E.	METODOLOGIA PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE QUEMADORES ELEVADOS.....	165	

## INTRODUCCION

En las Plantas de Proceso existe mucho equipo que se puede dañar con los cambios bruscos en la presión. Por lo que una planta de proceso además de ser funcional desde el punto de vista del proceso debe cumplir con otros aspectos tales como: buen mantenimiento, economía y desde luego seguridad.

La seguridad es una parte fundamental en el diseño y operación de una planta de proceso. Esta cae dentro de la gama de actividades que se desarrollan en la Ingeniería Básica de un proyecto petrolero ó industrial.

Los Sistemas de Relevo de Presión o Desfogue protegen al personal, equipo de proceso y servicios contra un funcionamiento anormal de un proceso.

Se llama sistema de relevo de presión al formado por dispositivos y tuberías que permitan desfogar un exceso de presión, por medio del desplazamiento de una determinada masa del fluido desde el equipo presionado hacia un lugar en el que se pueda disponer de ella con toda seguridad.

Los sistemas de desfogue se clasifican de acuerdo al fluido que se esté manejando, en:

- 1) *Abierto*. El fluido sale directamente a la atmósfera. Cuando el fluido no causará daños como el caso de agua, aire y vapor de agua.
- 2) *Recuperación*. El fluido es de alto valor o muy riesgoso. Se envía a un sistema de tratamiento para su posterior recuperación o bién para su desecho.
- 3) *Cerrado*. Generalmente se aplica para desfogue de hidrocarburos y otros fluidos combustibles, el cual está constituido por:

1. Válvulas de seguridad.
2. Tubería de desfogue.
3. Tanque separador
4. Quemador elevado

Las condiciones que debe satisfacer un sistema de relevo son:

1. Estar de acuerdo con los reglamentos locales.
2. Proteger al personal en operación contra los daños que pudiera causar la sobrepresión en el equipo.
3. Minimizar las pérdidas de material durante y después de una falla operacional ocasionada por sobrepresión por un corto período.
4. Reducir el tiempo muerto ocasionado por la sobrepresión por un período corto.
5. Prevenir el daño al equipo.
6. Prevenir el daño a propiedades adjuntas.

El sistema de relevo cerrado consiste en un cabezal y ramales a los cuales se integra la descarga de los distintos dispositivos de seguridad y conduce la masa a relevar hacia un lugar adecuado.

El sistema cerrado a quemador tiene la ventaja de ser el más seguro, por esto, es el más utilizado en las plataformas de producción costa fuera. En este trabajo se presentan el análisis de los principales componentes de un sistema de relevo de presión de una plataforma de producción así como el dimensionamiento de los principales componentes del sistema de desfogue.

En el capítulo uno se describen aspectos generales sobre un sistema de relevo de presión para fluidos compresibles entre los cuales se presentan: causas principales que dan origen a una sobrepresión, dispositivos empleados para el relevo de presión, ecuaciones analíticas empleadas para el

dimensionamiento de líneas de desfogue, tanques separadores y quemador elevado.

En el capítulo dos se plantean las ecuaciones y criterios utilizados para determinar la masa a relevar por los dispositivos de relevo en plantas de proceso.

El capítulo tres es de tipo práctico y muestra en forma general, por medio de un ejemplo de aplicación la información básica que el Ingeniero necesita para realizar el diseño y/o revisión adecuada de dispositivos de relevo, cabezales y ramales de desfogue, tanques de desfogue y quemadores elevados en unidades de proceso.

Por último se presentan anexos referentes a conceptos básicos y metodologías para el dimensionamiento de dispositivos de relevo, líneas de desfogue, tanques de desfogue y quemadores elevados.

**C A P I T U L O    I**

**GENERALIDADES DEL SISTEMA DE DESFOGUE CERRADO**

## **1.0 ALCANCE.**

El contenido de este capítulo cubre los objetivos de introducir al lector en los conceptos y aspectos básicos de un sistema de relevo de presión de Plantas de Proceso, para lo cual se desarrollan los siguientes puntos:

Causas de Sobrepresión.

Dispositivos para el Relevo de Presión.

Cabezales de Relevo de Presión.

Tanques de Desfogue.

Quemadores.

En caso de que el lector no esté familiarizado con la terminología técnica usada en los sistemas de desfogue, deberá consultar el Anexo "A" donde se presentan algunas definiciones fundamentales.

## **1.1 CAUSAS DE SOBREPRESION.**

Aquí se mencionan brevemente las causas principales de sobrepresión en equipo de proceso y se plantean lineamientos en el diseño de planta para minimizar el efecto de las mismas. El análisis de las causas y magnitudes de sobrepresión es un estudio complejo y especial de balances de materia y energía en un sistema de proceso. Un desequilibrio en la proporción del flujo de fluido que entra y sale de un equipo de proceso y recipientes durante la operación pueden producir una presión que exceda la de operación; la cual si no es controlada, deberá ser relevada a través de un dispositivo de relevo a una presión que no exceda un cierto porcentaje de la presión de trabajo máxima permisible.

Los recipientes a presión, intercambiadores de calor, equipo de



operación y tubería son diseñados para contener la presión del sistema. El diseño está basado en la presión máxima permisible a la temperatura de operación. El diseñador del sistema de proceso desarrollará medios para impedir que la presión en alguna pieza del equipo exceda la presión acumulada máxima permisible. Las causas principales de sobrepresión que se listan a continuación servirán como una guía, y generalmente son aceptadas en prácticas de seguridad.

#### **1.1.1 FUEGO EXTERNO.**

En el caso de un incendio en una planta, cualquiera que procese o maneje materiales flamables o no flamables, puede estar expuesto a fuego. Si el recipiente contiene líquido el calor suministrado ocasiona que una parte de todo el líquido pase a la fase vapor, provocando un aumento de presión que deberá ser aliviado por un dispositivo de relevo.

#### **1.1.2 DESCARGA BLOQUEADA EN RECIPIENTES.**

Existe esta causa de sobrepresión, en un equipo o recipiente cuya salida o descarga pueda ser bloqueada por cualquier razón y que está recibiendo un fluido a una presión que puede llegar a ser mayor que aquella para lo cual se diseño. Un dispositivo de relevo de presión se requiere si la válvula de bloqueo está trabada o sellada en la posición cerrada, ya que esto puede ocasionar una sobrepresión. Toda válvula de control deberá considerarse como sujeta a una operación inadvertida.

Para la capacidad de diseño del sistema puede considerarse que una vez que la falla se presenta, las válvulas de control normalmente abren y funcionan, y no son afectadas por la causa principal de falla, permaneciendo en operación.

### 1.1.3 ABERTURA INADVERTIDA DE UNA VALVULA.

Deberá considerarse como causa de sobrepresión, la abertura inadvertida de alguna válvula de una fuente de alta presión, tal como fluidos de proceso o vapor de alta presión. Esta acción puede requerir capacidad de relevo de presión a menos que las provisiones sean hechas para fijar o sellar la válvula en su posición cerrada. La falla de una "check" al cerrar puede tener el mismo efecto que una abertura inadvertida de válvula.

### 1.1.4 FALLA DE SERVICIOS.

Las pérdidas de algún servicio auxiliar, ya sea en toda la planta o localmente, deberá ser evaluado cuidadosamente. A continuación se listan los servicios auxiliares que normalmente pueden fallar, así como una lista parcial del equipo afectado que puede causar sobrepresión.

TABLA 1-1. FALLA DE SERVICIOS AUXILIARES.

FALLA DE SERVICIO	EQUIPO AFECTADO
Electricidad.....	<ul style="list-style-type: none"><li>- Bombas para circulación de agua de enfriamiento, alimentación a calderas, apagado o reflujo.</li><li>- Ventiladores para intercambiadores enfriados por aire, torres de enfriamiento o aire de combustión.</li><li>- Compresores para vapor de proceso, aire de instrumentos, vacío o refrigeración.</li><li>- Instrumentación.</li><li>- Válvulas operadas por motor.</li></ul>

**TABLA 1-1. FALLA DE SERVICIOS AUXILIARES. (Continuación).**

FALLA DE SERVICIO	EQUIPO AFECTADO
Agua de enfriamiento..	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Condensadores para proceso o servicio auxiliar.</li> <li>- Enfriadores para fluidos de proceso, aceite lubricante o aceite de sello.</li> <li>- Chaquetas de enfriamiento sobre equipo reciprocante o rotatorio.</li> </ul>
Aire de instrumentos..	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Transmisores y controladores.</li> <li>- Válvulas reguladoras de proceso (válvulas de control).</li> <li>- Sistemas de paro alarma.</li> </ul>
Vapor.....	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Accionadores de turbina para bombas, compresores, sopladores, ventiladores de aire para combustión o generadores eléctricos.</li> <li>- Rehervidores.</li> <li>- Bombas reciprocantes.</li> <li>- Inyección de vapor directo al proceso.</li> <li>- Eyectores.</li> </ul>
Combustible (gas, aceite, etc.)..	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Calderas.</li> <li>- Precalentadores.</li> <li>- Accionadores para bombas o generadores eléctricos.</li> <li>- Compresores.</li> <li>- Turbinas de gas.</li> </ul>
Gas inerte.....	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sellos.</li> <li>- Reactores catalíticos.</li> <li>- Purga para instrumentos y equipo.</li> </ul>

**1.1.5 FALLA PARCIAL.**

La evaluación del efecto de sobrepresión, atribuido a las pérdidas de un servicio auxiliar particular, incluirá la cadena de eventos que puedan ocurrir y el tiempo de reacción

involucrado. En situaciones donde el equipo falla pero opera en paralelo con un equipo que tiene una fuente de energía diferente, el crédito de la operación puede ser atribuida para el equipo inafectado. Por ejemplo considerar, dos bombas de agua de enfriamiento en servicio paralelo; una bomba proporciona el flujo total de agua de enfriamiento mientras que la segunda está en servicio de reserva ("standdby"). La segunda bomba tiene una fuente de energía separada y está equipada con controles para arranque automático sobre la pérdida de la primera bomba. El crédito protector no es dado a la bomba de reserva debido a que el dispositivo de reserva no se considera totalmente seguro.

#### **1.1.6 FALLAS MECANICAS O ELECTRICAS.**

Cuando un equipo mecánico o eléctrico que proporciona enfriamiento o condensación en corrientes de proceso falla, puede causar sobrepresión en los recipientes del proceso en que intervienen.

#### **1.1.7 FALLA DE VENTILADORES.**

Cuando los ventiladores de los intercambiadores de calor enfriados por aire o torres de enfriamiento llegan a ser inoperantes como un resultado de la falla mecánica o potencia y donde la operación independiente de las rejillas de ventilación debe ser mantenida, el crédito para el efecto de enfriamiento puede obtenerse por convección y radiación en aire quieto a condiciones ambientales.

### **1.1.8 PERDIDAS DE CALOR EN SISTEMAS FRACCIONADORES EN SERIE.**

En fraccionadores en serie, donde los fondos de la primera columna son alimentados hacia la segunda columna y los fondos de la segunda alimentados hacia la tercera es posible que las pérdidas de calor de entrada a una columna sobrepresionen la columna siguiente. Las pérdidas de calor resultan de que las colas ligeras mezcladas con los fondos sean transferidas a la columna siguiente como alimento. Bajo esta circunstancia, la carga del domo de la segunda columna puede consistir de su carga de vapor normal, más las colas ligeras de la primera columna. Si la segunda columna no tiene capacidad de condensación para la carga de vapor adicional, se presentará una presión excesiva.

### **1.1.9 PERDIDA DE AIRE DE INSTRUMENTOS O POTENCIA ELECTRICA.**

La complejidad de la autorización de instrumentos sobre unidades de proceso requiere la provisión de fuentes continuas y seguras de aire o potencia eléctrica, o ambas, para operación segura.

Los interruptores electrónicos o instrumentos eléctricos deberán estar interconectados con una fuente eléctrica de emergencia de corriente alterna o directa. La condición de falla-segura de cada válvula de control deberá ser evaluada. La falla segura ("fail- safe") se refiere a la acción de la válvula de control (resorte-abierto, resorte-cerrado o una posición fija) sobre las pérdidas de aire de operación o potencia eléctrica. Para minimizar la probabilidad de sobrepresión, cada válvula de control tendrá su característica de falla-segura establecida como una parte integral del diseño de planta.

#### **1.1.10 FALLA DE REFLUJO.**

Las pérdidas de reflujo como resultado de la falla de una bomba o instrumento, puede causar sobrepresión en una columna debido a la inundación del condensador o pérdidas del enfriador en el proceso de fraccionamiento.

#### **1.1.11 ENTRADA ANORMAL DE CALOR A REHERVIDORES.**

Los rehervidores son diseñados con una entrada de calor especificada. Cuando están nuevos o limpios, puede ocurrir una entrada de calor adicional superior a la de diseño normal.

Cuando falla el control de la temperatura, se puede generar mayor cantidad de vapor y éste puede exceder la capacidad del sistema de proceso para condensar o de otro modo absorber el aumento de presión, en el cual puede incluir no-condensables debido al sobrecalentamiento.

#### **1.1.12 FALLA DE TUBOS EN INTERCAMBIADORES DE CALOR.**

En los intercambiadores de calor de tubos y coraza, los tubos están sujetos a fallas debido a un número de causas, algunas de las cuales son choque térmico, vibración y corrosión. Cualquiera que sea la causa, existe la posibilidad de que la corriente de alta presión sobrepresione el equipo en el lado de baja presión del intercambiador. Las relaciones de presión deben conocerse para evaluar propiamente los resultados de la falla de tubo. La capacidad del sistema de baja presión para absorber este escape será determinada, ya sea que un relevo de presión adicional se requiera si el flujo debido a la ruptura del tubo, fuera descargada hacia la corriente de baja presión.

### **1.1.13 ONDAS DE PRESION TRANSITORIAS.**

#### **A) GOLPETEO DE AGUA (GOLPE DE ARIETE).**

El golpeteo de agua es frecuentemente causado por la acción de un cierre rápido de válvulas. Este golpeteo es un tipo de sobrepresión el cual no puede ser controlado razonablemente por válvulas de relevo de presión ya que su tiempo de respuesta es demasiado lento normalmente. Los picos oscilantes de presión, medidos en multiseundos, pueden aumentar muchas veces la presión de operación normal. Estas ondas de presión dañan los recipientes a presión, donde dispositivos de seguridad propios no han sido incorporados para prevenir el golpeteo de vapor. Para evitar el golpeteo de agua se recomienda el uso de amortiguadores de pulsación.

#### **B) GOLPETEO DE VAPOR.**

Una onda de presión de pico oscilante comúnmente llamada golpeteo de vapor y similar al golpeteo de agua puede ocurrir en tubería que contiene fluidos compresibles. La ocurrencia más común es generalmente iniciada por el cierre rápido de la válvula. Esta onda de presión oscilante ocurre en miliseundos con un posible aumento de presión de varias veces la presión de operación normal, resultando vibración y movimiento violento de tubería y una posible ruptura de equipo. Las válvulas de relevo de presión no pueden usarse efectivamente como un dispositivo de protección debido a su tiempo de respuesta lento. Para prevenir el golpeteo de vapor hay que evitar el uso de válvulas de cierre rápido.

### **1.1.14 EXPANSION HIDRAULICA.**

La expansión hidráulica es el incremento de volumen del líquido causado por aumento o disminución de la temperatura, es consecuencia de varias causas, la más común ocurre cuando: La

tubería o recipientes llenos con líquido frío son bloqueados y subsecuentemente son calentados por serpentines de trazado de vapor (ganancia de calor del ambiente o fuego).

Un intercambiador es bloqueado sobre el lado frío, con el flujo en lado caliente.

La tubería o recipientes llenos con líquido a temperatura cercana a la ambiente son calentados por radiación solar directa.

Hay algunas instalaciones, tales como circuitos de enfriamiento, donde el esquema de proceso, arreglos de equipo, métodos y procedimientos de operación hacen factible la eliminación de los dispositivos de relevo de presión por expansión hidráulica los cuales normalmente se requieren sobre el lado frío de un intercambiador de tubos y coraza.

## **1.2 DISPOSITIVOS O ELEMENTOS PARA EL RELEVO DE PRESION.**

Se cuenta con dos tipos de dispositivos de relevo de presión:

- a) Los dispositivos que cierran por sí solos después de que la necesidad de relevo de presión ha desaparecido.
- b) Los que permanecen abiertos hasta cerrarse manualmente, repararse o substituirse.

### **1.2.1 VALVULAS DE RELEVO.**

Las válvulas de relevo tienen los discos cargados, que cierran la entrada de la válvula contra la fuente de presión. En este tipo de válvula, por la presión de ajuste, el disco puede levantarse ligeramente del asiento y permitir que una cantidad pequeña del fluido pase. Cuando se acumula una presión alta en el recipiente, el resorte es comprimido más, permitiendo que el disco se levante. Así, la válvula de relevo suministra una



área adicional la cual permite un incremento del flujo de fluido. Para válvulas de relevo usuales de alta elevación, ésta es mayor que un cuarto del diámetro de la boquilla, y como resultado, el área de flujo entre la boquilla y el disco de la válvula es mayor que el área de la boquilla.

Las válvulas de relevo de líquido alcanzan su capacidad máxima a 25% de sobrepresión. Debido a las variaciones posibles de forma, en el diseño del disco y guías, el área de restricción al flujo es difícil de calcular. Los coeficientes de descarga también varían con el diseño.

Las válvulas de relevo de líquido que son usadas en servicio de vapor son calibradas al flujo.

El levantamiento gradual del disco de la válvula con el incremento de la presión corriente arriba por todas partes es útil en un rango, siendo una característica de esta válvula la cual se distingue de la válvula de seguridad en la cual el disco consigue su elevación con baja sobrepresión.

Algunas válvulas de relevo tienen orificios de entrada rectos con el disco guiado bajo el asiento. Este arreglo es satisfactorio para fluidos limpios, pero debido a que las guías están en contacto con el fluido que será relevado, la corrosión u otro depósito ajeno puede causar que la guía se pegue. Esta situación provocará algunas veces una falla completa cuando la válvula requiera abrir.

### **1.2.2 VALVULAS DE SEGURIDAD Y VALVULAS DE RELEVO DE SEGURIDAD.**

Las válvulas de seguridad y válvulas de relevo de seguridad son dispositivos de relevo de presión para gases o vapores las cuales han sido específicamente diseñadas para dar una abertura completa con una pequeña sobrepresión. Una boquilla es usada

generalmente en el lado de entrada de la válvula. La cabeza estática (desarrollada por el orificio secundario encima de una gran área del disco) y la energía cinética del gas son utilizadas para vencer la fuerza del resorte sobre el disco mientras lo eleva, resultando en una acción de disparo ("pop action").

Las válvulas de relevo de seguridad se clasifican como convencionales o balanceadas, dependiendo del efecto de la contrapresión sobre su funcionamiento.

Los resortes usados en las refinerías de la industria del petróleo son usualmente externos y cubiertos con bonete: (1) para protegerlos de la intemperie y otros agentes corrosivos, y (2) para proveer medios de coleccionar fugas alrededor del vástago ("stem") o disco guía.

#### *A) VALVULAS DE SEGURIDAD.*

En la industria el término válvula de seguridad se aplica en general a las utilizadas en servicio para vapor de calderas y suele tener las siguientes características: conexiones de entrada con brida o extremos soldados, boquilla completa o semiboquilla, resorte descubierto y palanca de elevación. (ver fig. 1-1)

Las válvulas de seguridad utilizadas para vapor sobrecalentado de más de 450 °F deben tener cuerpos, bonetes y vástagos de acero al carbono o de mejor calidad y los resortes deben estar totalmente al descubierto.

Las válvulas de boquilla completa tienen conexiones con brida de cara realzada o de junta de anillo. La base de la boquilla forma la cara realzada de la brida. Solo la boquilla y el disco están en contacto con el fluido cuando está cerrada la

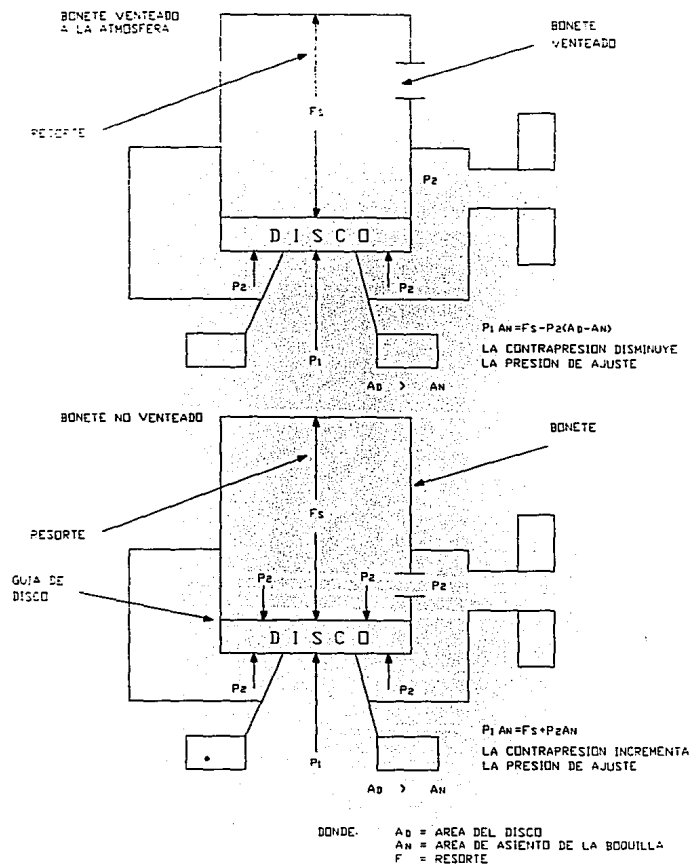


FIG. 1-1. FUERZAS SOBRE EL DISCO DE VALVULA DE DESAHOGO CONVENCIONAL.

válvula. Las boquillas y discos suelen ser de acero inoxidable o de aleación, según sea la temperatura de servicio.

Las válvulas de semiboquilla tienen conexiones de extremo soldado o de brida con cara realzada o plana, la boquilla es parte de la brida. La válvula con cara plana se utiliza muy poco en las plantas modernas porque el cuerpo de hierro fundido no cumple con la mayor parte de las especificaciones para tubería.

#### **B) VALVULAS DE RELEVO DE SEGURIDAD CONVENCIONALES.**

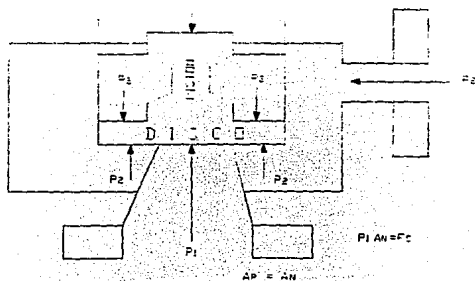
Las válvulas de relevo de seguridad convencionales pueden tener el bonete especificado venteado a la atmósfera o al lado de la descarga de la válvula (ver fig. 1-2). El bonete de la válvula está usualmente venteado internamente a la salida.

Las válvulas de relevo de seguridad convencionales han sido empleadas en la descarga a través de un extremo corto de tubería hacia la atmósfera o a través de un sistema múltiple de baja presión que transportará la descarga de una o más válvulas a un sitio remoto para disposición. Sin embargo, la contrapresión sobre el lado de la descarga de una válvula de relevo de seguridad convencional puede afectar su funcionamiento, presión de abertura y flujo.

La mayoría de las válvulas de relevo de seguridad convencionales disponibles para la industria del petróleo tienen discos los cuales tienen área más grande (AD) que el área del asiento de la boquilla (AN). El efecto de la contrapresión sobre tales válvulas se ilustra en la fig. 1-2. Si el bonete está venteado a la presión atmosférica, la contrapresión actúa con la presión del recipiente, para vencer la fuerza del resorte, así hace la presión de relevo menor.

SONETE CENTRAL  
LA ANODIFERA

SONETE  
CENTRAL



SONETE CON  
RESPIRACION

FUELLE CON  
RESPIRACION

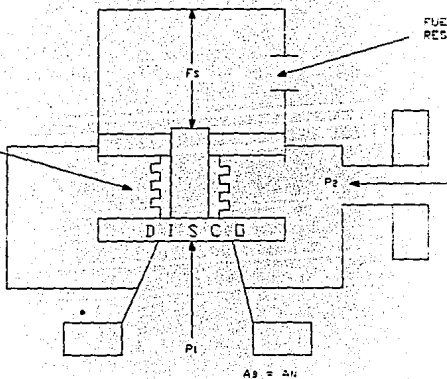


FIG. 1-2. FUERZAS SOBRE EL DISCO DE VALVULA DE FUELLE EQUILIBRADO

Sin embargo, si el bonete del resorte está venteado a la descarga de la válvula en lugar de a la atmósfera, la contrapresión actúa con la presión del resorte para incrementar la presión de abertura. Si la contrapresión fuera constante, se tomará en cuenta al calibrar la presión de ajuste. En operación la contrapresión no es constante cuando un número de válvulas descargan hacia un cabezal distribuidor ("manifold").

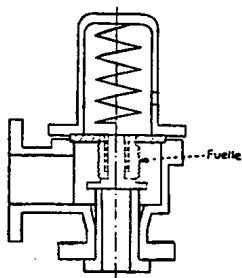
Las válvulas de relevo de seguridad convencionales, normalmente instaladas, muestran un funcionamiento no satisfactorio bajo contrapresión variable, a causa de las mismas fuerzas de desequilibrio las cuales afectan la presión de ajuste. A contrapresiones relativamente bajas el flujo de la válvula cae rápidamente comparado con el flujo para la boquilla teórica, tales válvulas están representadas por las ilustraciones en la fig. 1-2.

#### **C) VALVULAS DE RELEVO DE SEGURIDAD BALANCEADAS.**

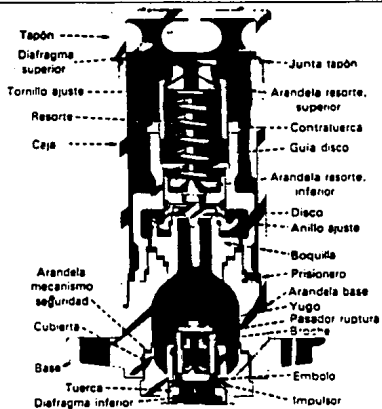
Las válvulas de relevo de seguridad balanceadas incorporan medios para minimizar el efecto de la contrapresión sobre las características de funcionamiento: presión de abertura, presión de cierre, elevación y capacidad de relevo.

Estas válvulas son de dos tipos, el de tipo pistón y el de fuelles, como se muestra esquemáticamente en la fig. 1-3. En el tipo pistón del cual algunas variantes se fabrican, la guía está venteada, así que la contrapresión sobre las caras opuestas del disco de la válvula se cancelan entre sí; la cara superior del pistón la cual tiene la misma área (AP) que el área del asiento de la boquilla (AN), está sujeta a presión atmosférica por el venteo del bonete.

En las válvulas balanceadas tipo fuelles, el área efectiva de los fuelles (AB) es la misma que el área del asiento de la boquilla (AN) y por adherencia al cuerpo de la válvula,



TIPO FUELLES



TIPO PISTON

FIG 1-3. VALVULAS DE SEGURIDAD BALANCEADAS

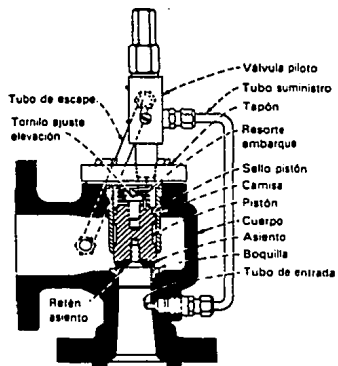
excluye la contrapresión que actúa sobre el lado superior del área del disco. El área del disco se extiende más allá de los fuelles y anula el área del asiento, así que no hay fuerzas desequilibradas bajo alguna presión corriente abajo. Los fuelles cubren el disco guía así que excluyen el fluido de trabajo del bonete. Para evitar de una posible falla de los fuelles o fuga, el bonete deberá estar venteado separadamente de la descarga.

Las válvulas de relevo de seguridad balanceadas hacen posible presiones más altas en el cabezal ("manifold") de descarga. Ambos tipos de válvulas balanceadas mostradas en la fig. 1-3, deberán tener bonetes venteados suficientemente grandes para asegurar contrapresiones no perceptibles durante las condiciones de flujo de diseño. Si la válvula está en una localización en la cual el venteo atmosférico presenta un riesgo, el venteo deberá estar entubado a una localización segura independiente del sistema de descarga de la válvula.

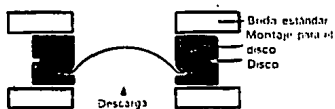
### 1.2.3 OTROS TIPOS DE VALVULAS DE SEGURIDAD.

Además de las mencionadas válvulas de relevo de seguridad y seguridad las cuales son integrales, hay varios tipos de válvulas de seguridad operadas por piloto (ver fig. 1-4). En una válvula semejante el resorte proporciona aproximadamente 75% de la carga al disco; el gas o vapor suministra el resto a través de una válvula piloto. Cuando la presión en el recipiente alcanza la presión de ajuste, la válvula piloto releva la presión del gas (la cual contribuye con la carga al disco) a la atmósfera causando que la válvula de seguridad abra de par en par. Ambas, la válvula principal y la piloto contienen membranas flexibles y consecuentemente, están limitadas a servicio de temperatura atmosférica a menos que las membranas estén protegidas contra altas temperaturas.





VALVULA DE RELEVO DE SEGURIDAD OPERADA POR PILOTO



DISCO DE RUPTURA TIPO METALICO CONVENCIONAL

FIG. 1-4 OTRO DISPOSITIVO DE SEGURIDAD

Debido a que el resorte de la válvula y guías están expuestas al fluido de trabajo, este tipo de válvula no es usada en servicio de refinería.

#### 1.2.4 DISPOSITIVOS DE DISCOS DE RUPTURA.

Se trata de un diafragma comunmente metálico, sujeto entre bridas, que está diseñado para romperse a una presión determinada (ver fig. 1-4); para una definición más exacta de disco de ruptura ver el anexo "A". Este dispositivo algunas veces se usa en servicio corrosivo para proteger el lado de entrada a las válvulas de relevo de presión; el principal uso de un disco de ruptura está en la prevención de daños por explosiones internas en los equipos, ya que su respuesta al aumento de presión es inmediata. La corrosión y/o deformación, puede disminuir su vida de servicio.

Los discos se hacen de varios metales y están disponibles con un recubrimiento sobre uno o ambos lados para resistencia a la corrosión. Pero el uso de discos de ruptura puede ser limitado solo porque todo el contenido de un sistema de proceso puede perderse cuando el disco se rompa. Sin embargo, cuando tales discos son instalados en paralelo con una válvula de relevo, se hace disponible para condiciones de operación extremas.

El disco preabultado fig. 1-5, ha ganado amplia aceptación. La fig. 1-6, muestra un disco de ruptura con tres componentes consistiendo de un soporte vacío, el disco de ruptura y el anillo de retención. La presión de ruptura varía directamente con el espesor del disco e inversamente con el diámetro.

Los materiales de construcción más comunes son: aluminio, monel, inconel y acero inoxidable austenítico. Si embargo, los discos algunas veces se hacen de cobre, plata, oro, platino, tantalio y titanio.



FIG. 1-5 DISCO DE RUPTURA PREABULTADO.

---



FIG. 1-6 DISCO DE RUPTURA DE TRES COMPONENTES

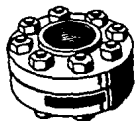
La amplia variedad de requerimientos necesita que la mercancía de los fabricantes de discos de ruptura incrementen en un rango los espesores del metal aproximadamente de 0.002 a 0.060 pulgadas. Los discos de ruptura están fácilmente, pero no exclusivamente, disponibles en tamaños de 1/2 a 24 pulgadas de diámetro. Algunos fabricantes enlistan un rango de tamaño de 2/8 a 44 pulgadas.

Un disco de 1/2 pulgada, puede tener un rango de presión de ruptura mínima de 65 a 850 psig. dependiendo del metal del cual se fabrique. Un disco de 24 pulgadas, puede romperse abajo de 3 a 35 psig. Las presiones de ruptura de 6,000 psig. son fácilmente disponibles sobre tamaños pequeños, pero presiones de ruptura más altas de 700 psig. son raras sobre tamaños grandes.

Las bridas diseñadas para soportar el disco e incorporarlo hacia el sistema de presión son de varios tipos. Las más comunes son: el tipo empernada (fig. 1-7a), el tipo unión (fig. 1-7b) y el tipo tornillo (fig. 1-7c). Estas bridas se incorporan hacia el sistema de presión por conexiones soldadas o roscadas.

El tipo empernada se usa para todos los tamaños desde 1/2 a 24 pulgadas, en una variedad de rangos de presión. El tipo unión se limita a tamaños arriba de 2 pulgadas. Y el tipo tornillo arriba de 1 pulgada.

En adición a la mejor resistencia a la corrosión, los discos de ruptura tienen las siguientes ventajas sobre las válvulas de relevo de presión: no hay fugas hasta que falla, conveniente para servicio de líquido viscoso, mejor manejo de explosiones y detonaciones ligeras, son menos afectados por viscosidades altas.



A) SUJETA CON TORNILLOS



B) TIPO UNION



C) TIPO TORNILLO

FIG. 1-7 BRIDAS PARA INSTALAR DICCO DE RUPTURA

### **1.2.5 CARACTERISTICAS Y USOS DE LOS DISPOSITIVOS DE RELEVO DE PRESION.**

Para tener un panorama global de los dispositivos de relevo de presión se muestra a continuación la Tabla 1-2, en la cual se indican las características generales, ventajas, desventajas y usos de estos dispositivos.

TABLA 1-2. DISPOSITIVOS DE RELEVO DE PRESION.

TIPO	GENERAL	VENTAJAS	DESVENTAJAS	SERVICIO RECOMENDADO
VALVULA DE SEGURIDAD	DISPONIBLE CON SEMIBOQUILLA O BOQUILLA COMPLETA. TIENE RESORTE DESCUBIERTO Y PALANCA DE ELEVACION.	BONETE ABIERTO AISLA AL RESORTE DE LA TEMPERATURA DEL PROCESO. VUELVE A CERRAR DESPUES DE DESCARGAR.	SOLO PARA VAPOR DE AGUA. NO HAY CON FUELLES BALANCEADOS, PERO NO DESCARGA EN SISTEMAS CERRADOS.	CALDERAS Y SERVICIO GENERAL CON VAPOR ASME.
VALVULA DE RELEVO DE SEGURIDAD CON BOQUILLA COMPLETA	LA BOQUILLA ES CARA REALZADA DE LA BRIDA, SE EMPLEA CON LIQUIDOS Y VAPORES TIENE BONETE CERRADO.	CUERPO DE LA VALVULA AISLADO DEL FLUIDO DE PROCESO CUANDO NO ESTA DESCARGANDO. DISPONIBLE CON FUELLES BALANCEADOS, VUELVE A CERRAR DESPUES DE DESCARGAR.	SOLO PARA CONEXIONES DE CARA REALZADA. NO ES BUENA PARA POLIMEROS, PRESION MAXIMA DE ENTRADA ALREDEDOR DE 10,000 PSIG.	RECIPIENTES A PRESION SIN FUEGO, ASME, DESCARGA DE BOMBAS Y COMPRESORES. CALDERAS.
VALVULA DE RELEVO DE SEGURIDAD DE SEMIBOQUILLA	PARA LIQUIDOS Y VAPORES, LA BOQUILLA ES UN INSERTO ROSCADO EN LA BASE. LAS CONEXIONES PUEDEN SER DE BRIDA, EXTREMO SOLDADO O ROSCADAS.	MAS BARATA QUE LA BOQUILLA COMPLETA. DISPONIBLE CON CARA PLANA PARA INSTALAR EN BRIDAS DE HIERRO FUNDIDO. DISPONIBLE CON EXTREMO SOLDADOS.	NO ES BUENA PARA POLIMEROS. PRESION MAXIMA DE ENTRADA UNAS 1,500 PSIG. NO LAS HAY CON FUELLE BALANCEADO.	RECIPIENTES A PRESION SIN FUEGO, ASME. DESCARGA DE BOMBAS Y COMPRESORES. CALDERAS.
VALVULA DE RELEVO CON BOQUILLA EN LA BASE	BOQUILLA FORMADA CON LA BASE DE LA VALVULA. TIENE CONEXIONES ROSCADAS, PERO TAMBIEN CON BRIDA O EXTREMOS SOLDADOS. ABRE POR COMPLETO CON 25% DE SOBREPRESION. TIENE BONETE CERRADO.	DISPONIBLE EN TAMAÑOS PEQUEÑOS. BAJO COSTO. VUELVE A CERRAR DESPUES DE DESCARGAR. ADECUADA PARA MATERIALES TOXICOS.	NO ES BUENA PARA POLIMEROS. PRESION MAXIMA EN LA ENTRADA 2,000 PSIG. NO LA HAY CON FUELLE, NO ES ADECUADA PARA CALDERAS.	DESCARGA DE BOMBAS. RELEVO TERMICO DE TUBOS, INTERCAMBIADORES DE CALOR Y CALENTADORES DE AGUA.
VALVULA DE RELEVO PARA SERVICIO CON CLORO	INTERIOR PROTEGIDO CON DOS DIAFRAGMAS. UN DIAFRAGMA AISLA LA VALVULA DEL LIQUIDO DE PROCESO; EL OTRO NO PERMITE LA SALIDA A LA ATMOSFERA.	SE PUEDE EMPLEAR EN SERVICIOS MUY CORROSIVOS. EL DIAFRAGMA DE ENTRADA SE DESGARRA DESPUES DE QUE SE ROMPE EL PASADOR DE RUPTURA. EL DISCO VUELVE A ASENTAR DESPUES DE DESCARGAR.	NO LAS HAY DE TIPO BALANCEADO. PRESION MAXIMA DE ENTRADA ALREDEDOR DE 375 PSIG.	SERVICIO CON CLORO. OTROS PRODUCTOS TOXICOS CORROSIVOS, CARROS TANQUE Y DEPOSITOS.

TABLA 1-2. DISPOSITIVOS DE RELEVO DE PRESION (continuación).

TIPO	GENERAL	VENTAJAS	DESVENTAJAS	SERVICIO RECOMENDADO
VALVULA DE RELEVO DE SEGURIDAD POR PILOTO	CONSISTE EN DOS VALVULAS. LA VALVULA PILOTO CONTROLA A LA PRINCIPAL.	PUEDA SOPORTAR ALTA PRESION DE ENTRADA. SE PUEDE AJUSTAR PARA DESCARGAR CERCA DE LA PRESION DE OPERACION, PUEDE TENER OPERACION REMOTA PARA DECARGA MANUAL.	NO ES BUENA PARA TEMPERATURAS DE MAS DE 350 °F. NO SE RECOMIENDA PARA LIQUIDOS SUCIOS, PASTAS AGUADAS Y POLIMEROS.	RECIPIENTES A PRESION SIN FUEGO, ASME. EN ESPECIAL SERVICIO CON GAS A ALTA PRESION. PARA COMPRESORES DE GASODUCTOS.
DISCO DE RUPTURA	CONSISTE EN UN DISCO DE RUPTURA SUJETO ENTRE BRIDAS. HAY DOS TIPOS PRINCIPALES: PREABOMBADO Y CURVATURA INVERSA.	NO HAY PIEZAS MOVILES QUE PEQUEN U OBSTRUYAN. BUENO PARA PASTAS AGUADAS. NO HAY FUGAS. PUEDE MANEJAR CAPACIDADES GRANDES. SIRVE PARA ALTAS PRESIONES. RESPUESTA RAPIDA Y PUEDE DESCARGAR EXPLOSIONES O DETONACIONES.	SUJETOS A FATIGA POR ESFUERZO, SE DESCARGA TODA LA PRESION DEL SISTEMA CUANDO SE ROMPE EL DISCO Y HAY QUE DETENER LA UNIDAD.	RECIPIENTES A PRESION SIN FUEGO, ASME. DISPOSITIVO PRIMARIO DE RELEVO PARA PASTAS AGUADAS O POLIMEROS. O EN SERIE CON VALVULAS DE RELEVO PARA LOS ANTERIORES. SERVICIOS A ALTA PRESION, EXPLOSIONES INTERNAS, DETONACIONES.
RESPIRADERO DE TANQUE	SUELE SER DE DOBLE FUNCION. COMBINADA PARA PRESION Y VACIO. EN GENERAL SON DE PALETA CON PESOS.	SE PUEDE GRADUAR PARA OPERAR A LA PRESION DE OPERACION. MUY SENSIBLE. SE GRADUA EN ONZAS POR PULGADA CUADRADA O FRACCION.	SOLO PARA SERVICIO DE BAJA PRESION. LOS MATERIALES DE CONSTRUCCION PUEDEN SER PROBLEMA SI SE EMPLEA EN SERVICIO CON PRODUCTOS QUIMICOS.	TANQUES DE PETROLEO API-RP-2000 SOBRE EL SEULO. SIRVE PARA CUALQUIER TANQUE DE ALMACENAMIENTO A PRESION ATMOSFERICA.
VALVULA DE RELEVO TIPO ATMOSFERICO	DOS TIPOS BASICOS: PALETA CON PESOS Y ORIFICIOS MULTIPLES. ES PARA SERVICIO CON VAPOR A BAJA PRESION.	GRAN CAPACIDAD DE RELEVO A BAJO COSTO.	SU TIPO TAN ESPECIAL LIMITA SUS APLICACIONES A SERVICIO CON VAPOR A BAJA PRESION.	CONDENSADORES DE SUPERFICIE EN LA SALIDA DE TURBINAS DE VAPOR CON CONDENSACION. SUELE SER PARA SERVICIO CON VAPOR A BAJA PRESION EN EL QUE SE REQUIERE DESCARGAR GRANDES CANTIDADES.



### 1.3 CABEZAL DE RELEVO DE PRESION.

En esta sección se describen los parámetros involucrados para el dimensionamiento de líneas de desfogue con flujo compresible, así como algunas ecuaciones empleadas para calcular diámetros de cabezales y ramales de desfogue. En la bibliografía técnica se encuentran ecuaciones desarrolladas por varios autores, pero en este capítulo se consideran las siguientes:

Ecuación de Darcy.

Ecuación de Missen.

Ecuación de Mak.

Ecuación de Conisión.

Ecuación de Adiabática.

#### 1.3.1 ALGUNOS PARAMETROS DE DISEÑO.

En el diseño de un sistema de descarga cerrado, el ingeniero de proceso podrá:

- a) Diseñar un sistema de descarga nuevo completamente.
- b) Revisar un sistema de descarga existente para ver si válvulas de relevo adicionales pueden descargar hacia éste sin incrementar los tamaños de líneas.
- c) Tener que decidir si los tamaños de las líneas deberán ser incrementados o si algunas de las válvulas convencionales pueden ser reemplazadas por válvulas balanceadas, para conseguir el beneficio de contrapresiones permitidas más grandes, cuando la capacidad de transporte de un sistema existente necesite ser incrementado.

En todos los casos, el enfoque a la solución es similar. Y el diseñador del sistema de relevo deberá considerar varios

factores, cuando determine los tamaños convenientes del cabezal principal y ramales de desfogue, los cuales son:

- a) El código que gobierna.
- b) Capacidad máxima de relevo de gas o vapor requerida para propósitos de diseño.
- c) Contrapresión máxima que pueda ser tolerada en el sistema colector.
- d) Presión de diseño del equipo en operación asociado con las válvulas de relevo.
- e) Capacidades y características de operación de las válvulas de relevo.
- f) Propiedades físicas del gas relevado.
- g) Capacidades y longitudes de las líneas.

El código ASME es una guía de seguridad para las industrias de proceso. Este establece reglamentos para prácticas seguras en diseño, construcción, inspección y reparación de recipientes a presión no expuestos a fuego manejando petróleo, otros vapores y líquidos riesgosos.

El tamaño de la tubería de salida será tal que alguna presión que pueda existir o desarrollarse en la línea de descarga no reduzca la capacidad de relevo de los dispositivos de seguridad abajo de la cantidad requerida para proteger al recipiente de la sobrepresión.

La capacidad máxima de diseño está generalmente basada sobre el grupo de válvulas que puedan relevar la cantidad máxima de vapor a un tiempo. Esta condición puede ser atribuida al proceso o fuego, los que gobiernan al establecer el flujo máximo.

La selección del proceso depende de las variables del proceso, tales como falla de agua de enfriamiento o una falla de válvulas de control, por mencionar solo algunas de éstas.

La selección por fuego está generalmente basada sobre el número de recipientes en un área que pueda estar sujeta al mismo fuego. El radio de la zona de incendio puede variar de 30 a 60 pies, dependiendo de la política de la planta establecida, experiencia o ambas. En general, el Plano de Localización General (PLG) es usado y los recipientes son agrupados por zonas de una manera lógica.

La contrapresión máxima permitida en un cabezal colector ("header system") está, invariablemente, basada sobre la presión de diseño menor del recipiente, tipo de válvulas y código que gobierna.

Después de haber establecido los puntos de arriba, la selección del tamaño adecuado de la línea se reduce a cálculos de flujo de fluidos. Una fórmula básica de caída de presión para flujo de fluidos compresibles deberá usarse para dar resultados correctos. El ingeniero de proceso se encuentra entonces con el problema de determinar la condición de flujo en este caso particular adiabático o isotérmico.

### 1.3.2 ECUACION DE DARCY.

En el dimensionamiento de tubería para flujo de líquidos, la ecuación de Darcy es usualmente utilizada. Esta ecuación da las pérdidas de presión debidas a la fricción y aplica a tubería de diámetro constante transportando fluidos de razonablemente densidad constante en tubería recta, ya sea horizontal, vertical o inclinada. Tal método puede también usarse para el flujo de gases dentro de ciertos rangos de restricción, los cuales son:

- a) Si la caída de presión calculada ( $P_1 - P_2$ ) es menor que alrededor del 10% de la presión de entrada, una precisión razonable será obtenida si la densidad usada en la fórmula está basada sobre cualquiera de las dos condiciones

corriente arriba o corriente abajo, las que sean conocidas.

- b) Si la caída de presión calculada ( $P_1 - P_2$ ) es mayor que alrededor del 10% pero menor que el 40% de la presión de entrada  $P_1$ , la ecuación de Darcy puede ser usada con una precisión razonable, usando la densidad basada sobre el promedio de las condiciones corriente arriba y corriente abajo.
- c) Para caídas de presión más grandes, tal como las encontradas frecuentemente en líneas largas de tubería, deberán usarse fórmulas empíricas para flujo compresible.

La ecuación de Darcy expresada como caída de presión en libras por pie cuadrado es la siguiente:

$$\Delta P = \frac{\rho f L v^2}{2gc D} \quad (3-1)$$

El flujo másico y el área de la sección transversal de la tubería puede usarse para eliminar la velocidad lineal:

$$W = (3600) v A \rho \quad (3-2)$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 \quad (3-3)$$

Usando las ecuaciones (3-2) y (3-3) se puede escribir la ecuación de Darcy en una forma más conveniente de usarse:

$$P_1 = P_2 + 3.36 * 10^{-6} \frac{f W^2 L_T}{d_i^5 \rho_2} \quad (3-4)$$

Donde:  $\Delta P$  = Caída de presión,  $\text{lb}/\text{ft}^2$ .

$\rho$  = Densidad del fluido,  $\text{lb}/\text{ft}^3$ .

$L$  = Longitud de tubería,  $\text{ft}$ .

$v$  = Velocidad del fluido,  $\text{ft}/\text{seg}$ .

$D$  = Diámetro interior de la tubería,  $\text{ft}$ .

$g_c$  = Aceleración de la gravedad = 32.2 lb ft/lbf seg<sup>2</sup> .  
 $f$  = Factor de fricción de Darcy, adimensional.  
 $W$  = Flujo másico, lb/hr.  
 $A$  = Area de la sección transversal de la tubería, ft<sup>2</sup>.  
 $P$  = Presión, psi.  
 $L_T$  = Longitud total de la tubería, ft.  
 $d_i$  = diámetro interior de la tubería, in.

Subíndices:

- (1) Condiciones iniciales.
- (2) Condiciones finales.

Para este caso la sustitución es directa, evaluando los parámetros involucrados a través de las ecuaciones siguientes:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left[ \frac{\epsilon}{3.7 D} + \frac{2.510}{Re \sqrt{f}} \right] \quad (3-5)$$

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{D G}{\mu} \quad (3-6)$$

$$L_T = L_{TR} + L_{ACC} \quad (3-7)$$

Donde:  $Re$  = Número de Reynolds, adimensional.

$\epsilon$  = Rugosidad absoluta de la tubería, ft.

$\mu$  = Viscosidad del fluido, lb/ft seg.

$G$  = Masa velocidad, lb/ft<sup>3</sup> seg.

$L_{TR}$  = Longitud de tubería de tramo recto, ft.

$L_{ACC}$  = Longitud de accesorios, ft.

$f, \rho, L_T, D, v$  Definidos anteriormente.

La Tabla 3-1 muestra valores de la rugosidad absoluta para algunos tubos.

**TABLA 3-1. RUGOSIDAD ABSOLUTA DE TUBOS.**

TIPO DE TUBO	$\epsilon$ (f)
Tubing estirado (vidrio, bronce, cobre, acero inoxidable)	0.000005
Acero comercial o fierro forjado	0.000150
Fierro fundido	0.000400
Fierro galvanizado	0.000500
Fierro fundido sin revestir	0.000850
Duelas de madera	0.0006-0.003
Concreto	0.001-0.01
Acero remachado	0.003-0.03

### 1.3.3 ECUACION DE MISSEN.

Esta ecuación describe un método alternativo que no requiere suposiciones acerca de la longitud relativa de la línea o cambios en la velocidad y sin embargo proporciona una solución directa al problema.

El problema es básicamente uno, calcular la caída de presión para el flujo de un fluido compresible en una línea, determinando la presión inicial cuando la presión de salida es conocida. La presión de salida de un sistema de relevo de presión es cualquiera de las dos, la presión atmosférica o la determinada por la velocidad del sonido a la salida.

Las consideraciones que se hacen son: (1) el flujo es isotérmico; (2) el fluido es compresible y se comporta como un gas ideal; (3) el cambio en la energía potencial ("elevation") es despreciable, y (4) la tubería es de sección transversal uniforme.

$$\frac{f}{2} = \frac{f_D}{8} \quad (3-14)$$

La ecuación (3-13) puede expresarse de la siguiente forma:

$$P_1 = \left[ \frac{2 G^2 v_2}{g P_2} \ln \frac{P_1}{P_2} + \frac{f_D G^2 v_2 L}{g P_2 D} + 1 \right]^{1/2} P_2 \quad (3-15)$$

- Donde: D = Diámetro del tubo, ft.  
 f = Factor de fricción de Fanning.  
 $f_D$  = Factor de fricción de Darcy.  
 F = Cabeza de fricción, ft del fluido.  
 g = Constante gravitacional = 32.2 ft/seg<sup>2</sup>.  
 G = Masa velocidad, lb/ft<sup>2</sup> seg.  
 L = Longitud equivalente de tubo, en ft.  
 P = Presión del fluido, psia.  
 R = Constante del gas = 10.73 psia. ft<sup>3</sup>/lbmol °R.  
 u = Velocidad lineal, ft/seg.  
 v = Volumen específico, ft<sup>3</sup>/lb.

Subíndices:

- (1) Condiciones de entrada a la línea.
- (2) Condiciones de salida de la línea.

La ecuación (3-15) puede resolverse para  $P_1$  por prueba y error.

#### 1.3.4 ECUACION DE MAX.

En el diseño de los sistemas colectores ("manifold systems") de relevo de presión, es necesario calcular la contrapresión variable (desarrollada y sobrepuesta) a la salida de las válvulas de relevo las cuales pueden estar relevando simultáneamente. Las válvulas de relevo convencionales pueden solo tolerar una contrapresión variable del 10% de la presión

de ajuste de la válvula. Las válvulas de fuelles balanceados, pueden usarse para contrapresiones alrededor de 30 a 50% de la presión de ajuste arriba de la cual su capacidad se reduce.

El flujo de gas en cabezales de descarga y cabezales al quemador ("flare") se caracteriza por cambios rápidos en la densidad y velocidad. Aquí el flujo será tratado como compresible.

Un método ha sido desarrollado para calcular la contrapresión cabezal-quemador directamente sin prueba y error. Este método está basado sobre las siguientes consideraciones: (1) flujo en estado estable; (2) flujo en una fase; (3) flujo isotérmico; (4) comportamiento de gas ideal; (5) efecto de la elevación despreciable.

La ecuación isotérmica basada sobre la presión de entrada es:

$$f \frac{L}{D} = \frac{1}{M_1^2} \left[ 1 - \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^2 \right] - \ln \left[ \frac{P_1}{P_2} \right]^2 \quad (3-16)$$

Donde:  $f$  = Factor de fricción de Darcy.

$D$  = Diámetro interior del cabezal, ft.

$L$  = Longitud equivalente del cabezal, en ft.

$M_1$  = Número de Mach a la entrada al cabezal.

$P_1$  = Presión de entrada al cabezal, psia.

$P_2$  = Presión de salida al cabezal, psia.

La ecuación (3-16) puede ser transpuesta basándose en la presión de salida:

$$f \frac{L}{D} = \frac{1}{M_2^2} \left[ \frac{P_1}{P_2} \right] \left[ 1 - \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^2 \right] - \ln \left[ \frac{P_1}{P_2} \right]^2 \quad (3-17)$$



$$M_2 = 1.336 * 10^{-5} \left[ \frac{W}{P_2 A_2} \right] \left[ \frac{Z T}{M_w} \right]^{1/2} \quad (3-16)$$

Donde:  $M_2$  = Número de Mach a la salida del cabezal.

$A_2$  = Area seccional transversal de la tubería,  $ft^2$ .

$M_w$  = Peso molecular del gas.

W = Flujo másico de gas, lb/hr.

T = Temperatura absoluta del gas, °R.

Z = Factor de compresibilidad del gas.

Los cálculos de contrapresión en diseño del cabezal colector usualmente comienzan a la salida de la boquilla del quemador ("flare tip") donde la presión de salida es atmosférica.

El diámetro de cada sección de tubería se dá por supuesto. La presión de entrada se calcula para un segmento de línea de diámetro constante, usando las condiciones de flujo del gas, diámetro de la línea, longitud equivalente de la línea y la presión de salida.

Cuando hay un cambio en el tamaño de la línea, la presión de entrada calculada para la línea corriente abajo (más grande) se toma como la presión de salida de la línea corriente arriba (más pequeña). La presión de entrada para la tubería corriente arriba entonces se calcula otra vez. En este camino, en el cálculo se avanza hacia la válvula.

La contrapresión calculada en la válvula de relevo se checa contra la contrapresión máxima permisible (CMP). Lo primero debe ser menor que lo último.

En el caso, que la contrapresión calculada en la válvula de relevo con el punto de ajuste más bajo sea mucho menor que la CPM, el tamaño del cabezal se reduce y los cálculos son repetidos hasta que la contrapresión desarrollada esté cercana a la CPM de la válvula de relevo.

Se debe considerar la posibilidad de reducir el diámetro de secciones de tubería para llevar a cabo un diseño económico. Secciones que involucran recorridos largos o muchos accesorios deberán seleccionarse primero para reducción.

Se han diseñado cabezales de alta y baja presión. Desde que un cabezal de alta presión puede ser dimensionado con más caída de presión, la separación de corrientes de alta y baja presión resultará en dos cabezales pequeños. Para un cabezal de alta presión, el flujo puede ser sónico a la salida.

En estos casos, el método mencionado arriba deberá ser modificado, primero checando la presión de salida de cada segmento de la tubería para ver si el flujo es crítico. La presión crítica en psia a la salida de la tubería bajo condiciones de flujo isotérmico está dada por:

$$P_{\text{CRIT}} = \frac{w}{408 d^2} \left[ \frac{Z T}{M_w} \right]^{1/2} \quad (3-19)$$

Donde:  $d$  = Diámetro interior de la tubería en, in.

$P_{\text{CRIT}}$  = Presión crítica en, psia.

Si  $P_{\text{CRIT}}$  es menor que la presión terminal, el flujo es subcrítico.  $P_2$  es igual a la presión terminal. Si  $P_{\text{PCRIT}}$  es más grande que la presión terminal, el flujo es crítico y  $P_2$  se hace igual a la  $P_{\text{CRIT}}$ .

Aunque puede ser impráctico conservar el flujo en subcabezales de alta presión abajo del sónico, el cabezal principal al quemador no será dimensionado para flujo crítico a la salida hacia la chimenea del quemador. Esto eliminará el ruido indeseable y la vibración resultado del flujo sónico.

### 1.3.5 ECUACION DE CONISON.

El método de solución de Conison, utiliza las condiciones de salida las cuales son conocidas o pueden ser fácilmente calculadas por la fórmula de Crocker. Y una nueva ecuación de caída de presión se deriva la cual trata con cambios de presión, velocidad y volumen específico de vapores.

### 1.3.6 ECUACION DE CROCKER.

La capacidad máxima de transporte de cualquier línea está limitada por la velocidad sónica a la salida de la tubería, la cual establece la presión de salida. La ecuación desarrollada por Crocker para encontrar la capacidad máxima para una tubería con flujo de gases y vapores es la siguiente:

$$P_t = \frac{W}{11\,400\,d^2} \left[ \frac{R\,T}{k(k+1)} \right]^{1/2} \quad (3-20)$$

Donde:  $P_t$  = Presión a la salida de la línea o terminal, psia.

$d$  = Diámetro de la línea, in.

$R$  = 1544/peso molecular del gas.

$W$  = Flujo másico de gas o vapor, lb/hr.

$T$  = Temperatura de Salida, °R.

La ecuación (3-20) se usa para determinar la presión de salida (no deberá confundirse con la caída de fricción) de la tubería con la cantidad de flujo másico ( $W$ ) fluyendo. Si los vapores son descargados a la atmósfera, entonces la presión de salida de la tubería deberá ser igual o más grande que la presión atmosférica  $\approx$   $P_{ATM}$ . Si el valor calculado es más grande que la atmosférica, entonces deberá adicionarse las pérdidas por fricción en la línea, calculadas desde la salida de la válvula

de seguridad a la salida del cabezal para determinar la contrapresión total en la válvula de seguridad.

### 1.3.7 ECUACION DE CAIDA DE PRESION.

Las ecuaciones disponibles para el cálculo de caída de presión de fluidos compresibles, donde la velocidad es menor que la sónica y donde la presión, velocidad y volumen específico están cambiando constantemente, son generalmente tediosas para trabajarse. También las ecuaciones están sin excepción en términos de las condiciones iniciales a la salida de la válvula, las cuales al inicio del cálculo son desconocidas. Para simplificar los cálculos, Conison ha derivado una ecuación para el cálculo de la caída de presión en término de las condiciones a la salida del cabezal y considerando constante la temperatura del flujo del fluido en la línea. A temperatura constante:

$$P v = P_1 v_1 = P_2 v_2 = R T \text{ (cte)} \quad (3-21)$$

$$\frac{v}{v^2} = \frac{P v_2}{(P_2 v_2^2)} \quad (3-22)$$

Refiriéndose a la ecuación general de energía:

$$v \, dP + \frac{v \cdot dv}{g} + \frac{f v^2}{2g D} \, dl = 0 \quad (3-23)$$

Multiplicando la ecuación (3-23) por  $2g/v^2$ :

$$2g \frac{v}{v^2} (dP) + 2 \frac{(dv)}{v} + \frac{f}{D} (dl) = 0 \quad (3-24)$$

Sustituyendo la ecuación (3-22) en la ecuación (3-24) se llega a:

$$2g \frac{v_2}{v_2^2 P_2} \int_1^2 P \, dP + 2 \int_1^2 \frac{dV}{V} + \frac{f}{D} \int_1^2 dl = 0 \quad (3-25)$$

Integrando la ecuación (3-25)

$$2g \frac{v_2}{v_2^2 P_2} \frac{(P_2^2 - P_1^2)}{2} + 2 \log_e \frac{V_2}{V_1} + \frac{f}{D} L = 0 \quad (3-26)$$

En los casos donde las longitudes de las líneas son aproximadamente 200 ft o más, o donde el cambio en la velocidad es pequeño, el término  $2 \log_e (V_2/V_1)$  puede ser ignorado sin error apreciable, así la ecuación (3-26) se reduce a:

$$P_2^2 - P_1^2 = - \frac{v_2^2 P_2}{g v^2} \left[ \frac{f L}{D} \right]$$

$$Y: P_1 = \left[ P_2^2 + \frac{v_2^2 P_2}{g v^2} \left[ \frac{f L}{D} \right] \right]^{1/2} \quad (3-27)$$

Sustituyendo la densidad por  $1/v$  y reorganizando la ecuación (3-27) se tiene:

$$P_1 = \left[ (f L \rho_2 v_2^2) \left[ \frac{2 P_2}{2g D} \right] + P_2^2 \right]^{1/2} \quad (3-28)$$

En los casos donde las longitudes de las líneas son menores de 200 ft, la fórmula siguiente, incorpora el término  $2 \log (V_2/V_1)$  :

$$P_1 = \left[ (f L \rho_2 V_2^2) \left[ \frac{2 P_2}{2g D} \right] + P_2^2 + \frac{2V_2^2 \rho_2 P_2}{g} \log \frac{V_2}{V_1} \right]^{1/2} \quad (3-29)$$

Nomenclatura para el punto desarrollado anteriormente:

$P_1$  = Presión inicial, lbf/ft<sup>2</sup>.

$P_2$  = Presión de salida, lbf/ft<sup>2</sup> (igual a  $P_2$  en la ecuación (3-20) cuando  $\approx$  a la presión atmosférica).

$D$  = Diámetro de la tubería, ft.

$g$  = Constante gravitacional = 32.2 lb ft/lbf seg<sup>2</sup>.

$V_2$  = Volumen específico a la salida, ft<sup>3</sup>/lb.

$V_2$  = Velocidad del fluido a la salida de la tubería, ft/seg.

$L$  = Longitud de la tubería, ft.

$f$  = Factor de fricción de Darcy.

$\rho$  = Densidad, lb/ft<sup>3</sup>.

### 1.3.8 ECUACION ADIABATICA.

En el flujo adiabático, una disminución en la temperatura ocurre cuando la presión disminuye. Esto resulta en una corrección a la densidad. A altas presiones y temperaturas, el factor de compresibilidad puede ser menor que la unidad y algún incremento en la densidad puede ocurrir.

En adición al cambio de presión, hay un cambio en la temperatura. Esto afecta la densidad, velocidad y flujo. El cambio de temperatura puede ser calculado de:

$$T_2 = T_1 \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{(k-1)/k} = T_1 \left[ \frac{\rho_2}{\rho_1} \right]^{k-1} \quad (3-30)$$

Para flujo compresible adiabático la ecuación utilizada es la siguiente:

$$W = 1336.4 \left[ \frac{k}{k+1} \right]^{1/2} (d^2) \left[ \frac{\rho_1}{\frac{K}{2} + \frac{1}{K} \ln \frac{P_1}{P_2}} \right]^{1/2} \left[ \frac{P_1^{k+1/k} - P_2^{k+1/k}}{P_1^{(1/k)}} \right]^{1/2} \quad (3-31)$$

Donde:  $K = f L D \quad (3-32)$

$$k = C_p / C_v \quad (3-33)$$

#### 1.4 TANQUES DE DESFOGUE.

Todos los sistemas de relevo de presión que puedan formar dos fases (líquido-vapor) deben incluir tanques de desfogue. Estos recipientes tienen la finalidad de separar las fracciones líquidas que pudieran existir en las descargas y de esta manera recuperar gran parte de líquidos. Estos líquidos pueden llegar a tener un alto valor económico.

Los recipientes separadores de partículas líquidas evitan que cualquier líquido producto de algún relevo pueda llegar al quemador. Ya que frecuentemente puede ocurrir que las corrientes gaseosas de desecho arrastren partículas líquidas de hidrocarburos encendidas (lluvia de fuego), representando un peligro para la planta, el personal y los alrededores; esta situación es más peligrosa si el quemador debido a limitaciones

de terreno fuera instalado en un área de proceso. La entrada de partículas también ocasiona pérdida de eficiencia en la operación del quemador. Además los líquidos recuperados; ya a en forma de gotas o como descarga de condensados del cabezal pueden llegar a tener un alto valor económico.

#### 1.4.1 TIPOS DE RECIPIENTES

Los tanques de desfogue se usan para separar mezclas en un amplio rango de relación de flujo en masa vapor/líquido. El principio de diseño de estos tanques se basa en la disminución de la velocidad de la mezcla, para efectuar una separación máxima entre las dos fases, sin dejar de tomar en cuenta la acumulación o tiempo de residencia requerido para una operación adecuada.

Se recomienda instalar un tanque horizontal cuando se requiere gran capacidad de almacenamiento o para flujo elevado de gas o vapor que ocasione arrastre considerable de líquidos.

Los tanques horizontales pueden disponerse internamente en varios diseños, la diferencia en cada arreglo consiste en la trayectoria que sigue el gas o vapor dentro del tanque.

Los separadores verticales son usados primordialmente para baja capacidad de almacenamiento, cuando no se espera gran cantidad de líquido de algún relevo o cortos tiempos de permanencia de líquido (5 minutos o menos) o bien cuando la masa de líquido que acompañe a un gas o vapor no sea significativamente grande respecto de la masa de éste.

En general, aquél recipiente de una acumulación o tiempo de residencia grande será un tanque horizontal y aquél que requiera un tiempo de residencia corto será vertical, es decir,



el primero para separaciones de grandes cantidades de líquido y el segundo para fracciones pequeñas. Además es muy común que el recipiente vertical sea de mayor diámetro que el recipiente horizontal aún cuando se usen para el mismo servicio y condiciones.

La forma de un recipiente generalmente se determina por los requerimientos del proceso como son: tiempos de residencia, áreas mínimas de vapor necesarias, velocidades de asentamiento, etc.

A continuación se muestran los distintos diseños de tanques de desfogue, (la principal diferencia es la forma en que la trayectoria del vapor es dirigida):

- a) Un tanque horizontal con el vapor entrando por un extremo y saliendo por la parte alta del otro extremo, sin baffle espaciador o direccional (Figura 4-1a).
- b) Un tanque vertical con la entrada de vapor en el cuerpo del tanque y la salida en la parte alta de la cabeza superior. La entrada debe tener un baffle que oriente el flujo hacia abajo (Figura 4-1b).
- c) Un tanque horizontal con dos entradas, una en cada extremo del cuerpo y una salida en el centro del cuerpo (split-entry) (Figura 4-1c).
- d) Un tanque horizontal con una entrada en el centro del cuerpo y dos salidas, una en cada extremo del cuerpo (Figura 4-1d).
- e) Una combinación de un tanque vertical en la base de la chimenea del quemador y un tanque horizontal corriente arriba para remover el volumen del líquido que entre con el vapor (Figura 4-1e).

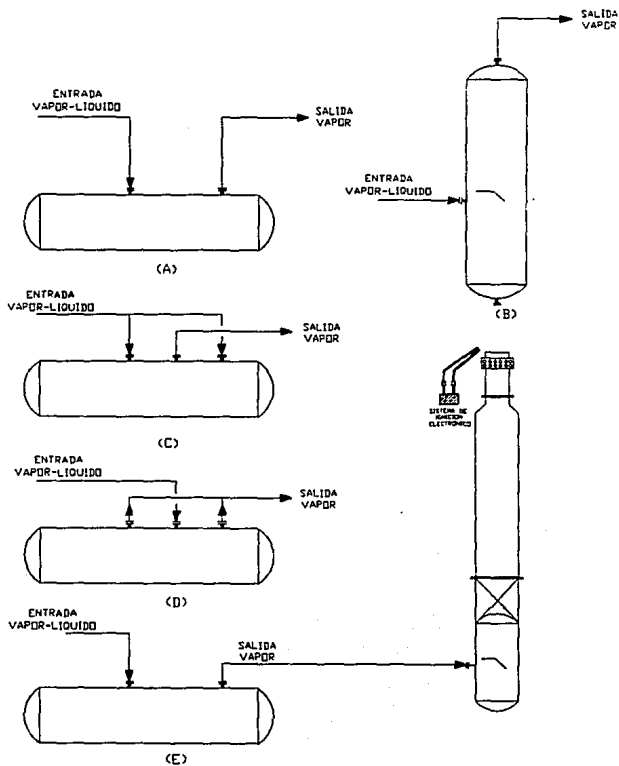


FIG. 4-1 DISPOSICION DE TANQUES DE DESFOGUE HORIZONTALES Y VERTICALES

#### **1.4.2 CRITERIOS DE SELECCION.**

En cualquier caso (forma del recipiente) un tanque de desfogue debe considerar los siguientes criterios de selección:

1. Proporcionar la seguridad de una separación efectiva de las partículas líquidas desde el seno de la corriente de gas.
2. Dimensionamiento para un tamaño apropiado. El criterio para dimensionar el recipiente puede variar de un proceso a otro, por lo que deben identificarse los factores que pueden gobernar el diseño. Se pueden usar los siguientes parámetros como guía para proponer el recipiente adecuado en cada caso:
  - Considerar las corrientes líquidas y su compsiición, que pueden ser enviadas hacia el cabezal de desfogue en condiciones de operación, de arranque o de emergencia.
  - Considerar el tiempo de residencia necesarios para que los operarios puedan corregir alguna alteración en la operación.
  - Considerar las experiencias en sistemas instalados con anterioridad si es que pueden disponerse de ellas.
  - Considerar que el costo de una seguridad excesiva puede ser apreciable.
  - Analizar cuales son las causas que pueden provocar líquido en exceso sobre las consideraciones de diseño y determinar si es práctico controlar este riesgo desde su origen.

#### **1.5 QUEMADOR ELEVADO.**

Los quemadores son dispositivos de seguridad que actúan como sistemas de emergencia para eliminar el exceso de hidrocarburos durante transtornos en los procesos ó fallas de los equipos. En instalaciones petroleras, el servicio del quemador es ininterrumpido desde la fase inicial de producción hasta la de transporte, almacenamiento, refinación y procesamiento.

El sistema de desfoque a quemador elevado tiene la característica de ser el medio más seguro para evacuar grandes cantidades de gases de desecho. El hecho de que sean elevados es para mantener la llama y el calor que la misma irradia lo suficientemente lejos de equipos y zonas de operación de manera tal que no resulten daños.

En un quemador elevado, la combustión se lleva a cabo en la punta de la chimenea ó tubería elevada, propiamente soportada donde se localiza la boquilla de quemado y un medio de ignición.

El diseño apropiado de un quemador es esencial, si el quemador opera con una alta eficiencia de combustión, proporcionará la seguridad y efecto deseado.

#### **1.5.1 TIPOS DE QUEMADORES ELEVADOS.**

Los quemadores elevados pueden ser en general de 5 tipos:

1. Tipo torre.
2. Cableado.
3. Autosoportado.
4. Con humo.
5. Sin humo.

##### **1.5.1.1 QUEMADORES TIPO TORRE.**

Los quemadores tipo torre (fig. 5-1) son ideales en instalaciones dentro de los confines de la planta donde se necesita altura para disminuir la radiación y donde las distancias disponibles respecto a otros equipos están limitadas. Se puede construir para alturas de 400 ft sin problemas. El costo con respecto a otro tipo de quemadores es mucho mayor. Su selección se basa principalmente en el volumen de gas manejado, ya que se puede obtener mayor robustez que para otros tipos.

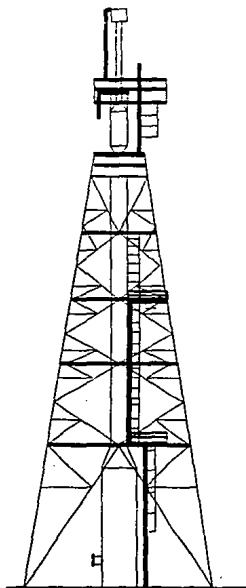


FIG. 5-1 QUEMADOR ELEVADO TIPO TORRE.

#### **1.5.1.2 QUEMADORES CABLEADOS.**

Los quemadores cableados (fig. 5-2) se utilizan en alturas de hasta 600 ft necesarias en quemadores de gran diámetro. Este tipo de quemadores necesita gran espacio, ya que las anclas de los cables forman un círculo cuyo diámetro es muy similar a la altura del quemador. El costo de los quemadores cableados es generalmente más bajo que el de los quemadores tipo torre.

#### **1.5.1.3 QUEMADORES AUTOSOPORTADOS.**

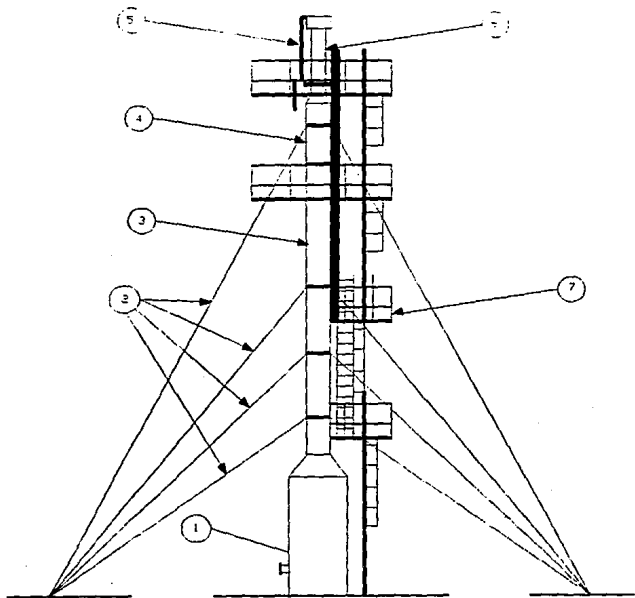
Los quemadores autosoportados (fig. 5-3) son fáciles de instalar para alturas de 250 ft ó menos que los tipo torre y además requieren un menor espacio de instalación. Un quemador autosoportado de 250 ft tiene una base de aproximadamente 12 ft de diámetro, comparado con unos 24 ft de espacio para un tipo torre de igual altura. Se recomienda cuando el diámetro del quemador está entre 2-6 plg, y la altura de la chimenea es corta.

#### **1.5.1.4 QUEMADORES CON HUMO.**

Los quemadores con humo son especialmente instalados para tratar grandes volúmenes de gas en situación de emergencia ó durante falla de equipo, o bien en instalaciones donde el desfogue sea esporádico ó de poca intensidad.

#### **1.5.1.5 QUEMADORES SIN HUMO.**

Los quemadores sin humo son empleados generalmente en instalaciones donde la quema es continua. Existen tres métodos para lograr un quemado sin humo: utilizando agua esparcida, aire o vapor de agua.



- 1.- RECIPIENTE KNOCKOUT/TANQUE DE SELLO
- 2.- CABLES
- 3.- SECCION RECTA
- 4.- SELLO DE GAS
- 5.- PILOTO E IGNITOR
- 6.- BOQUILLA
- 7.- PLATAFORMA

FIG. 5-2 ARREGLO DE UN QUEMADOR CABLE .03.

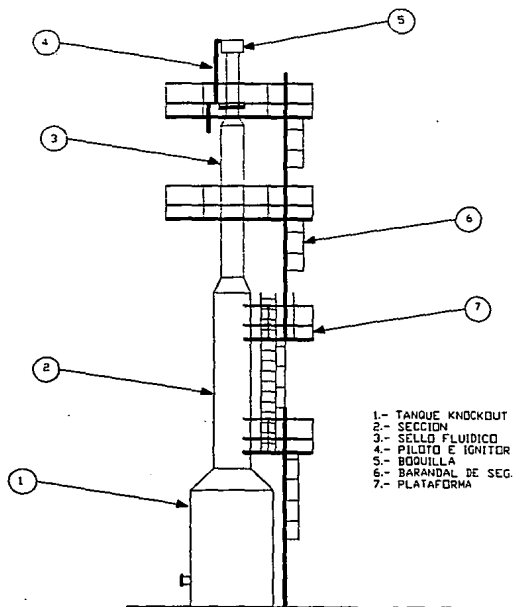


FIG. 5-3 QUEMADOR AUTOSOPORTADO.



### AGUA ESPREADA.

Este método es muy poco usado en quemadores elevados. La relación de agua espreada medida experimentalmente, varia de 1 a 5 lb de agua por lb de hidrocarburo.

Una excesiva inyección de agua tendrá como resultado un incremento de la emisión de hidrocarburos sin quemar, produciendo humo. Es por esto que la cantidad de agua empleada debe ser cuidadosamente estudiada pues una gran parte de ella puede pasar a través de la flama sin ser evaporada.

### AIRE.

El quemado sin humo se logra por medio de una cantidad adecuada de aire, mezclando el oxígeno en la zona de combustión.

Una combustión sin humo asistida por aire se logra inyectandolo con un soplador de baja presión, el cual provoca una turbulencia para mezclar el gas y el aire. Primeramente el aire es inducido por el mezclador con el gas de desecho de la combustion, posteriormente es llevado dentro de la flama arriba de la boquilla. Se requiere un buen mezclado antes de la combustión, de otro modo, La formación de humo puede ocurrir por una oxidación incompleta.

La cantidad de aire requerido por la estequiometría de la combustión es constante en la relación (en peso) de aire/gas con un valor aproximado de 16. Por otro lado se tiene que por cada 96 BTU de calor liberado por el gas de desecho se requiere 1 ft<sup>3</sup> de aire.

Entonces se puede simplificar el cálculo de aire requerido estequiométricamente, (ARE), de una mezcla con varios componentes usando la siguiente expresión:

$$ARE = Q/96$$

Donde:  $ARE = \text{ft}^3/\text{hr}$

Q = Calor neto liberado, BTU/hr.

La velocidad de la corriente de aire esta generalmente por arriba de 120 ft/seg, logrando una flama cerca del 50% más corta que la flama de un quemador con humo.

La tabla 1-3 muestra el aire requerido estequiométricamente para varios gases.

TABLA 1-3.

GAS	FORMULA	BTU/lb	lbAIRE/ lb GAS
<b>Parafinas</b>			
Metano	CH <sub>4</sub>	21,504	17.2
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	20,281	16.1
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	19,768	15.7
Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	19,494	15.5
Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	19,340	15.3
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	19,233	15.2
<b>Olefinas</b>			
Etileno	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	20,277	14.8
Propeno	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	19,578	14.8
Buteno	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	19,364	14.8
Penteno	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	19,225	14.8
<b>Diolefinas</b>			
Propadieno	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	19,755	13.8
Butadieno	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	19,436	14.1
Pentadieno	C <sub>5</sub> H <sub>8</sub>	19,295	14.2

TABLA 1-3. Continuación...

GAS	FORMULA	BTU/lb	lb AIRE/ lb GAS
<b>Aromáticos</b>			
Benceno	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	17,259	13.3
Tolueno	C <sub>7</sub> H <sub>7</sub>	17,424	13.5
Xileno	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	17,596	13.7
<b>Acetileno</b>			
Acetileno	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	20,732	13.3

**VAPOR DE AGUA.**

El quemado sin humo se lleva a cabo por medio de la inyección de vapor en la boquilla de quemado, existen diversas formas de lograr esta inyección de vapor, sin embargo, el más conocido es el fenómeno de adhesión, llamado también efecto Coanda, para subir y premezclar el aire dentro de la corriente de desecho.

El vapor es alimentado dentro de una cámara anular entre dos tubos concéntricos (fig. 5-4) este es inyectado radialmente desde una ranura a el tope de esta cámara y siguiendo la curva de perfil circular, la cual rodea el tope del ducto principal de gas. Así el vapor, siguiendo la superficie curva aumenta arriba de 20 veces el volumen de aire.

Generalmente la cantidad de vapor requerido para para un quemado sin humo se puede calcular de la siguiente forma:

Para mezclas de parafinas:

$$W_{\text{vap}} = W_{\text{parafinas}}(0.49 - 10.8/M_w)$$

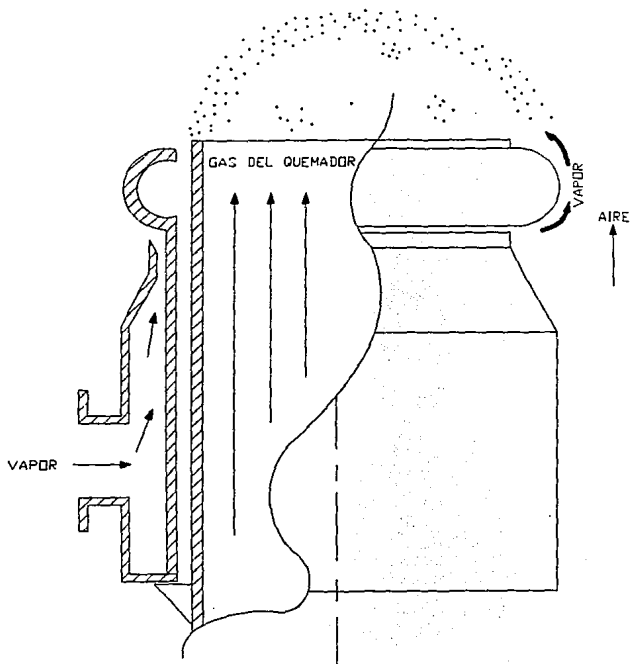


FIG. 5-4 PRINCIPIO DE OPERACION DE UNA BOQUILLA PARA QUEMADO SIN HUMO, ASISTIDA CON VAPOR

Donde: W = gasto en masa,

M = Peso molecular de la mezcla de parafinas

Para mezclas de Olefinas:

$$W_{vap} = W_{olefinas}(0.79 - 10.8/M_w)$$

Donde  $M_w$  = peso molecular de la mezcla de olefinas

La cantidad de vapor a ser inyectada para mantener una combustión sin humo puede ser calculada usando la siguiente tabla.

GAS	FORMULA	lbVAPOR/ lb GAS
<b>Parafinas</b>		
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.15
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.25
Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.30
Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.35
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.38
<b>Olefinas</b>		
Etileno	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.40
Propileno	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.50
Buteno	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.58
Penteno	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.65

Continuación...

GAS	FORMULA	lbVAPOR/ lbGAS
<b>Diolefinas</b>		
Propadieno	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	0.70
Butadieno	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0.90
Pentadieno	C <sub>5</sub> H <sub>8</sub>	1.05
<b>Aromáticos</b>		
Benceno	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0.80
Tolueno	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0.85
Xileno	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0.90
<b>Acetileno</b>		
Acetileno	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0.55

### 1.5.2 TIPO DE BOQUILLAS.

Existen en el mercado diferentes tipos de boquillas que aplican a lo anteriormente expuesto, para lograr una combustión con humo o sin humo. A continuación se describen los diferentes tipos de boquillas.

#### 1.5.2.1 BOQUILLA CON INYECCION DE VAPOR.

A) La boquilla mostrada en la figura 5-6 es una de las más eficientes que se encuentran en el mercado. Utiliza eyectores que a través del efecto Coanda producen la eyección de un chorro de vapor y de aire. El eyector de

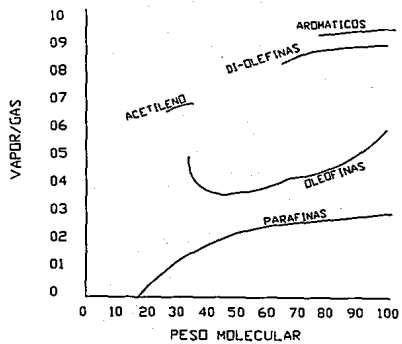
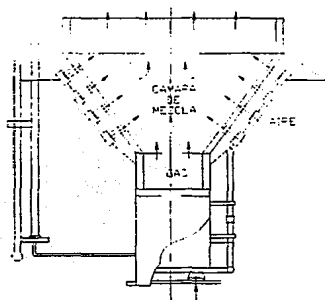


FIG. 5-5



ENTRADA DE VAPOR

FIGURA 5-6

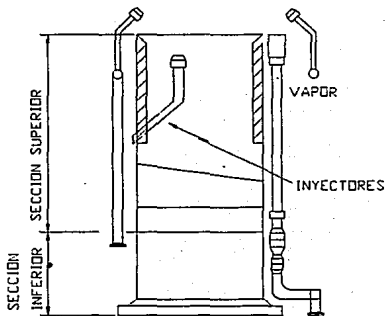


FIGURA 5-7

BOQUILLAS CON INYECCION DE VAPOR PARA COMBUSTION SIN HUMED



aire/vapor provoca que el aire, el vapor y los gases de desecho sean pre-mezclados antes de su combustión, además este tipo de eyectores no requiere silenciador, gracias al gran perímetro de su anillo anular.

- B) La boquilla presentada en la figura 5-7, está diseñada para satisfacer los requerimientos de las refinerías de petróleo o de las plantas de gas. Utiliza eyectores externos que son un poco menos eficientes y algo más ruidosos que los anteriores.

#### 1.5.2.2 BOQUILLAS ASISTIDAS POR AIRE.

- A) Las boquillas presentadas en la figura 5-8, usan aire provisto por uno ó más ventiladores para quemar los gases sin producir humo.

Los gases a quemar y el aire de combustión circulan coaxialmente a través de caños a lo largo del cabezal elevador; los gases circulan dentro del tubo central del sistema. Este tipo de boquilla se utiliza cuando no hay posibilidad de obtener vapor ó cuando el mismo es muy costoso para ser usado en sistemas de quemado sin humo. Normalmente el tipo de quemador con este sistema tiene un costo inicial alto, pero su costo de operación es bajo.

- B) La boquilla presentada en la figura 5-9, se utiliza cuando los gases a quemar son de media o de alta presión, más de 10 psig. Esta presión permite el diseño de quemadores que producen turbulencia y facilitan el arrastre del aire en la vecindad de la boquilla hacia el interior de la misma. En este caso el quemado sin humo se lleva a cabo sin la necesidad de adición de vapor o aire. Sin embargo el rango de operación para producir quemado sin humo es limitado.

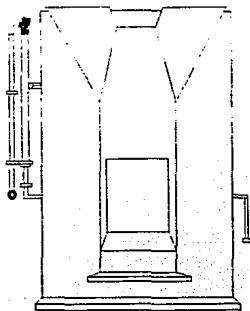


FIGURA 5-8

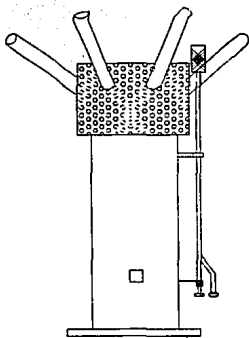


FIGURA 5-9

BOQUILLAS CON INYECCION DE AIRE PARA QUEMADO SIN HUMO

### 1.5.2.3 BOQUILLAS PARA QUEMADO CON HUMO.

Las boquillas presentadas en la figura 5-10 producen combustión con humo, no poseen dispositivos de eyección de vapor o de aire. Este tipo, generalmente es usado en quemadores auxiliares de emergencia ó para quemar gases que no producen humos.

### 1.5.3 CONSIDERACIONES DE DISEÑO.

En el diseño de un quemador elevado, deberá poenese especial atención en lo siguiente:

- Un quemador elevado debe ser capaz de mantener una flama estable durante la quema continua o durante la presentación de la mayor emergencia posible. Esto se logra estableciendo en el diseño una velocidad máxima de salida del gas de 0.2 Mach.
- Los vapores que lleguen al quemador deben estar completamente libres de líquidos, para evitar daños ocasionados por una "lluvia de fuego", lo cual se logra colocando un tanque separador líquido-vapor (Knockout) antes del quemador. Algunos diseños comerciales de quemadores tienen este como parte de la estructura de la chimenea.
- Deberán colocarse dispositivos de seguridad para prevenir el retroceso de la flama (Flash back), por efecto del viento. Los dispositivos empleados para este fin, son:

#### A) SELLO FLUIDICO.

Un sello fluidico (ver fig. 5-11) consiste en una serie de baffles orientados de tal manera que la corriente de aire que pueda entrar a la boquilla, regrese por las paredes de

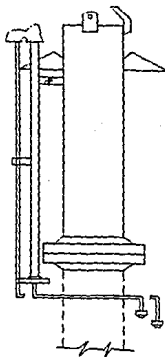
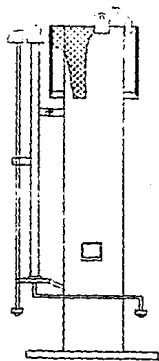


FIG. 5-10 BOQUILLAS SIN DISPOSITIVOS DE INYECCION DE VAPOR O AIRE, PARA QUEMADO SIN HUMO

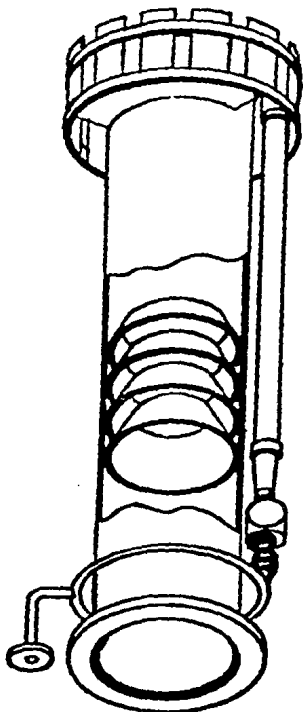


FIG. 5-11 SELLO FLUIDICO

la misma. El baffle origina que el gas salga por el centro de la boquilla creando un flujo positivo hacia la salida, este efecto puede ser reforzado por el uso de un gas de purga.

El gas de purga tiene como propósito barrer el aire que pueda entrar por el efecto del viento. Los requerimientos de gas de purga se pueden obtener del monograma de la figura 5-12.

#### **B) SELLO MOLECULAR.**

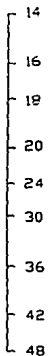
Este tipo de sello (ver fig. 5-13) utiliza una doble curvatura tipo "U" invertida una hacia otra, para prevenir el paso de aire al interior del quemador. Este tipo de sello es muy pesado y requiere de una estructura más fuerte para su instalación, así como un mayor flujo de gas de purga.

#### **C) TANQUES DE SELLO.**

Este tipo de tanques se utilizan para extinguir alguna flama que ha retrocedido desde el quemador. En general es un recipiente al cual se se le ha puesto agua u otro tipo de líquido no flamable. El sello dado en el tanque vendrá determinado por la profundidad a que se sumerja el cabezal de desfogue en el líquido, así como de la presión disponible, ver figura 5-14.

La selección entre uno u otro tipo de dispositivo para evitar el retroceso de una flama, depende del tipo de quemador en que se instalará, tipo de gas de desecho, disponibilidad de gas de purga y caída de presión disponible en el quemador.

DIAMETRO (PLG)



PESO MOLECULAR  
DEL GAS DE PURGA



GAS DE PURGA  
PCH

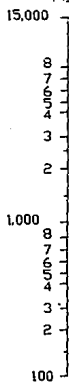


FIG. 5-12 NOMOGRAMA PARA DETERMINAR LOS REQUERIMIENTOS DE GAS DE PURGA.

- N1 ENTRADA DE GAS DE DESECHO
- N2 SALIDA DE GAS DE DESECHO
- N3 INSPECCION DE ENTRADA
- N4 DREN

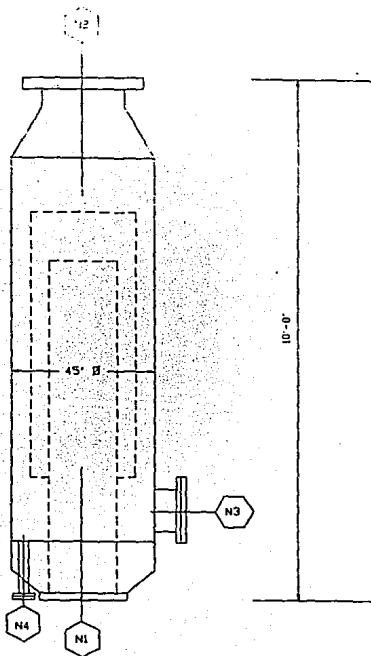
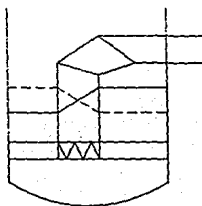
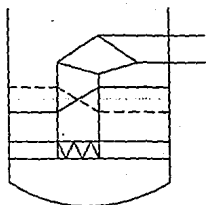


FIG. 5-13 SELLO MOLECULAR

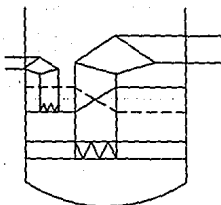




(A) ASIMETRICO



(B) SIMETRICO



(C) TUBO AUXILIAR DE RELEVO

FIG-5-14 · TANQUES DE SELLO

- Analizar cuidadosamente la zona en la cual será colocado el quemador elevado, así como la velocidad y dirección de los vientos, esto con el fin de decidir que tipo de quemador es más conveniente en cuanto a estructura y tipo de combustión.
- Analizar el nivel de ruido, el cual no deberá exceder de 120 decibeles, y en dado caso, tomar medidas para reducirlo, por ejemplo, utilizar el efecto coanda con una boquilla apropiada como la mostrada en la figura 5-6.
- Analizar los efectos de calor por radiación en el equipo de proceso, así como en el personal que estará posiblemente expuesto a éste, ya que de esto depende la altura y localización del quemador.

#### EFECTO DE LA RADIACION EN LOS HUMANOS

INTENSIDAD DE CALOR BTU/hrft <sup>2</sup>	UMBRAL DE DOLOR seg	AMPOLLAMIENTO seg
2,000	8	20
5,300	-	5

Los valores de la intensidad por radiación determinarán la altura del quemador.

-Para equipo	3000BTU/hr ft <sup>2</sup>
-personal corta exposición	1500BTU/hr ft <sup>2</sup>
-personal exposición cte	440BTU/hr ft <sup>2</sup>

**C A P I T U L O    I I**

**DETERMINACION DE LA MASA A RELEVAR**

## **2.0 ALCANCE.**

Cuando la presión se eleva, el dispositivo de seguridad alivia ese exceso de presión al desalojar una cierta masa de fluido hacia otro lugar.

El dispositivo de relevo debe estar diseñado de tal forma que maneje la masa necesaria para desfogue, y que además no sea mayor de lo realmente requerido pues se elevaría su costo en forma innecesaria.

El exceso de presión se puede producir por diferentes causas, y la masa necesaria de relevar en cada caso es distinta. Puede haber varias causas de presión en un equipo, pero solo una de ellas ocurrirá a la vez.

## **2.1 DIMENSIONAMIENTO POR FUEGO.**

El dimensionamiento por fuego involucra la determinación de la carga de relevo o capacidad requerida de la válvula de relevo de seguridad para prevenir la presión excesiva en recipientes de almacenamiento, recipientes de proceso o en líneas de tubería expuestos a fuego externo. La cantidad de flujo másico resultante entonces se usa para calcular el área del orificio requerida, empleando las fórmulas adecuadas.

Es un pre-requisito que el usuario y/o diseñador del sistema establezcan el código y criterios aplicables. Algunas fuentes están en el "American Petroleum Institute" (API), "National Fire Protection Association" (NFPA), "Underwriters Laboratories" (UL), "American Society of Mechanical Engineers" (ASME, SECTION VIII). En algunos estándares, el área de relevo requerida es especificada. Los estándares de compañía incluyen criterios, alguna modificación de estándares publicados

(considerando especialmente la cantidad de calor absorbido por el recipiente) y factores del medio ambiente desconocidos por el fabricante de las válvulas de relevo de seguridad.

$$Q_a = 32 F A^{0.82} \quad (2-1)$$

Donde:  $Q_a$  = Flujo de aire a condiciones estándar (14.7 psia & 60 °F),  $\text{ft}^3/\text{min}$ .

$A$  = Area total del recipiente ( $\text{ft}^2$ ).

$F$  = Factor del medio ambiente.

Para ilustrar el cálculo se va a considerar que en el API-RP-520 es el método aplicable incluyendo la cantidad de calor absorbido por unidad recomendado de 21,000 unidades térmicas británicas por pie cuadrado de área húmeda expuesta al fuego externo. El recipiente protegido está parcialmente lleno con líquido almacenado en equilibrio con el vapor y la válvula de relevo de seguridad está localizada en la fase vapor. Considerar que el fuego libre irradia a la porción de superficie del recipiente el cual está mojado por el líquido contenido. El calor absorbido vaporiza el líquido, incrementando de este modo la presión interna del recipiente arriba de la presión de ajuste de la válvula de relevo de seguridad. En este punto la válvula se abre y fluye la proporción másica que será calculada.

El primer paso es calcular el calor absorbido total, en unidades térmicas británicas por hora (Btu/hr).

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

Donde:  $A$  = Superficie mojada total ( $\text{ft}^2$ ).

$F$  = Factor del medio ambiente.

Los factores del medio ambiente que pueden aplicarse son los siguientes:

TIPOS DE INSTALACION	FACTOR	
1.- Recipiente descubierto		1.0
2.- Recipientes aislados (este aislamiento es arbitrario, los valores de conductividad son como ejemplos y están en Btu/hr ft <sup>2</sup> °F).		
a)	4.0	0.3
b)	2.0	0.15
c)	1.0	0.075
3.- Aplicación de agua de servicios, sobre recipientes descubiertos		1.0
4.- Servicios de vaciado y depresurización		1.0
5.- Almacenamiento bajo tierra		0.0
6.- Almacenamiento cubierto de tierra arriba del nivel de piso		0.03

Después de calcular la cantidad de vapor generado por la entrada de calor total Q, a una presión de relevo acumulada de 1.20 veces la presión de trabajo máxima permisible.

$$W = \frac{Q}{\lambda} \quad (2-3)$$

Donde: W = Vapor generado en lb/hr.  
 Q = Calor total de entrada en Btu/hr.  
 λ = Calor latente de vaporización en Btu/lb.

El valor del calor latente y peso molecular serán usados para determinar la cantidad vaporizada, siendo aquéllos relacionados a las condiciones capaces de generar la máxima cantidad de vapor.

## 2.2 NFPA CAPACIDAD DE RELEVO MINIMA DE VALVULAS DE RELEVO POR EXPOSICION A FUEGO.

### A) TANQUES DE GAS-LP REFRIGERADO.

La capacidad de la válvula de relevo de seguridad en adición a prevenir la presión excesiva en el evento de exposición a fuego también protege el recipiente de presión excesiva en el suceso de que el sistema de refrigeración no funcione.

La capacidad de descarga mínima requerida en pies cúbicos por minuto de aire a 20 por ciento de sobrepresión, para dispositivos de relevo de seguridad usados sobre recipientes refrigerados será calculada por la fórmula siguiente:

$$Q_a = \frac{633\,000 F A^{0.82}}{L C} \sqrt{\frac{Z T}{M}} \quad (2-4)$$

- Donde:  $Q_a$  = Capacidad de flujo de aire mínimo requerido, en pies cúbicos por minuto, a 60 °F y 14.7 psia.
- $F$  = Factor del medio ambiente, tabulado en la parte inferior (ver Tabla 2-1).
- $A$  = Superficie mojada total expuesta, en el caso de esferas o esferoides, hasta la elevación del diámetro horizontal máximo del tanque en  $ft^2$ .
- $L$  = Calor latente del gas a las condiciones de flujo en Btu/lb.
- $C$  = Constante del gas el cual es una función de la relación de calores específicos a condiciones estándar. (Ver apéndice B).

$$K = \frac{C_p}{C_v} = \text{Relacion de calores específicos.}$$



- Z = Factor de compresibilidad absoluta a las condiciones de flujo.  
 T = Temperatura absoluta a las condiciones de flujo.  
 M = Peso molecular del gas.

TABLA 2-1. FACTORES DEL MEDIO AMBIENTE.

MEDIO AMBIENTE.	FACTOR F.
1. Recipiente descubierto	1.0
2. Recipientes aislados con los siguientes valores típicos de conductividad, en Btu/hr ft <sup>2</sup> °F basado sobre 1600 grados Fahrenheit de diferencia de temperatura.	
a) 4.0	0.3
b) 2.0	0.15
c) 1.0	0.075

B) TANQUES DE GAS NATURAL LICUADO.

- 1) Cuando un recipiente está expuesto a un fuego externo, el calor es transferido al líquido almacenado. La adición de calor es simultáneamente transferida a través de las partes del recipiente no expuestas al fuego debido a la alta temperatura ambiente normal y la temperatura del líquido almacenado. El flujo mínimo de calor total durante una posible exposición al fuego de un recipiente sin aislar calculado por la fórmula:

$$H = 1560 C_1 A^{0.82} + H_n \quad (2-5)$$

Donde: H = Flujo mínimo de calor, Btu/hr.

C<sub>1</sub> = Conductividad de aislamiento, Btu/hr ft<sup>2</sup> °F. (El valor de C<sub>1</sub> incrementa con la temperatura y un valor medio para el rango de -260 °F y 1660 °F se usará).

A = Superficie mojada total expuesta en ft<sup>2</sup>.  
 Hn= Ganancia de calor normal total para el líquido almacenado sin exposición a fuego y a una temperatura ambiente máxima.

- 2) Si el aislamiento del sistema incluye alguna envoltura de material, tal que desaparezca, se deteriore o desaloje en una exposición al fuego, una ganancia alta de calor ocurrirá. Esto requiere de consideración especial dependiendo del grado de pérdida de las propiedades del aislamiento. Si solamente una parte del aislamiento se pierde, la ganancia de calor puede ser estimada por la fórmula:

$$H = (34500-360 C_2) A^{0.82} + H_n \quad (2-6)$$

En este caso el valor de C<sub>2</sub> será el valor medio del rango -260 °F y +100 °F.

- 3) La capacidad requerida por la válvula de relevo será calculada por la fórmula:

$$Q_a = 3.09 \frac{H}{L} \sqrt{\frac{T}{M}} \quad (2-7)$$

Donde: Q<sub>a</sub> = Capacidad de flujo de aire requerida, ft<sup>3</sup>/hr a 60 °F y 14.7 psia.

H = Flujo total de calor, Btu/hr de la fórmula (2-6) ó (2-7).

L = Calor latente del gas a las condiciones de flujo en Btu/lb.

K =  $\frac{C_p}{C_v}$  = Relacion de calores específicos.

T = Temperatura absoluta a las condiciones de °R.

M = Peso molecular del gas.

### 2.3 RECIPIENTES LLENOS DE GAS.

Las áreas de descarga para las válvulas de relevo de seguridad y seguridad sobre recipientes que contienen gas expuestos a fuego externo se pueden determinar por el uso de la fórmula siguiente:

$$A = F' \frac{A_s}{(P_1)^{1/2}} \quad (2-8)$$

Donde: A = Area de descarga requerida de la válvula en in<sup>2</sup>.  
A<sub>s</sub> = Area superficial expuesta del recipiente en ft<sup>2</sup>.  
P<sub>1</sub> = Presión de relevo corriente arriba en psia. Esto es la presión de ajuste, más la sobrepresión, más la presión atmosférica, en psia.  
F' = Factor de operación determinado por la fórmula siguiente:

$$F' = \left[ \frac{0.1416}{CK} \right] \left[ \frac{\Delta T}{T_v 0.6906} \right]^{1.25} \quad (2-9)$$

C = Coeficiente el cual es determinado por la relación de calores específicos del gas a condiciones estándar. (Ver apéndice B).  
K = Coeficiente de descarga, el valor es obtenido de la válvula de fabricante. El valor de K para un número de válvulas tipo-boquilla es de 0.975.  
T<sub>1</sub> = Temperatura absoluta del gas, en grados Rankinc a la presión corriente arriba y es determinada por la relación:

$$T_1 = T_n \left[ \frac{P_1}{P_n} \right] \quad (2-10)$$

$T_n$  = Temperatura de operación normal del gas, en °R.

$P_n$  = Presión de operación normal del gas, en psia.

$P_1$  = Presión de relevo corriente arriba, en psia.

$\Delta T = T_v - T_1$  = Diferencia entre la temperatura de la pared y la temperatura del gas a  $P_1$ .

$T_v$  = Temperatura de la pared del recipiente, en °R.

El valor de 1,100 °F es una temperatura máxima recomendada para el material usual o placas de acero al carbon cuyas propiedades físicas a temperaturas que exceden los 1,100 °F muestran señas de tendencias indeseables. Cuando los recipientes son fabricados de aleación de materiales el valor para  $T_v$  será cambiado a uno más conveniente máximo recomendado.

Se recomienda un valor mínimo de  $F' = 0.01$  (cuando se desconoce se recomienda usar un valor de 0.045).

#### 2.4 FALLA DE TUBOS EN INTERCAMBIADORES DE CALOR.

El problema semejante al de dimensionamiento por fuego, es en primer lugar la determinación de la capacidad de relevo requerida, la influencia de criterios sensatos de ingeniería y los estándares del usuario para la solución. Los conocimientos siguientes son dados para ilustrar un enfoque para un caso sencillo.

La mayoría de los intercambiadores de calor están diseñados con la corriente de alta presión en los tubos enfundados en una coraza delgada a baja presión. El posible incremento de presión en la coraza deberá ser indagado en el suceso de una ruptura de tubo descargado hacia la corriente de baja presión.

Cuando el lado de baja presión es menor que 2/3 del lado de alta presión, una válvula de relevo de presión es usualmente utilizada.

Generalmente, la ruptura de un tubo se considera que proporciona una área de flujo igual al área seccional transversal de un tubo y un coeficiente de 0.62. La presión corriente abajo es tomada como 1.10 a 1.50 veces la presión de diseño del intercambiador (coraza). El flujo normal sobre el lado de alta presión se puede utilizar si éste es más pequeño que el flujo calculado.

Alguna concesión deberá hacerse para un líquido el cual presenta vaporización. Una fórmula de dimensionamiento es la siguiente:

$$A = A_h \left[ \frac{P_h - 1.5 P_1}{1.85 P_1} \right] \quad (2-11)$$

Donde: A = Área del orificio requerida en in<sup>2</sup> (a 25% de acumulación).

A<sub>h</sub> = Área seccional transversal de un tubo, in<sup>2</sup>.

P<sub>h</sub> = Presión máxima permisible en el lado de alta (usualmente en el tubo), psig.

P<sub>1</sub> = Presión máxima permisible en el lado de baja (usualmente en la coraza), psig.

Si un intercambiador de calor está diseñado por las reglas del código ASME Sección VIII, multiplicar "A" por 1.67 (recíproco de 0.6 por 10% de acumulación).

## 2.5 EXPANSION DE LIQUIDO.

La expansión de líquido que requiere relevo térmico puede ocurrir de los siguientes casos:

- a) Tubería o recipientes llenos con líquido frío y bloqueados, siendo calentados por un trazado de vapor, incremento en la temperatura ambiente o fuego externo.
- b) Un intercambiador de calor bloqueado sobre el lado frío pero abierto al flujo sobre el lado caliente.
- c) Tubería (o recipiente) bloqueada lleno de líquido y expuesto a la radiación solar directa. Considerando despreciable la expansión de la tubería misma se calcula la expansión del líquido desde una temperatura de 100 °F. El usuario o diseñador del sistema normalmente hace esta determinación de acuerdo con los códigos de tubería ANSI/ASME B31 u otros códigos los cuales puedan aplicar tomando en cuenta aislamiento, medio ambiente y fracción de calor radiada.

En general, la mayoría de los casos de relevo térmico pueden ser manejados por un tamaño de válvula de 3/4" a 25% de sobrepresión. Sin embargo, diámetros grandes de tuberías descubiertas las cuales recorren varios cientos de pies justificarán una evaluación completa.

Las capacidades de flujo para dispositivos de relevo protegiendo intercambiadores de calor, condensadores y enfriadores contra expansión térmica de líquidos entrampados puede aproximarse por el uso de la fórmula siguiente:

$$VL = \frac{B H}{500 G C} \quad (2-12)$$

Donde: VL= Capacidad de flujo a la temperatura del fluido en GPM.

B = Coeficiente de expansión cúbica por grado Fahrenheit para el líquido a la temperatura esperada. Es mejor obtener esta información a partir de datos de diseño de proceso.

Sin embargo, los siguientes valores son típicos para hidrocarburos líquidos y para agua a 60 °F.

				B
3	a	34.9	°API	0.0004
35	a	50.9	°API	0.0005
51	a	63.9	°API	0.0006
64	a	78.9	°API	0.0007
79	a	88.9	°API	0.0008
89	a	93.9	°API	0.00085
94	a	100.0	°API	0.0009
y ligeros				0.0009
agua				0.0001

H = Proporción total de calor transferido en Btu/hr.  
Esta será tomada como la carga de intercambio máxima durante la operación.

G = Gravedad específica referida al agua = 1.0 a 60 °F.  
La compresibilidad de líquidos es usualmente despreciable.

C = Calor específico del fluido atrapado en Btu/lb °F.

La fórmula de arriba del API-RP-520 puede convertirse y resolverse directamente para el área del orificio requerida a 25% de sobrepresión y líquidos no-viscosos descargando a la atmósfera:

$$A = \frac{B H}{13600 (P_1)^{1/2} (G)^{1/2}} \quad (2-13)$$

Donde: A = Area del orificio requerida, en in<sup>2</sup>.  
 P<sub>1</sub> = Presión de ajuste, psig.

## 2.6 LIQUIDOS VISCOSOS.

Cuando una válvula de relevo se dimensiona para servicio de líquido viscoso, se sugiere que primero sea dimensionada para una aplicación de tipo no viscoso, con objeto de obtener una área de descarga requerida preliminar (A). A partir de tamaños de orificio estándar de fabricantes, el siguiente tamaño mayor de orificio deberá usarse para determinar el número de Reynolds (R), de cualquiera de las relaciones siguientes:

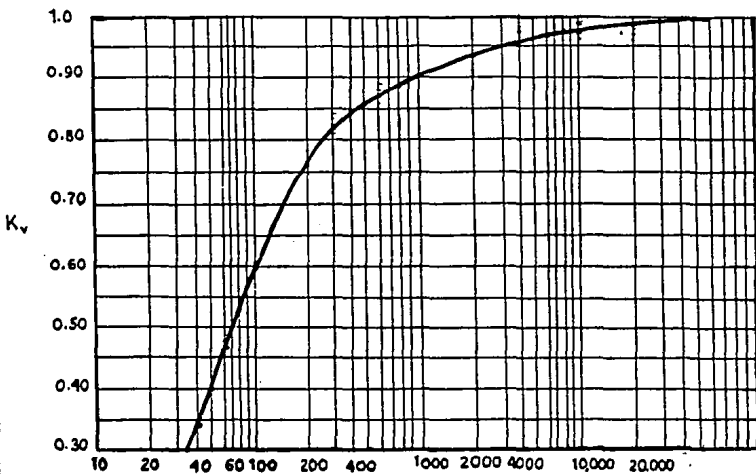
$$A = \frac{VL (2\ 800\ G)}{\mu (A)^{1/2}} \quad (2-14)$$

$$A = \frac{2\ 700\ VL}{U (A)^{1/2}} \quad (2-15)$$

Donde: VL = Capacidad de flujo a la temperatura del fluido en GPM.  
 G = Gravedad específica del líquido a la temperatura de flujo referida al agua = 1.00 a 70 °F.  
 μ = Viscosidad absoluta a la temperatura del flujo, en cp.  
 A = Area de descarga efectiva, en in<sup>2</sup> (a partir de áreas de orificio estándar de fabricantes).  
 U = Viscosidad a la temperatura del flujo, en segundos Saybolt Universal.



Después que el valor de (R) se determina, el factor  $K_v$  (factor de corrección a la capacidad debido a la viscosidad) se obtiene de la figura C-6 (API-RP-520). El valor  $K_v$  se aplica para corregir el área de descarga requerida preliminar. Si el área corregida excede el área del orificio estándar seleccionado, los cálculos de arriba deberán repetirse usando el siguiente tamaño mayor de orificio estándar.



*NUMERO DE REYNOLDS*

## 2.7 VAPORIZACION DE LIQUIDO.

La vaporización de líquidos requiere una consideración especial y hay muchas opiniones sobre este tema. El dimensionamiento correcto está entre el obtenido de la fórmula del líquido y el obtenido a partir de la fórmula del vapor, usualmente ajustado al líquido. El uso de válvulas de fuelles balanceados proporciona un factor de seguridad extra. La vaporización probablemente ocurre en la garganta donde la velocidad es sónica, o justo más allá, con una expansión adiabática aproximada en el cuerpo.

Una aproximación razonable es determinar el porcentaje de vaporización a partir del diagrama termodinámico presión-entalpía de la sustancia en cuestión. Luego de considerar la porción de líquido y la porción de vapor separadamente, calcular el área requerida para cada cantidad y adicionarlas a la vez.

$$\% \text{ Vaporización} = \frac{H_f(1) - H_f(2)}{H_{fg}(2)} * 100 \quad (2-16)$$

Donde:  $H_f(1)$  = Entalpía en Btu/lb del líquido saturado a la temperatura corriente arriba.

$H_f(2)$  = Entalpía en Btu/lb del líquido saturado a la presión corriente abajo,  $P_2$  o PCF.

$P_2$  = Contrapresión, psia.

PCF = Presión de flujo crítico, psia.

$H_{fg}(2)$  = Entalpía de evaporación en Btu/lb a la presión corriente abajo.

Para terminar este capítulo se incluye la Tabla 2-2 que puede ser de gran utilidad en la determinación de la masa a relevar requerida para una falla operacional determinada:

**TABLA 2-2. DIFICULTADES OPERACIONALES Y CAPACIDADES DE RELEVO REQUERIDAS.**

CAPACIDAD DE RELEVO REQUERIDA			
No.	CONDICION	VALVULA DE RELEVO PARA RELEVO DE LIQUIDO	VALVULA DE RELEVO-SEGURIDAD PARA RELEVO DE VAPOR
1	Descargas cerradas sobre recipientes.	Capacidad máxima de líquido bombeado.	Entrada total de gas y vapor, más el generado ahí dentro bajo operación normal.
2	Falla de agua de enfriamiento al condensador.	.....	Entrada total de gas y vapor, más el generado ahí dentro bajo operación normal, menos el vapor condensado por el lado de la corriente de reflujo
3	Falla de reflujo en el domo de la torre.	.....	Vapor total al condensador a condiciones de relevo.
4	Falla en el lado de la corriente de reflujo.	.....	Diferencia entre el vapor de entrada y la sección de salida.
5	Falla de aceite pobre al absorbedor.	.....	Nada.
6	Acumulación de no condensables.	.....	Mismo efecto en torres como para los puntos No. 2 y No. 8 en otros recipientes.
7	Entrada de material altamente volátil:		
	a) Agua en aceite caliente.	.....	Para torres usualmente no predecible

TABLA 2-2. DIFICULTADES OPERACIONALES Y CAPACIDADES DE RELEVO REQUERIDAS. (Continuación).

CAPACIDAD DE RELEVO REQUERIDA			
No.	CONDICION	VALVULA DE RELEVO PARA RELEVO DE LIQUIDO	VALVULA DE RELEVO-SEGURIDAD PARA RELEVO DE VAPOR
	b) Hidrocarburos ligeros en aceite caliente.	.....	Para intercambiadores de calor considerár una área de 2 veces el área seccional transversal interna de un tubo para proveer al vapor generado por la entrada del fluido volátil.
8	Recipiente de balance o de almacenamiento sobrelleno.	Capacidad máxima de líquido bombeado.	.....
9	Falla de controles automáticos:		
	a) Controlador de presión de la torre a posición cerrada.	.....	Normalmente vapor no condensado total.
	b) Todas las válvulas, a posición cerrada excepto válvulas de agua y reflujo.	Requerimiento no operacional.	Requerimiento no operacional.

**TABLA 2-2. DIFICULTADES OPERACIONALES Y CAPACIDADES DE RELEVO REQUERIDAS. (Continuación).**

CAPACIDAD DE RELEVO REQUERIDA		
No.	CONDICION VALVULA DE RELEVO PARA RELEVO DE LIQUIDO	VALVULA DE RELEVO-SEGURIDAD PARA RELEVO DE VAPOR
10	Entrada de vapor o calor anormal:	
	a) Calentadores a fuego directo o rehervidores de vapor.	Generación de vapor máxima estimada incluyendo no condensables por sobrecalentamiento.
	b) Cuarteradura de tubo en rehervidor.	Entrada de vapor por dos veces el área seccional transversal de un tubo.
11	Explosiones internas.	No controladas por dispositivos de relevo convencionales, excepto para evitar tales circunstancias.
12	Reacción química.	Generación de vapor estimado de ambas condiciones, normal y no controlada.
13	Expansión hidráulica:	
	a) Fluido frío atrapado. Tamaño nominal	.....
	b) Líneas exteriores al área de proceso, atrapadas. Tamaño nominal	.....
14	Fuego externo.	Estimado por el método dado en la sección 1.1.1.

**TABLA 2-2. DIFICULTADES OPERACIONALES Y CAPACIDADES DE RELEVO REQUERIDAS. (Continuación).**

CAPACIDAD DE RELEVO REQUERIDA		
No.	CONDICION VALVULA DE RELEVO PARA RELEVO DE LIQUIDO	VALVULA DE RELEVO-SEGURIDAD PARA RELEVO DE VAPOR
15	Falla de fuerza (motriz, eléctrica u otra).	Estudiar la instalación para determinar el efecto de la falla de fuerza. Dimensionar la válvula de relevo para la peor condición que pueda ocurrir.
	a) Fraccionadores.	Todas las bombas podrían fallar, con el resultado que el reflujo y agua de enfriamiento fallarán. Dimensionar las válvulas como en el punto N.2
	b) Reactores.	La agitación o varilla agitadora parará y la corriente de apagado fallará. Dimensionar las válvulas para generación de producto de una reacción fugitiva.
	c) Intercambiadores enfriados por aire.	Los ventiladores fallarán. Dimensionar las válvulas para la diferencia entre la carga de emergencia y la normal.
	d) Recipientes de balance.	Capacidad de entrada máxima de líquido.

**C A P I T U L O    I I I**

**EJEMPLO DE APLICACION**

### 3.0 ALCANCE.

El propósito de este capítulo es desarrollar un ejemplo de aplicación, donde se dimensionan líneas y equipo de desfogue para una Plataforma Marina de Producción.

Para lograr esto, se realiza un análisis del proceso de manejo de crudo y gas en la plataforma.

### 3.1 GENERALIDADES.

Las plataformas periféricas de producción surgen de la necesidad de mantener el régimen de extracción de hidrocarburos de los yacimientos marinos durante el mayor tiempo posible, evitando la disminución que se presentaría por efecto del abatimiento natural de la presión.

Consisten basicamente en instalaciones de separación, bombeo y compresión cercanas a los pozos productores de tal forma que la extracción se efectue a contrapresiones relativamente bajas. Así, se suministra únicamente a las corrientes de gas y aceite separadas, la energía de transporte necesaria para integrarse al complejo central.

Considerando la ubicación de los campos productores en la Sonda de Campeche y su localización relativa con respecto a los complejos centrales existentes (Akal-"J", Akal-"C", y Nohoch-"A"), se determinó la necesidad de instalar complejos centrales (de menor capacidad y mayor simplicidad que los existentes,) en Akal-"N" y "G" (ver figura 3-1), los cuales desempeñarán las funciones de separación compresión y bombeo de su área geográfica, hacia los complejos Akal-"J" y "C" respectivamente. Con ello se pretende asegurar el cumplimiento de los programas anuales de producción y prolongar el período de explotación de los pozos.



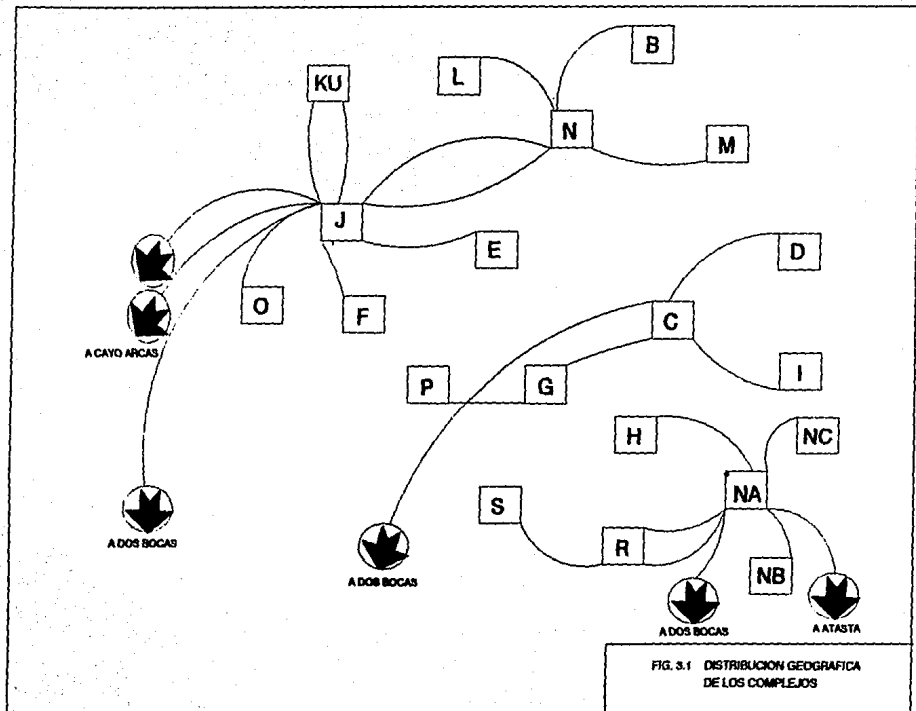


FIG. 3.1 DISTRIBUCION GEOGRAFICA DE LOS COMPLEJOS

### 3.2 DESCRIPCION DEL PROCESO.

Los cabezales de producción provenientes de las plataformas de perforación Akal-"M", Akal-"L" y Akal-"B", se integran a un cabezal principal de alimentación a la palataforma de producción Akal-"N" con la finalidad de suministrar a la misma la mezcla total. En esta línea se tiene instalada una válvula de corte cuya finalidad es cerrar cuando se detecte alta presión en el gasoducto y el oleoducto a Akal-"J", no permitiendo la alimentación a la etapa de separación; desviando la producción de la siguiente forma: hacia Akal-"J" la mezcla de Akal-"L" y "M" y la producción de Akal-"N" hacia Akal-"E".

El sistema de separación y rectificación está formado principalmente por dos recipientes, cuya finalidad es separar la mezcla gas-aceite (FA-101) y rectificar el gas (FA-102), se cuenta con instrumentos que permiten efectuar un control adecuado del proceso. El separador FA-101 y el rectificador FA-102 estan protegidos por un par de válvulas de seguridad PSV-101A Y PSV-101B respectivamente.

El crudo resultante de la etapa de separación y rectificación pasa al sistema de bombeo, y el gas al sistema de compresion.

El sistema de bombeo está constituido por un tren de bombas automatizadas, normalmente 4 en operación y una de relevo y un sistema de filtración en la zona de succión, con la finalidad de retener las impurezas que arrastre el crudo.

El sistema de compresión está formado por 3 módulos de compresión de baja presión, dos en operación y uno de relevo. La utilización de este sistema es para compensar el abatimiento de presión en los pozos productores.

Cada módulo de compresión consta de un tanque de succión (FA-

103), un turbocompresor (GB-101) y un separador de descarga (FA-104); así mismo se cuenta con la instrumentación necesaria para llevar a cabo el proceso eficientemente (ver figura 3-2).

Para lograr un funcionamiento óptimo de las operaciones del proceso, la plataforma de producción Akal-"N" cuenta con los servicios auxiliares necesarios como son sistema de drenajes, sistema de generación y distribución de aire de planta e instrumentos, sistema de inyección de agentes químicos, acondicionamiento y distribución de gas combustible, acondicionamiento y distribución de agua potable, (los cuales no serán tratados en este trabajo), así como el sistema de desfogue y quemado de gas.

### 3.3 BASES DEL ANALISIS.

A continuación se presenta la información principal sobre la cual se basa el análisis del proceso de producción de la plataforma.<sup>(1)</sup>

- Bases de diseño de la plataforma de producción periférica Akal-"N".
- Composición del gas correspondiente a la mezcla del campo Cantarell.
- Flujo de gas correspondiente a la capacidad prevista a futuro.
- Balance de materia y energía.
- Diagrama de flujo de proceso.
- Diagramas de tubería e instrumentación del proceso y servicios auxiliares.
- Planos de localización general de equipos.





### **3.4 DESARROLLO.**

A continuación se describen las actividades que se realizaron para el dimensionamiento del sistema de desfogue de la plataforma de producción. Al final del capítulo se presentan las memorias de cálculo para algunos de los componentes del sistema.

- Análisis del proceso de la plataforma de producción periférica Akal-"N".
- Planteamiento de la configuración del sistema de desfogue.
- Análisis de las causas más probables de relevo.
- Evaluación de la masa a relevar.
- Dimensionamiento de válvulas de seguridad.
- Dimensionamiento de líneas del sistema de desfogue.
- Dimensionamiento del tanque de desfogue.
- Dimensionamiento del tanque colector de condensados.
- Dimensionamiento del quemador elevado.

### **3.5 RESULTADOS.**

A continuación se presentan los resultados del dimensionamiento del sistema de desfogue.

- En las figuras 3-3 y 3-4 se muestra la configuración propuesta para el sistema de desfogue.

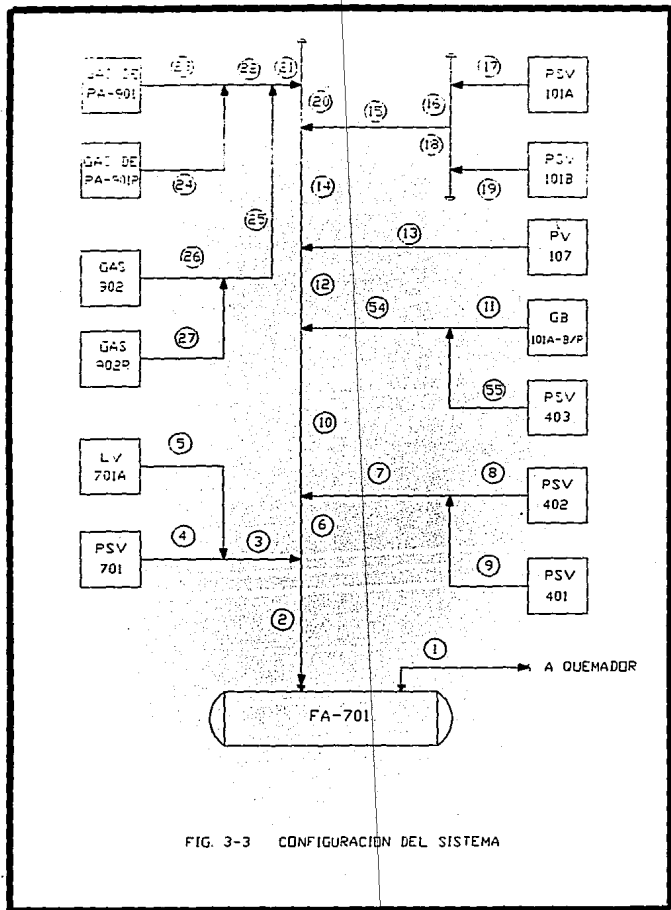


FIG. 3-3 CONFIGURACION DEL SISTEMA

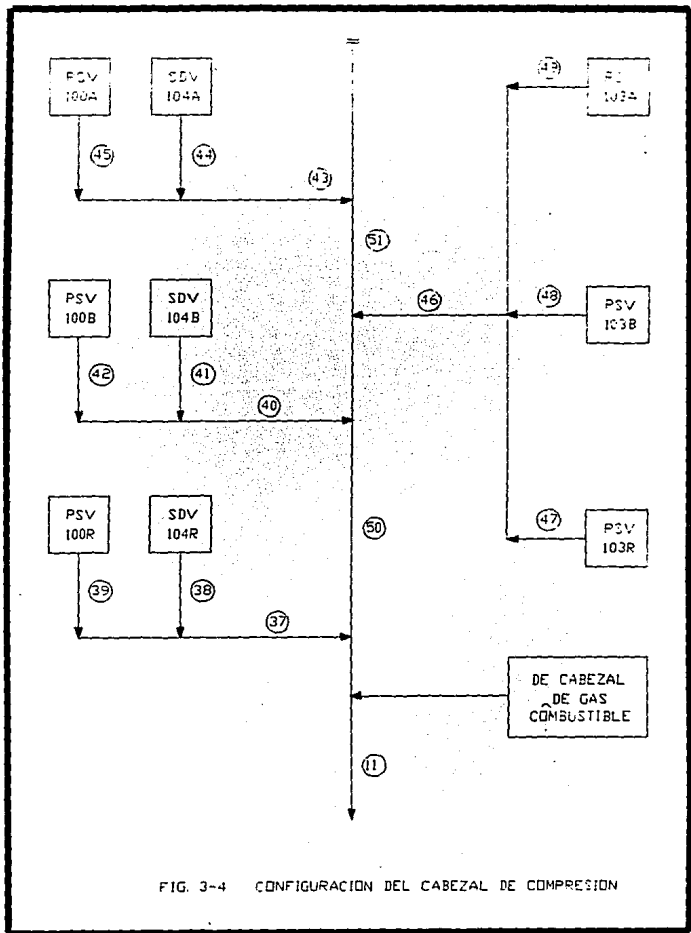


FIG. 3-4 CONFIGURACION DEL CABEZAL DE COMPRESION



- En la tabla 3-1 se indican las características de las válvulas de seguridad para la sección de separación y rectificación, así como la causa por la cual fueron evaluadas, mostrando además la masa a relevar resultante del sistema.
- En la tabla 3-2 se indican las características de las válvulas de seguridad y venteos necesarios para la sección de compresión de gas, así como la causa por la cual fueron evaluadas, mostrando además la masa a relevar resultante del sistema.
- En la tabla 3-3 se indican las características de las válvulas de seguridad para la sección de gas combustible, así como la causa por la cual fueron evaluadas mostrando, además, la masa a relevar resultante del sistema.
- En la figura 3-5 se muestra el sistema de desfogue final indicando los diámetros obtenidos para cada tramo de tubería considerado en la configuración.

**MEMORIA DE CALCULO DE LAS VALVULAS PSV-101 A/B.**

Del análisis del proceso se obtiene que la causa por la cual se dimensionará la válvula, es por descarga bloqueada, de acuerdo con el Capítulo II.

Del apéndice A, se tiene que la ecuación para dimensionar válvulas de seguridad que desfogarán gas es:

$$A = \frac{W}{C K_b P K} \left[ \frac{T Z}{M} \right]^{1/2}$$

VALVULAS DE SEGURIDAD			DATOS DE DIMENSIONAMIENTO DE LA VALVULA							CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA				
			CONDICIONES DEL FLUIDO DESPUES DE LA VALVULA			CONDICIONES DEL FLUIDO ANTES DE LA VALVULA				LB/HR				
CLAVE	PROTECTOR(E) EQUIPO(S)	TAMANO DE LA VALVULA	TEMPERATURA (F)	FASE	PRESION (PSIG)	PRESION DE RELEVO (PSIG)	TEMPERATURA DE RELEVO (F)	PESO MOLECULAR	DESCARGA MAXIMA (LB/HR)	FUEGO	DESCARGA BLOQUEADA	EXPANSION TERMICA	VENTO	
<b>SISTEMA DE SEPARACION Y RECTIFICACION</b>														
PSV-101A	FA-102	6" R 10	88	L/V	6	154	256	29.07	188 294		188 294			
PSV-101B	FA-102	6" R 10"	88	L/V	6	154	256	29.07	188 294		188 294			
PV-107	10" P 110	12"	167	L/V	40	55	167	29.07	188 294				188 294	
PV-107A	10" P 110	12"	167	L/V	40	55	167	29.07	188 294				188 294	
									TABLA 3-1 RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE VALVULAS					

VALVULAS DE SEGURIDAD			DATOS DE DIMENSIONAMIENTO DE LA VALVULA							CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA LB/HR			
			CONDICIONES DEL FLUIDO DESPUES DE LA VALVULA			CONDICIONES DEL FLUIDO ANTES DE LA VALVULA				FUEGO	DESCARGA BLOQUEADA	EXPANSION TERMICA	VENTEO
CLAVE	PROTECIDO(S) EQUIPO(S)	TAMAO DE LA VALVULA	TEMPERATURA (°F)	FASE	PRESION (PSIG)	PRESION DE RELEVO (PSIG)	TEMPERATURA DE RELEVO (°F)	PEBO MOLECULAR	DESCARGA MAXIMA (LB/HR)				

### SECCION DE COMPRESION DE GAS

PSV-100A	FA-100A	6" Q 8"	80	L/V	5	225	205	29.07	182 446	182 446		
PSV-100B	FA-100B	6" Q 8"	80	L/V	5	225	205	29.07	182 446	182 446		
PSV-100R	FA-100R	6" Q 8"	80	L/V	5	225	205	29.07	182 446	182 446		
PSV-103A	FA-103A	1" D 2"	130	L/V	5	225	573	29.07	577	577		
PSV-103B	FA-103B	1" D 2"	130	L/V	5	225	573	29.07	577	577		
PSV-103R	FA-103R	1" D 2"	130	L/V	5	225	573	29.07	577	577		
SDV-104B	VENTEO	3"	167	G	100	100	167	29.07	5512			5512
SDV-104B	VENTEO	3"	167	G	100	100	167	29.07	5512			5512
SDV-104R	VENTEO	3"	167	G	100	100	167	29.07	5512			5512

TABLA 3-2  
RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE VALVULAS

VALVULAS DE SEGURIDAD			DATOS DE DIMENSIONAMIENTO DE LA VALVULA								CAUSAS Y CANTIDAD RELEVADA LB/HR			
			CONDICIONES DEL FLUIDO DESPUES DE LA VALVULA				CONDICIONES DEL FLUIDO ANTES DE LA VALVULA							
CLAVE	PROTEGIDO(S) EQUIPO(S)	TAMAFIO DE LA VALVULA	TEMPERATURA (F)	FASE	PREION (PSIG)	PREION DE RELIEVO (PSIG)	TEMPERATURA DE RELIEVO (F)	PEIO MOLECULAR	DESCARGA MAXIMA (LB/HR)	FUEGO	DESCARGA BLOQUEADA	EXPANSION TERMICA	VENTEO	
<b>SECCION DE GAS COMBUSTIBLE</b>														
PSV-401	FA-401	1.5" F 2"	15.7	G	5	950	93	16.46	14000		14000			
PSV-402	FA-402	1.5" G 2.5"	19.2	G	9	483	80	16.46	14000		14000			
PSV-701	FA-702	1" D 2"	20	G	15	182	175	16.46	1363		1363			
PV-701A	FA-702	1.5"	133	G	15	150	125	16.46	1863				1863	
PV-403	30"QC 120	1.5" G 2.5"	181	G	30	275.7	181	16.46	7500			7500		
									<b>TABLA 3-3</b> <b>RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE VALVULAS</b>					



Donde:  $W = 378587 \text{ lb/hr}$   
 $P = 168.7 \text{ lb/in}^2$   
 $T = 628^\circ\text{R}$   
 $M = 29.07$   
 $K = 0.975$   
 $C = 339$   
 $K_b = 0.998$   
 $Z = 0.96$

Sustituyendo los valores se obtiene que el área efectiva de descarga es de  $30.981 \text{ in}^2$ .

Debido a que no existe una válvula con esta área efectiva de descarga se propone utilizar dos válvulas en paralelo; utilizando para este cálculo la mitad del flujo total para cada válvula.

Sustituyendo los datos anteriores con la mitad del flujo se obtiene una área efectiva de descarga de  $15.49 \text{ in}^2$ . para cada válvula

De la tabla del API - 526  
Área seleccionada =  $16 \text{ in}^2$   
Orificio R.  
Entrada = 6 in  
Salida = 10 in

#### **MEMORIA DE CALCULO DEL CABEZAL DE DESFOGUE.**

Como se presenta en el anexo C, el dimensionamiento se hace por tramos, el cálculo comienza en la base del quemador donde se considera que la presión es de  $5 \text{ lb/in}^2$ .

Solo se presenta el procedimiento para la parte del sistema que se muestra en la figura 3-3.

Los datos para estas válvulas se obtuvieron de cálculos

previos:

VALVULA	FLUJO	TEMP DE DESCARGA (°F)	PRESION DE RELEVO (psia)	DIAMETRO ORIFICIO (in)	CONTRAPRESION (psia)
PSV-701	1353	175	192	0.4	96
LV-701A	1883	125	150	1.5	75

Para el tramo número 3.

1. Cálculo de  $\alpha$  suponiendo un diámetro de 2"

$$\alpha = \frac{f L_r \rho_2 V_2^2 P_2}{g D} + P_2^2$$

Donde:  $f = 1.788 \times 10^{-2}$

$L_r = 1037 \text{ ft}$

$\rho_2 = 0.25 \text{ lb/ft}^3$

$P_2 = 5 \text{ lb/in}^2$

sustituyendo se obtiene que  $\alpha = 1674902$

2. Obtener  $\beta$  como:

$$\beta = \frac{2 V_2^2 \rho_2 P_2}{g}$$

Donde:  $\beta = 34009$

3. Calcular la presión inicial como:

$$P_1 = \sqrt{\alpha}$$

Donde:  $P_1 = 1294.18$

4. Obtener con  $P_1$  el valor de  $V_1$ .

$$V_1 = V_2 / \exp\left(\frac{P_1 - \alpha}{\beta}\right)$$

Donde:  $V_1 = 28.996$  ft/seg

5. Corregir el valor de  $P_1$  como:

$$P_{1c} = \sqrt{\alpha + \beta \ln(V_1/V_2)}$$

Donde:  $P_{1c} = 1307$  lb/ft<sup>2</sup>

6. Si  $P_1 = P_{1c}$  entonces el diámetro supuesto en el punto 1. es el correcto.

Donde:  $P_1 = 8.9$  lb/in<sup>2</sup>

$P_{1c} = 9.0$  lb/in<sup>2</sup>

De donde se concluye que el diámetro supuesto es el correcto, debido a que la presión generada es menor que la contrapresión máxima de 96 lb/in<sup>2</sup>.

En la siguiente tabla se presentan los resultados para los tramos indicados en las figuras 3-3 y 3-5.

TRAMO	FLUJO (lb/hr)	CONTRAPRESION *DISPONIBLE (psig)	DIAMETRO (in)	CONTRAPRESION CALCULADA (psig)
2	378588	40	20	
3	1883	44.15	2	
4	1353	96	2	24.21
5	1858	75	2	48.90



**MEMORIA DE CALCULO DEL RECIPIENTE DE DESFOGUE FA-701.**

Para el dimensionamiento del recipiente FA-701 se considera un tiempo de residencia de 15 minutos, el procedimiento para calcular el recipiente es el que se indica en el apendice D.

DATOS	LIQUIDO	GAS
Gasto (lb/hr)	18 796.81	344 751.68
Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	46.69	0.1499
Viscosidad (cp)	16.392	0.0111
Peso Molecular	294.907	29.07

1. Calculo del volumen del líquido por almacenar considerando un tiempo de residencia de 15 minutos, es:

$$V = 18\,796.81 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \left[ \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \right] 15 \text{ min} \left[ \frac{1 \text{ ft}^3}{46.69 \text{ lb}} \right]$$

$$V = 100.65 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

Considerando un tanque horizontal tenemos:

2. Calcular C:

$$C(\text{Re})^2 = \frac{0.13 \times 10^8 \rho_v D_p^3 (\rho_L - \rho_v)}{(\mu)^2}$$

Donde:

$$\rho_v = 0.1499 \text{ lb/ft}^3$$

$$D_p = 0.0017 \text{ ft.}$$

$$\rho_L = 46.69 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 16.392 \text{ cp.}$$

Sustituyendo se tiene que  $C(\text{Re})^2$  es 3616.37  
de donde se obtiene el valor de C como:

$$C = 78.243 * (\log C(\text{Re})^2)^{-2.921}$$

Donde  $C = 1.919$

3. Calcular la velocidad de descenso de las partículas líquidas

$$V_d = \left[ \frac{4 g D_p (\rho_L - \rho_v)}{3 \rho_v C} \right]^{0.5}$$

Donde:  $V_d = 3.43 \text{ ft/s}^2$ .

4. Calcular el flujo volumétrico del gas:

$$Q = \frac{W}{3600 \rho}$$

Donde:  $Q = 638.855 \text{ ft}^3/\text{seg}$ .

- Suponiendo  $L = 24 \text{ ft}$  y  $D = 10 \text{ ft}$ .

- Encontrar el área efectiva para el paso del vapor:

$$A_r = \pi D^2/4$$

$$A_v = 0.9 A_r .$$

Donde:  $A_r = 78.54 \text{ ft}^2$

$$A_v = 39.27 \text{ ft}^2$$

- Calcular el área ocupada por líquido para un nivel "h"  
dado:

Suponiendo un valor de  $h = 3$  ft.

$$A_h = \frac{R^2}{2} - \left( \frac{\pi}{180} (2 \cos^{-1} \frac{R-h}{R}) - (\sin(2 \cos^{-1} \frac{R-h}{R})) \right)$$

Donde:  $R$  = Radio del recipiente.

$$A_h = 19.81 \text{ ft}^2$$

- Evaluar la velocidad del gas  $V_g$ .

$$V_g = Q/A_v$$

Donde:  $V_g = 16.268$  ft/s.

- Calcular el tiempo de descenso de las partículas líquidas.

$$\theta_1 = \frac{D - 0.5 D}{V_d}$$

Donde:  $\theta_1 = 1.455$

- Calcular la longitud mínima entre boquillas para el tanque:

$$L = \theta_1 V_g$$

Donde:  $L = 23.67$  ft.

$$L (\text{supuesta}) = 24 \text{ ft} \approx L(\text{calculada}) = 23.67 \text{ ft.}$$

- Evaluar  $L/D$ .

Donde:  $L/D = 2.367$ .

Si cumple con  $2 < L/D < 3$ .

- Revisar el volumen disponible.

$$\text{Vol Disp.} = \frac{\pi D^2}{8} L - h L$$

Donde: Vol Disp. = 460.62 ft.

Se deduce que el volumen disponible es suficiente para almacenar más líquido en caso de que se exceda dicha cantidad.

- La longitud del tanque entre líneas de tangencia:

$$L_T = L + (d_b + 51 \text{ mm})_{\text{entrada}} + (d_b + 51 \text{ mm})_{\text{salida}}$$

De acuerdo con los criterios de instrumentación, se suponen boquillas con un diámetro de 1.5 plg = 0.125 ft.

Donde:  $L_T = 25$  ft.

Finalmente se tiene que las dimensiones finales del recipiente son:

$$\text{Diámetro} = 10 \text{ ft} = 3048 \text{ mm}$$

$$\text{Longitud}_{T-T} = 2.5 \text{ ft} = 7620 \text{ mm.}$$

#### MEMORIA DE CALCULO DEL QUEMADOR ELEVADO.

El dimensionamiento del quemador elevado se basa sobre la consideración de seguridad por calor de radiación en la plataforma.

A continuación se describe el procedimiento para el dimensionamiento del quemador elevado.

1. Obtener la velocidad sónica del gas de salida.

$$U_s = 39.3 \left[ \frac{K G T}{M} \right]^{1/2}$$

Donde:  $K = 1.23$   
 $G =$  Gravedad específica  
 $T = 628 \text{ }^\circ\text{R}$   
 $M = 29.07$

Sustituyendo,  $U_s = 1149.556 \text{ ft/seg}$

2. Cálculo del diámetro de la chimena.

$$D = \frac{W}{3600 \rho V}$$

Donde:  $W = 378587 \text{ lb/hr}$   
 $\rho = .25 \text{ lb/ft}^3$   
 $V = 0.2 U_s$   
 $D = 2 \text{ ft}$

3. Longitud de la flama

$$L = 118 D$$

Donde:  $L = 236 \text{ ft}$

4. Cálculo del calor total relevado.

$$Q = W \sum_i n_i h_{c_i} \frac{379}{M}$$

Donde:  $n_i h_{ci} = 1025$

$n =$  Fracción mol del gas  $i$  en la mezcla

$Q = 5.059 \times 10^9$  BTU/hr

5. Fracción de calor radiante.

$$f = 0.20 \left\{ \frac{n_i h_{ci}}{900} \right\}^{1/2}$$

Donde:  $f = 0.2134$

6. Cálculo de la distancia radial de seguridad

$$X^2 = \frac{f Q}{4 \pi q}$$

Donde:  $q = 440$  BTU/hr ft<sup>2</sup>

$X^2 = 195286$

7. Cálculo de la altura de la chimenea.

El procedimiento para el cálculo de la altura de la chimenea es iterativo, como se muestra a continuación.

a) Suponer un tiempo de escape  $T_{es}$  y obtener de la figura E-3 del Apéndice E el valor de  $q$ .

ejem. para  $t_{es} = 10$ ,  $q = 2490$

b) con el valor de  $q$  obtener  $X^2$  y calcular la altura como:

$$H = \frac{(L^2 + 4X^2)^{1/2} - L}{2}$$

para el valor del punto a):

$$X^2 = 85.911 \times 10^6 / q$$

$$H = 102 \text{ ft}$$

c) Checar si la tes es correcta:

$$tec = \frac{X^2 - H ( H + L )^{1/2}}{20}$$

Donde:  $tec = 19.37 \text{ seg}$

Volver al punto a) y repetir el procedimiento hasta que  $tec = tes$ .

En la siguiente tabla se presenta un resumen de algunas iteraciones.

tes (seg)	q (BTU/hr ft <sup>2</sup> )	H (ft)	tec (seg)
0	3300	81	19
10	2490	102	19.37
17	1800	130	18.5
18	1750	133	18.4
18.5	1720	135	18.3

Por lo tanto la altura del quemador es de 135 ft.

**C A P I T U L O    I V**

**CONCLUSIONES**



Un sistema de desfogue cerrado está integrado por dispositivos de relevo de presión, tuberías, tanque separador líquido-vapor y un quemador cuya función es proporcionar seguridad al personal y a la planta de proceso.

Para diseñar y/o revisar un sistema de desfogue cerrado el ingeniero debe considerar los siguientes factores principales:

- El código que gobierna el diseño termodinámico y mecánico.
- La capacidad máxima de relevo de gas para el dimensionamiento del sistema (Dispositivos, Cabezales, Tanque de Desfogue y Quemador), la cual se determina en base al análisis de fallas operacionales de cada proceso específico.
- Las ecuaciones apropiadas para calcular las partes integrantes del sistema.
- Presión de diseño menor del equipo en operación, el cual está asociado a las válvulas de relevo.

En algunos códigos se han incluido los procedimientos para enfrentarse a los cambios bruscos de presión, y estos códigos presentan prácticas de ingeniería. El del American Petroleum Institute API RP 520, Parte I, es adecuado para determinar las cargas que se deben relevar.

Los dispositivos se dividen en dos grupos generales:

- 1) Válvulas
- 2) Discos de ruptura.

Las válvulas están bajo carga de resorte, salvo que operen con la presión de relevo.

Además, las válvulas se subdividen en:

- a) Válvulas de seguridad
- b) Válvulas de seguridad-relevo

c) Válvulas de relevo.

Con frecuencia una válvula debe proteger equipo sometido a sobrepresión por una serie de causas sin relación entre sí; el tamaño de la válvula se debe determinar para cada una de esas condiciones y su tamaño debe ser bastante para manejar la máxima capacidad.

La tubería de entrada a las válvulas de relevo, válvulas de seguridad y válvulas de seguridad-relevo, deben tener una superficie cuando menos igual a la de la conexión de entrada de la válvula, del mismo modo la tubería de salida de la válvula debe ser cuando menos igual al tamaño de la conexión de salida.

El sistema de tubería y ramales de desfogue se debe diseñar de modo que la contrapresión no suba hasta el punto en que disminuya la capacidad de la válvula para proteger el recipiente. Además, no se debe permitir que la contrapresión suba hasta el punto en que podría impedir la apertura de las válvulas de baja presión que descargan al mismo cabezal, la cual se establece de acuerdo con la presión mínima de diseño del un recipiente en el sistema, en el tipo de válvulas que se utilizarán o en los códigos aplicables.

El tamaño de los tanques separadores de desfogue se suele determinar por el método de prueba y error. Para determinar el tamaño del tanque separador requerido para separar los líquidos arrastrados, se debe tener en cuenta el tiempo de permanencia del gas o vapor en el recipiente, pues las partículas de líquido se separan cuando ese tiempo es igual o mayor al requerido para recorrer la distancia vertical disponible a la velocidad de desprendimiento de las partículas de líquido, Además, la velocidad del gas debe ser lo bastante baja como para permitir que se desprendan las partículas de líquido. El

tiempo de permanencia, debe ser tal que no se permita que llegen porciones grandes de líquido al quemador, dado que este podría lanzar gotitas encendidas.

El quemador elevado se debe diseñar de modo que ofrezca seguridad por radiación a la planta y al personal en general, esto determina la altura de la chimenea sobre la cual se encuentra la boquilla de quemado y un sistema de ignición.

En el capítulo III se presenta un ejemplo de aplicación en el cual se ilustra la forma en la que se dimensiona un sistema de desfoque cerrado.

## BIBLIOGRAFIA.

- ASME, Sección VIII, División I.
- API RP-520, "Recommended Practice for the Design and Installation of the Pressure-Relieving System in Refineries, Part I y II".
- API RP-526, "Flanged Steel Safety Relief Valves".
- API RP-521, "Guide for Pressure Relief and Depressuring Systems".
- Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping. ASME/ANSI B31.3". The American Society of Mechanical Engineers. 1989.
- González Martínez, S. "Sistemas de Tuberías con Flujo Compresible" Tesis Profesional, ENEP Zaragoza, UNAM, 1991.
- Gyory, I. "Calculator Program for Compressible Flow in Pipes" Chem. Eng., August 24, 1981.
- Kandell, P. "Program size Pipe and Flare Manifolds for Compressible Flow" Chem. Eng., June 29, 1981.
- Lapple, D.E "Isothermal and Adiabatic Flow of Compressible Fluids" Trans. Aiche. Vol 39, 1943.
- Brzustowski, T.A " A Model for Predicting the Shapes and Lengths of Turbulent Diffusion Flames over and Elevated Industrial Flare", Canadian Chem. Eng. Conference, 1972.
- Oenbring, P.R "Flare Design... are Current Methods too Conservative?", Hydrocarbon Processing, May, 1980.

- Abakians, "Nomograph Gives Optimum Vessel size" Hydrocarbon Processing, 1971.
- Arthur Gerunda, " How to size Liquid-Vapor Separators" Chem. Eng., May, 1981
- Nicholas Steshko, "How to size Relief-Valves Discharge Headers-1", Hydrocarbon Processing., Feb., 1956.
- Nicholas Steshko, "How to size Relief-Valves Discharge Headers-2", Hydrocarbon Processing., March, 1956.
- Joseph Conison, "How size Vapor-Relieving System-3" Hydrocarbon Processing., March, 1954.
- J. F Straiz III. " Adecuado funcionamiento del quemador ahorra Energía" Petróleo Internacional, Julio, 1981
- Flaregas Corporation, "Manual de fabricante", 1989.
- EPN REYCO, "Válvulas de Seguridad", 1989.
- Ludwig, "Applied Process Desing for Chemical and Petrochemical Plants" Vol., 1.
- Joseph Conison, "How to Desing a Pressure Relief System" Chem. Eng. July 25, 1960.
- Missen R.W., "Pressure Drop in Vapor-Relief Systems". The Oil and Gas Journal, Nov. 20 1978.

**ANEXO "A"**  
**DEFINICIONES**

**APAGADO.** El apagado es el enfriamiento de un fluido por mezclado con otro fluido de una temperatura más baja.

**AREA DE DESCARGA EFECTIVA.** El área de descarga efectiva es una área de flujo calculada o nominal a través de una válvula de relevo de presión, diferenciándose del área de descarga real, por el uso de fórmulas de flujo reconocidas para determinar la capacidad de una válvula de relevo de presión.

**AREA DE DESCARGA REAL.** El área de descarga real es el área neta mínima medida, la cual determina el flujo a través de la válvula.

**CHIMENEA DE VENTEO.** Una chimenea de venteo es la terminación vertical elevada de un sistema de disposición la cual descarga vapores hacia la atmósfera sin combustión o conversión del fluido relevado.

**COEFICIENTE DE DESCARGA.** El coeficiente de descarga es la relación de la capacidad de relevo medida a la capacidad de relevo teórica.

**CONDICIONES DE RELEVO.** Las condiciones de relevo están asociadas a dispositivos de relevo de presión, temperatura y presión de entrada a una sobrepresión específica. La presión de relevo es igual a la presión de ajuste de la válvula (o presión de rompimiento de un disco de ruptura) más la sobrepresión. La temperatura de flujo del fluido a las condiciones de relevo puede ser más alta o más baja que la temperatura de operación.

**CONTRAPRESION.** La contrapresión es la presión estática existente a la salida de un dispositivo de relevo de presión debido a la presión en el sistema de descarga.

**CONTRAPRESION DESARROLLADA.** La contrapresión desarrollada es la presión existente a la salida del dispositivo de relevo de

presión causada por el flujo a través de un dispositivo particular hacia un sistema de descarga. Cuando más de un dispositivo descarga hacia un sistema común, la contrapresión actuará como contrapresión sobrepuesta sobre los otros dispositivos, este tipo de contrapresión es variable.

**CONTRAPRESION SOBREPUESTA.** La contrapresión sobrepuesta es la presión estática existente a la salida del dispositivo de relevo de presión una vez que el dispositivo es requerido para operar. Es la presión en el sistema de descarga resultado de otras fuentes. Este tipo de contrapresión puede ser constante o variable.

**DESCARGA ATMOSFERICA.** La descarga atmosférica es el escape de gases y vapores de dispositivos de relevo de presión y depresurización hacia la atmósfera.

**DISPOSITIVO DE DISCO DE RUPTURA.** Un dispositivo de disco de ruptura actúa por la presión estática de entrada y está diseñado para funcionar por el rompimiento de un disco de retención de presión. Usualmente está ensamblado entre bridas; el disco puede ser de metal, plástico o una pieza de metal y plástico. Está diseñado para resistir presiones arriba del nivel especificado, al cual falla y releva la presión del sistema que está protegiendo.

**ELEVACION.** La elevación es el recorrido real del disco lejos de su posición cerrada cuando la válvula está relevando.

**ESFUERZO DE CEDENCIA.** Es el esfuerzo que produce una elongación total específica bajo carga. La elongación generalmente se expresa como un porcentaje de la longitud calibrada. Estos valores están especificados para varios materiales.

**ESFUERZO DE CEDENCIA MINIMO ESPECIFICADO ("SMYS").** Es el esfuerzo de cedencia mínimo (psi) indicado por la



especificación bajo la cual la tubería se compró en la fábrica, se abrevia "SMYS".

**ESFUERZO DE TENSION.** Es el esfuerzo más grande (referido a la sección transversal original) que un material puede aguantar antes de fallar.

**PRESION ACUMULADA MAXIMA PERMISIBLE.** La presión acumulada máxima permisible es la suma de la presión de trabajo máxima permisible y la acumulación permisible.

**PRESION DE AJUSTE.** La presión de ajuste en libras por pulgada cuadrada manométrica, es la presión de entrada a la cual la válvula de relevo de presión está ajustada para abrir bajo condiciones de servicio. En una válvula de relevo de seguridad o seguridad en servicio de gas o vapor, la presión de ajuste es la presión de entrada a la cual la válvula se dispara bajo condiciones de servicio. En una válvula de relevo de seguridad o relevo en servicio de líquido, la presión de ajuste es la presión de entrada a la cual la válvula comienza a descargar bajo condiciones de servicio.

**PRESION DE DISEÑO.** La presión de diseño es la presión usada en el diseño de un recipiente para determinar el espesor mínimo permisible o características físicas de las partes diferentes de un recipiente.

**PRESION DE OPERACION.** La presión de operación es la presión en libras por pulgada cuadrada manométrica, a la cual el recipiente está usualmente en servicio. Un recipiente de proceso está normalmente diseñado para una presión de trabajo máxima permisible, en libras por pulgada cuadrada manométrica, la cual proporciona un margen conveniente arriba de la presión de operación a fin de impedir una operación indeseable del dispositivo de relevo.

**PRESION DE PRUEBA DIFERENCIAL EN FRIO.** La presión de prueba diferencial en frío, en libras por pulgada cuadrada manométrica es la presión a la cual la válvula se ajusta para abrir sobre el banco de prueba. Esta presión de prueba incluye las correcciones por condiciones de servicio, contrapresión, temperatura o ambas.

**PRESION DE ROMPIMIENTO ESPECIFICADA.** La presión de rompimiento especificada de un dispositivo de disco de ruptura es el valor de incremento en la presión estática de entrada a una temperatura específica, a la cual el disco de ruptura es diseñado para funcionar.

**PRESION DE RUPTURA.** La presión de ruptura es el valor de la presión estática de entrada a la cual un dispositivo de disco de ruptura funciona.

**PRESION DE TRABAJO MAXIMA PERMISIBLE (PTMP).** La presión de trabajo máxima permisible para un recipiente es la presión máxima permisible en el domo del recipiente en su posición de operación normal a la temperatura de operación especificada. Es la presión mayor a la cual la válvula de relevo de presión se fija para que empiece a abrir.

**PURGA.** La purga es la diferencia entre la presión de ajuste y la presión de reasentamiento de una válvula de relevo de presión, expresada como un porcentaje de la presión de ajuste o en libras por pulgada cuadrada.

**QUEMADOR.** Un quemador es un medio para disponer seguramente de gases de desecho por combustión. Con un quemador elevado ("flare") la combustión se lleva a cabo fuera de la corona del tubo o chimenea donde el piloto e ignitor están localizados. Un quemador de campo está similarmente equipado excepto que la combustión se lleva a cabo fuera o cerca del nivel de piso. Un quemador de fosa difiere de un "flare" en que está diseñado

normalmente para manejar líquidos y vapores.

**SERVICIO DEL FLUIDO.** Término general relacionado a la aplicación de un sistema de tubería, considerando la combinación de propiedades del fluido, condiciones de operación y otros factores los cuales establecen las bases para el diseño del sistema de tubería.

**SERVICIO DEL FLUIDO CATEGORIA D.** Un servicio del fluido en el cual todo lo siguiente aplica:

- El fluido manejado es inflamable, no tóxico y no daña el tejido humano.
- La presión manométrica de diseño no excede 150 psi.
- La temperatura de diseño está entre -20 °F (-29 °C) y 366 °F (186 °C).

**SERVICIO DEL FLUIDO CATEGORIA M.** Un servicio del fluido en el cual el potencial para exposición al personal es juzgado significativo y en el cual una exposición simple a una muy pequeña cantidad de un fluido tóxico, causada por una fuga, puede producir serios daños irreversibles a personas al respirarlo o contacto corporal, aún cuando son tomadas medidas restaurativas inmediatas.

**SISTEMA DE DEPRESURIZACION DE VAPOR.** Un sistema de depresurización de vapor es un arreglo protector de válvulas y tubería con el propósito de proveer una reducción rápida de presión en el equipo por liberación de vapores. La acción del sistema puede ser automática o manual.

**SISTEMA DE DISPOSICION ABIERTO.** Un sistema de disposición abierto descarga directamente de los dispositivos de relevo a la atmósfera contando con un extremo corto de tubo.

**SISTEMA DE DISPOSICION CERRADO.** Un sistema de disposición cerrado es capaz de contener presiones diferentes de la presión

atmosférica sin fuga.

**SISTEMA DE RELEVO DE PRESION.** Un sistema de relevo de presión es un arreglo de dispositivos de relevo de presión, tubería y medios de disposición destinados para el relevo seguro, conducción y disposición de fluidos en fase gaseosa, líquida o vapor. Un sistema de relevo puede consistir de solo una válvula de relevo de presión o disco de ruptura, uno u otro, con o sin tubo de descarga, sobre un recipiente sencillo o línea. Un sistema más complejo puede involucrar muchos dispositivos de relevo de presión, distribuidor hacia cabezales comunes para un equipo de disposición terminal.

**SOBREPRESION.** La sobrepresión es el incremento de presión sobre la presión de ajuste del dispositivo de relevo. Es lo mismo que el término acumulación cuando el dispositivo de relevo se ajusta a la presión de trabajo máxima permisible del recipiente. La sobrepresión puede ser mayor que la acumulación permisible si la válvula se ajusta más abajo de la presión de trabajo máxima permisible (PTMP) del recipiente.

Si válvulas de relevo múltiples son instaladas, algunas con presión de ajuste escalonada arriba de la PTMP del recipiente, la sobrepresión para las válvulas escalonadas será menor que la acumulación permisible.

**TAMAÑO DE ENTRADA.** El tamaño de entrada es el tamaño de tubo nominal de la entrada de un dispositivo de relevo de presión, a no ser que otro sea señalado.

**TAMAÑO DE SALIDA.** El tamaño de salida es el tamaño de tubo nominal del conducto de salida del dispositivo de relevo de presión, a no ser que otro sea señalado.

**TRAQUETEAR ("CHATTER").** Traquetear, vibrar, es el movimiento recíproco rápido anormal de las partes movibles de una válvula de relevo de presión, en la cual el disco se pone en contacto

con el asiento.

**VALVULA DE RELEVO.** Una válvula de relevo es un dispositivo de relevo de presión automático que actúa por la presión estática corriente arriba de la válvula, la cual abre en proporción al incremento de presión sobre la presión de abertura. Esta es usada principalmente para servicio de líquido.

**VALVULAS DE RELEVO DE PRESION.** Una válvula de relevo de presión es un término genérico aplicado a válvulas de relevo, válvulas de seguridad o válvulas de relevo de seguridad.

**VALVULAS DE RELEVO DE PRESION DE BONETE ABIERTO.** El resorte de una válvula de relevo de presión de bonete abierto está directamente expuesto a la atmósfera a través del bonete u horqueta. Dependiendo del diseño, el resorte puede estar protegido del contacto con gases o vapores descargados por la válvula y estará enfriada por aire ambiente a través de un pasaje libre y alrededores del resorte.

**VALVULA DE RELEVO DE PRESION DE BONETE CERRADO.** El resorte de una válvula de relevo de presión de bonete cerrada está totalmente cubierto por una envoltura de metal, la cual protege al resorte de desgaste y de agentes corrosivos del medio ambiente, y es un medio para colectar las fugas alrededor del vástago o disco guía. El bonete podrá o no estar sellado contra fugas de presión, la cual puede existir del bonete hacia los alrededores atmosféricos, dependiendo del tipo de capuchón o montaje de la palanca de levantamiento utilizada.

**VALVULA DE RELEVO DE PRESION OPERADA POR PILOTO.** Una válvula de relevo de presión operada por piloto es aquella en la cual el dispositivo de relevo principal está combinado y controlado por una válvula de relevo de presión auxiliar auto-operada. Este tipo de válvula no utiliza una fuente externa de energía.

**VALVULA PILOTO.** Una válvula piloto es una válvula auxiliar la cual acciona un dispositivo de relevo principal.

**VALVULA DE SEGURIDAD.** Una válvula de seguridad es un dispositivo de relevo de presión automático que actúa por la presión estática corriente arriba de la válvula y se caracteriza por la abertura total rápida o acción de disparo ("pop action"). Es usada para servicio de gas o vapor. En la industria del petróleo es usada normalmente para vapor o aire.

**VALVULA DE RELEVO DE SEGURIDAD.** Una válvula de relevo de seguridad, es un dispositivo de relevo de presión automático adecuado para usarse como una válvula de seguridad o una de relevo, una u otra dependiendo de la aplicación. En la industria del petróleo normalmente se usa en servicio de gas y vapor o para líquido.

**VALVULA DE RELEVO DE SEGURIDAD BALANCEADA.** Una válvula de relevo de seguridad incorpora medios para minimizar el efecto de la contrapresión sobre las características de funcionamiento, presión de abertura, presión de cierre, capacidad de relevo y elevación.

**VALVULA DE RELEVO DE SEGURIDAD CONVENCIONAL.** Una válvula de relevo de seguridad convencional es una válvula de relevo de presión de bonete cerrado, que tiene el bonete venteado en el lado de descarga de la válvula. Las características de funcionamiento, presión de abertura, presión de cierre, capacidad de relevo y elevación están afectadas directamente por cambios de contrapresión sobre la válvula.

**VALVULA DE RELEVO DE VACIO.** Una válvula de relevo de vacío es un dispositivo de relevo de presión diseñado para admitir fluido e impedir un vacío interno excesivo; está diseñada para recerrar e impedir el flujo del fluido adicional después de que las condiciones normales han sido restauradas a volumen constante respectivamente.

**A N E X O "B"**

**METODOLOGIA PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE DISPOSITIVOS DE  
SGURIDAD**

El cálculo del área de la válvula se realiza de acuerdo con el API RP-520 parte 1 apéndice D.

A continuación se presentan las ecuaciones que se utilizan para determinar el área del orificio de la válvula, la cual una vez obtenida se compara con las áreas estándares de orificios que se presentan a continuación. API RP-526

ORIFICIO	AREA	ORIFICIO	AREA
D	0.110	L	2.853
E	0.196	M	3.600
F	0.307	N	4.340
G	0.503	P	6.380
H	0.785	Q	11.050
J	1.287	R	16.000
K	1.838	T	26.000

**B.1 DIMENSIONAMIENTO DE VLVULAS DE SEGURIDAD Y DE RELEVO DE SEGURIDAD QUE DESFOGARAN GAS O VAPOR.**

$$A = \frac{W}{C K P_1 K_b} \left[ \frac{T Z}{M} \right]^{1/2}$$

donde: A = área efectiva de descarga de la válvula, in<sup>2</sup>  
W = flujo através de la válvula, lb/hr  
T = temperatura absoluta del vapor a la entrada, °R



Z = factor de compresibilidad a las condiciones de entrada

C = coeficiente C

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

n = coeficiente de expansión isoentropico, fig.B-1

K = coeficiente de descarga

P<sub>1</sub> = presión corriente arriba, lb/in<sup>2</sup>

$$P_1 = P(1 + \text{sobrepresión}) + P_{atm}$$

P = presión de ajuste, lb/in<sup>2</sup>

P<sub>atm</sub> = presión atmosférica, lb/in<sup>2</sup>

K<sub>b</sub> = factor de corrección de capacidad por efecto de la contrapresión (ver el punto B.6)

M = peso molecular del gas o vapor

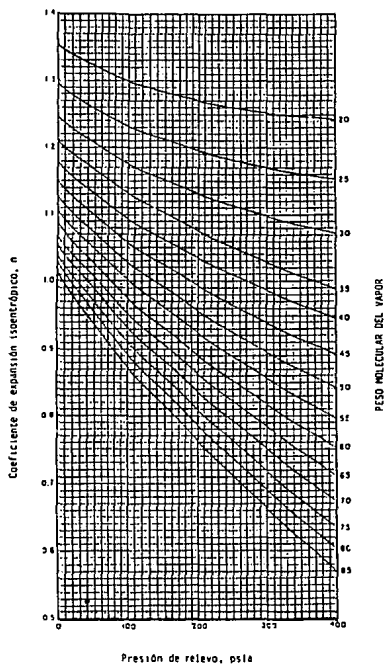
## B.2 DIMENSIONAMIENTO DE VALVULAS DE SEGURIDAD Y DE RELEVO DE SEGURIDAD QUE DESFOGARAN GASES CONTENIDOS EN RECIPIENTES EXPUESTOS A FUEGO.

$$A = \frac{F' A_s}{P_1^{1/2}}$$

donde: F' = factor de operación (ver el punto B.6)

A<sub>s</sub> = área de la superficie del recipiente expuesto, ft<sup>2</sup>

P<sub>1</sub> = presión corriente arriba lb/in<sup>2</sup> (anteriormente descrita)



COEFICIENTE DE EXPANSION ISOENTROPICO

**B.3 DIMENSIONAMIENTO DE VALVULAS DE RELEVO DE SEGURIDAD QUE DESFOGARAN LIQUIDOS.**

$$A = \frac{Q G^{1/2}}{27.2 K_p K_w K_v (P-P_b)^{1/2}}$$

- donde: Q = gasto a relevar gpm  
G = densidad relativa del líquido a la temperatura de relevo  
K<sub>p</sub> = factor de corrección de capacidad debido a la sobrepresión, (ver el punto B.6)  
K<sub>w</sub> = factor de corrección de capacidad debido a la contrapresión, (ver el punto B.6)  
K<sub>v</sub> = factor de corrección de capacidad debido a la viscosidad del líquido, (ver el punto B.6)

**B.4 DIMENSIONAMIENTO DE PARA VALVULAS DE SEGURIDAD Y DE RELEVO DE SEGURIDAD PARA DESFOGAR VAPOR DE AGUA.**

$$A = \frac{W}{50 P_i K_{SH}}$$

- donde: K<sub>SH</sub> = factor de corrección de capacidad debido al sobrecalentamiento del vapor, (ver figura B-2)  
W = flujo através de la válvula lb/hr  
P<sub>i</sub> = presión corriente arriba lb/in<sup>2</sup> abs

Factor de corrección. Ksh

P de ajuste (psig)	T de saturación (°F)	TEMPERATURA TOTAL, °F											
		0.17	0.26	0.41	0.64	0.93	1.32	0.41	0.60	0.79	0.70	0.77	0.76
10	213	618	615	610	605	599	593	587	581	575	569	563	557
20	212	613	610	605	600	594	588	582	576	570	564	558	552
30	211	610	605	600	595	589	583	577	571	565	559	553	547
40	210	607	600	595	590	584	578	572	566	560	554	548	542
50	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
100	208	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
150	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
200	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
250	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
300	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
350	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
400	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
450	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
500	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
600	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
700	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
800	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
900	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
1,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
1,200	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
1,400	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
1,600	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
1,800	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
2,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
2,500	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
3,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
3,500	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
4,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
4,500	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
5,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
6,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
7,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
8,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
9,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540
10,000	209	605	598	593	588	582	576	570	564	558	552	546	540

FACTOR Ksh

## B.5 DISCOS DE RUPTURA.

### B.5.1 DIMENSIONAMIENTO DE DISCOS DE RUPTURA PARA EL RELEVO DE LIQUIDOS.

$$A_V = \frac{0.0438 * Q}{K} \left[ \frac{S}{\Delta P} \right]$$

Donde:  $A_V$  = Area requerida para el relevo  
 $K$  = Factor de corrección a la capacidad debido a la viscosidad  
 $\Delta P$  = Caída de presión através del disco a  $Q$ ,  
psig

$\Delta P$  = Pestallido + 10% de acumulación - contrapresión

$Q$  = Capacidad de relevo requerida, gpm  
 $S$  = Densidad relativa a la temperatura de relevo.

### B.5.2 DIMENSIONAMIENTO DE DISCOS DE RUPTURA PARA EL RELEVO DE GASES O VAPORES.

$$A = \frac{W}{C K P_1} \left[ \frac{T Z}{M} \right]^{1/2}$$

**B.6 DETERMINACION DE LOS FACTORES DE CORRECCION PARA VALVULAS DE SEGURIDAD Y DE RELEVO DE SEGURIDAD.**

**K = COEFICIENTE DE DESCARGA**

El valor típico de válvulas de tipo tobera es  $K = 0.975$

**$K_b$  = FACTOR DE CORRECCION DE CAPACIDAD POR EFECTO DE LA CONTRAPRESION**

*Obtención de  $k_b$  para contrapresión constante o variable en válvulas balanceadas.*

Utilizando el 10% de sobrepresión, se tiene que:

para  $0 < PCP < 30$  ...  $K_b = 1.00$   
 para  $30 \leq PCP < 50$  ...

$$K_b = 1.602926 - 2.065504 \times 10^{-2} * PCP + 4.776614 \times 10^{-5} * PCP^2$$

donde:  $PCP = \% \text{ de contrapresión man}$

$$\% \text{ DE CONTRAPRESION MAN} = \frac{\text{CONTRAPRESION, PSIG}}{\text{PRESION DE AJUSTE, PSIG}} * 100$$

Utilizando el 20% de sobrepresión, se tiene:

para  $0 < PCP < 30$  ...  $K_b = 1.00$   
 para  $30 < PCP < 50$  ...

$$K_b = 1.023559 + 1.732506 \times 10^{-3} * PCP - 7.641048 \times 10^{-5} * PCP^2$$

Obtención de  $K_b$  para contrapresión constante en válvulas convencionales.

para.  $0 < CP < 60$  ...  $K_b = 1.00$

para  $60 < CP < 100$  ...

$$K_b = 16.68173 - 0.631146 * CP + 8.495941 * 10^{-3} * CP^2 - 3.85066 * 10^{-5} * CP^3$$

donde:  $CP = \% \text{ DE CONTRAPRESION ABSOLUTA}$

$$\% \text{ CONTRAPRESION ABS} = \frac{\text{CONTRAPRESION, PSIA}}{\text{PRESION DE AJUSTE} + \text{SOBREPRESION, PSIA}} * 100$$

FACTOR  $F'$ .

Para recipientes no aislados en servicio de gas expuestos a fuego externo.

Para  $K = 1.00$

$$F' = 5.426091 * 10^{-2} - 1.554674 * 10^{-4} * T + 3.030567 * 10^{-7} * T^2 - 4.121231 * 10^{-10} * T^3 + 2.327455 * 10^{-13} * T^4.$$

Para  $1.0 < K \leq 1.4$

$$F' = 4.700667 * 10^{-2} - 1.146693 * T + 1.363046 * 10^{-7} * T^2 - 7.870065 * 10^{-11} * T^3.$$

Donde:  $T = \text{Temperatura del gas a } P_1 \text{ en } ^\circ\text{F}.$

Para valores de:  $0 < T < 700^\circ\text{F}$

**FACTOR  $K_p$ .**

Factor de corrección de capacidad por sobrepresión para válvulas de desfogue de líquidos.

$$K_p = 5.056318 \times 10^{-3} + 8.061912 \times 10^{-2} * P - 2.125096 \times 10^{-3} * P^2 + 1.898865 \times 10^{-5} * P^3.$$

Donde: P = % de sobrepresión.

**FACTOR  $K_w$ .**

Factor e corrección por contrapresión constante o variable para válvulas de relevo balanceadas, 25% de sobrepresión.

$$K_w = .9998678 - 4.755121 \times 10^{-3} * PCM + 1.104996 \times 10^{-3} * PCM^2 - 7.625222 \times 10^{-5} * PCM^3 + 1.724589 \times 10^{-6} * PCM^4 - 1.312982 \times 10^{-8} * PCM^5.$$

Donde: PCM = % de contrapresión manométrica

$$PCM = \frac{\text{CONTRAPRESION, PSIG}}{\text{PRESION DE AJUSTE, PSIG}} * 100.$$

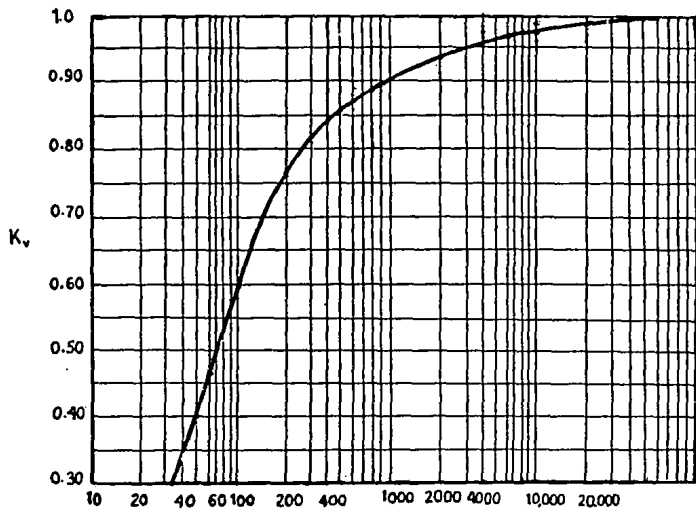
**FACTOR  $K_v$ .**

Factor de corrección de capacidad por efecto de la viscosidad.

$K_v$  = Figura B-3.



FACTOR  $K_v$



*NUMERO DE REYNOLDS*

**A N E X O "C"**

**METODOLOGIA PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE CABEZALES DE DESFOGUE**

El dimensionamiento se hace por tramos, Generalmente el punto de partida es la punta del quemador ya que ahí se conoce la presión (atmosférica) y los cálculos van hacia atrás ó corriente arriba. También es posible comenzar en la base del quemador y considerar que ahí la presión es de 3 ó 5 lb/in<sup>2</sup>.

- a) En el punto de partida que se considere conveniente se tendrán las condiciones finales del dimensionamiento.
- b) En el punto corriente arriba en que empieza el primer tramo considerado se tendrán las condiciones iniciales del dimensionamiento.
- c) Para el siguiente tramo corriente arriba se tendrán las condiciones finales, las cuales fueron condiciones iniciales para el tramo inmediato anterior. Esto es: El valor P<sub>1</sub> del primer tramo, será ahora el valor P<sub>2</sub> del siguiente tramo y así sucesivamente.
- d) Para cada tramo se supone un diámetro y se calcula la presión inicial ó contrapresión.
- e) El valor calculado en (d) se compara con un valor de referencia ó permisible.
- f) Si la presión inicial ó contrapresión calculada es mayor que el valor de presión inicial de referencia ó permisible, deberá aumentarse el diámetro para ese tramo.
- g) La temperatura para el dimensionamiento del cabezal, será la que resulte de la mezcla de las distintas descargas simultáneas.

$$T_m = \frac{\sum T_i W_i}{\sum W_i}$$

El dimensionamiento se hace suponiendo que la temperatura no cambia a lo largo del cabezal.

- h) El peso molecular será el que se tenga al mezclar distintas descargas simultaneas.

$$P_a = \frac{W_{TOTAL}}{\left[ \frac{W_1}{T_1} \right]}$$

En el presente trabajo solo se presenta la ecuación de Conison, así como la forma de trabajarla con el fin de no confundir al ingeniero diseñador con otros métodos.

### C.1 METODO DE CONISON.

Este método se aplica para cualquier tubería en la cual el diametro y el gasto permanecen constantes a lo largo del tubo y en donde los cambios en calor específico, viscosidad y temperatura no son significativos.

La ecuación utilizada es:

$$P_1 = \left[ \left( \frac{f L_r \rho_2 V_2^2}{2 g d} \right) (2P_2) + P_2^2 + \frac{2 V_2^2 \rho_2 P_2}{g} \ln \frac{V_2}{V_1} \right]$$

- Donde:  $f$  = Factor de fricción  
 $L_r$  = Longitud total de tubo recto y accesorios, ft  
 $\rho$  = Densidad, lb/ft<sup>3</sup>  
 $V$  = Velocidad de flujo, ft/seg

d = Diámetro, ft

V = presión, lb/ft<sup>2</sup>

g = Aceleración de la gravedad, 32.2 ft/seg<sup>2</sup>

Subíndices:

1 condiciones iniciales o de entrada al cabezal.

2 condiciones finales o de salida del cabezal.

La forma de trabajar la ecuación es la siguiente:

Paso 1. Hacer  $\alpha = \frac{f L r \rho V^2 P}{g d^2} + P_2^2$

Paso 2. Hacer  $\beta = \frac{2 V^2 \rho P}{g}$

Paso 3. Calcular un valor inicial de  $P_1$ , suponiendo un diámetro

$$P_1 = \sqrt{\alpha}$$

Paso 4. Con el valor calculado de  $P_1$ , se evalúa  $V_1$ .

$$V_1 = V_2 / e^{\left( \frac{P_1 - \alpha}{\beta} \right)}$$

Paso 5. Se corrige el valor de  $P_1$  calculado inicialmente

$$P_{1c} = \sqrt{\alpha + \beta \ln \frac{V_2}{V_1}}$$

Paso 6. Si  $P_{1c}$  es distinto a  $P_1$  se hace:

$$P_1 = P_{1c}$$

y se repite hasta convergencia.

Habiendo calculado  $P_1$ , se compara este valor con el valor de la contrapresión permisible de la válvula con la menor presión de relevo.

El diámetro correcto, será aquel en que la presión inicial calculada sea igual ó menor que la contrapresión permisible.

**A N E X O "D"**

**METODOLOGIA PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE DESFOGUE**

#### D.1 CRITERIOS DE DISEÑO.

Las siguientes recomendaciones se aplican al diseño de tanques de desfogue horizontales y verticales.

Los procedimientos de cálculo para encontrar el diámetro y longitud adecuadas para un tanque de desfogue, deben considerar la velocidad de descenso de las partículas líquidas y el tiempo de residencia del gas en el tanque.

##### **TIEMPOS DE RESIDENCIA:**

Es el tiempo mínimo requerido para proporcionar una flexibilidad razonable a la operación del sistema. Este tiempo es función de la experiencia del personal que opera la unidad y de la instrumentación de la misma. Los siguientes factores se dan en función de estos términos, así los tiempos de residencia recomendados se verán incrementados, al multiplicarlos por dichos factores.

PERSONAL	FACTOR	INSTRUMENTACIÓN	FACTOR
Experimentado	1.0	Bien Instrumentado	1.0
Bien Entrenado	1.2	Instrumentación Normal	1.2
Sin Experiencia	1.5	Pobrementemente Instrumentado	1.5

Los tiempos de residencia que se recomiendan son de 10 a 15 minutos para tanques que tengan bombas con arranque automático a nivel alto; y hasta 30 minutos para tanques sin bombas o con bombas arrancadas manualmente.

##### **TAMAÑO DE PARTICULA LIQUIDA:**

La mayoría de los fabricantes de quemadores coinciden en que el quemador puede manejar corrientes gaseosas en las cuales existan partículas con un tamaño aproximado de 400 micrones y



menores. El tamaño de partícula líquida para la cual se aplica la separación por gravedad es de 100 micrones y mayores.

Los tanques de desfogue localizados dentro de los límites de batería de las plantas y que se conectan en serie con un tanque de desfogue cerca del quemador (Figura D-1) deben diseñarse para eliminar partículas con tamaño hasta de 600 micrones, debido a que no se requiere una separación fina dado que el flujo de gas debe pasar por otro tanque más cercano al quemador.

El tanque de desfogue cerca del quemador debe ser diseñado para que puedan separarse partículas con un tamaño máximo de 400 micrones y mínimo de 150 dependiendo del criterio a seguir y del espacio disponible.

**CAPACIDAD:**

Debe estar basada en una máxima acumulación de líquido de 20 minutos si las bombas de desfogue líquido arrancan automáticamente o 30 minutos si su arranque es manual.

Las consideraciones de costos dictan una relación óptima L/D para cualquier volumen de recipiente. Los criterios mostrados en la siguiente tabulación llevarán en la mayoría de los casos prácticos a los mínimos costos de diseño :

Presión de Operación (psig)	L/D
100 o Menos	3
101 - 300	4
301 - 600	5

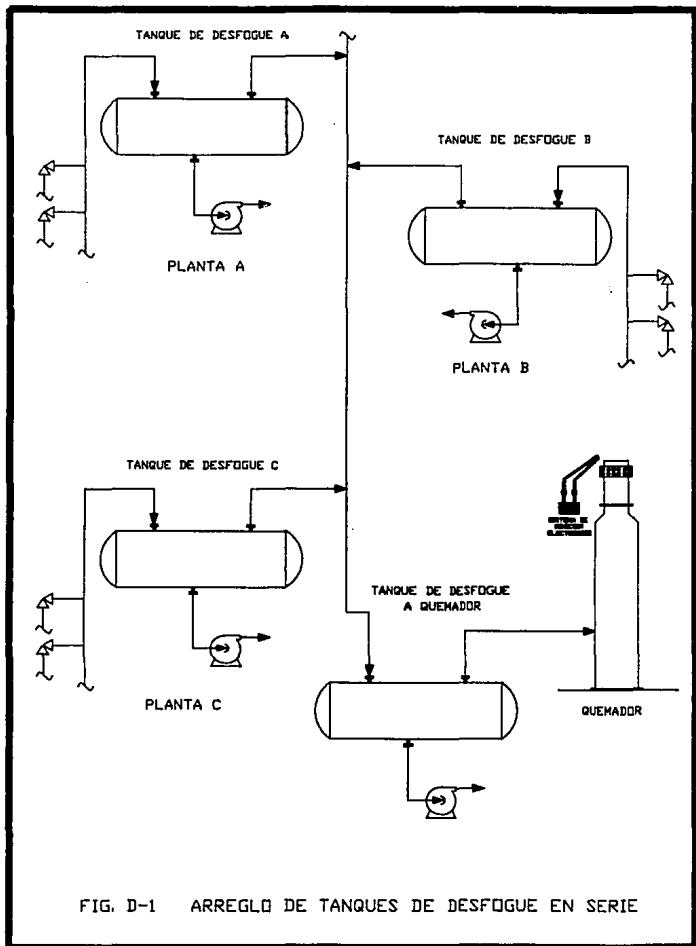


FIG. D-1 ARREGLO DE TANQUES DE DESFOGUE EN SERIE

Lo recomendable es usar  $2 \leq L/D \leq 3$ . Estos límites son los usados como una generalidad; pero se pueden emplear otros valores si el caso así lo requiere a condición de que el tamaño del tanque no provoque problemas de instalación.

La relación  $L/D$  no debe ser menor de 1.0 ni mayor de 5.0 excepto cuando la presión es mayor de 600 psig, en este caso  $L/D$  debe ser mayor de 5.0 y debe considerarse como alternativa de diseño un recipiente horizontal.

El volumen del tanque debe referirse a líneas de tangencia.

Los tanques de desfogue que se encuentran dentro de límites de batería y que puedan supervisarse continuamente no requieren necesariamente de control automático de arranque de bombas, pero deben estar provistos de alarma por alto nivel. El tanque de desfogue localizado cerca del quemador debe estar provisto de control automático de arranque de bombas.

Deben usarse dos bombas para desfogue líquido instaladas para operar en paralelo cuando el tanque deba recolectar gran cantidad de líquido. En cualquier caso debe usarse una bomba como mínimo.

Las bombas para desfogue líquido del tanque deben ser centrífugas con una capacidad mínima de 60 gpm cada una bajo código API.

#### **NIVELES DE LÍQUIDO EN EL TANQUE:**

El nivel máximo, es aquél que puede alcanzar el líquido dentro del tanque en el caso más crítico de operación, y no debe exceder del 50% de la capacidad para evitar que disminuya el espacio disponible para el paso del vapor.

Por otra parte, el nivel mínimo de líquido debe de ser 152 mm, excepto cuando el caso requiera considerar un mayor nivel.

No considerar nivel normal del líquido.

Debe colocarse una alarma por alto nivel al 80% entre el nivel mínimo y el máximo. Y para alarma por bajo nivel, ésta se fija al 25% entre el nivel mínimo y el máximo.

La diferencia entre los niveles máximo y mínimo no debe ser menor de 15 pulg. para proporcionar un buen rango de operación al instrumento de nivel.

En el caso de arranque y paro automático de bombas, estos niveles deben indicarse al 70% y 25% respectivamente entre el nivel mínimo y el máximo.

Si el arranque de bomba no es automático indicar alarma por bajo nivel al 20% entre el nivel mínimo y el máximo.

#### **PRESION DE DISEÑO:**

La presión de diseño será equivalente a la máxima presión de operación en el recipiente, más un 10% o 2 Kg/cm<sup>2</sup> de sobrediseño, empleándose el valor que resulte mayor. En el caso de que la presión de vapor del líquido, correspondiente a la temperatura máxima que pudiera alcanzar dicho líquido, sea superior a los valores anteriores, se considerará una presión de diseño equivalente a la presión de vapor a dicha temperatura, más un 10% o 2 Kg/cm<sup>2</sup> de sobrediseño, empleándose el valor que resulte mayor.

Si la presión de operación es inferior a la presión atmosférica, se considerará como condición de diseño el vacío total. Para el caso de recipientes que operen a presiones superiores a la atmosférica, pero que en determinadas circunstancias, también operen a presiones inferiores a la atmosférica, se considerarán las dos condiciones de diseño respectivas, es decir, un 10% o 2 Kg/cm<sup>2</sup> sobre la presión máxima y vacío total.

#### **TEMPERATURA DE DISEÑO:**

La temperatura de diseño será equivalente a la máxima

temperatura que puede presentarse en el recipiente, por condiciones de proceso, incrementada por un sobrediseño de 15 °C.

Para temperaturas de operación inferiores a -29 °C, se considerará como condición de diseño la temperatura mínima de operación esperada. Y para temperaturas superiores a 340 °C, los recipientes serán diseñados para una temperatura igual a la temperatura máxima de operación, sin considerar ningún sobrediseño adicional.

#### **RECOMENDACIONES DE DISEÑO:**

No emplear malla separadora para eliminar líquido en ningún caso, debido a que podría obstruir el sistema.

Debe asegurarse que el espacio vapor sea el suficiente para efectuar la separación en el caso más crítico de operación.

La distancia vertical disponible es considerada como la distancia vertical desde la parte más alta del tanque o de la boquilla de entrada hasta el nivel del líquido.

No deben enviarse relevos que ocasionen vapores helados a tanques en los cuales se esperen fluidos que tengan un punto de congelación arriba de la temperatura ambiente.

Todos los trabajos relacionados con operaciones de mantenimiento en los tanques deben planearse cuidadosamente para minimizar el tiempo que permanecerán líneas de desfogue expuestas a posibles entradas de aire.

#### **D.2 DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES.**

Los siguientes puntos deben usarse como guía para el dimensionamiento de tanques de desfogue horizontales y verticales.

El diseño debe estar de acuerdo con los criterios mencionados anteriormente.

#### D.2.1 TANQUES HORIZONTALES.

1. Elegir el tamaño de partícula a separar:

- a) Dentro de límites de batería conectado en serie con un tanque de desfogue cerca del quemador, hasta 600 micrones.
- b) Cerca del quemador 400 micrones y menores.

2. Especificar densidades. Para evaluar la densidad ( $\rho$ ) del líquido y el vapor es necesario efectuar un equilibrio de la corriente de vapor a la temperatura y presión en el tanque de desfogue durante la falla para la cual se va a dimensionar. La temperatura debe ser obtenida de acuerdo con el perfil de temperaturas de la red de desfogue. En caso de no obtenerse líquido a las condiciones mencionadas, sus propiedades deben obtenerse en el punto de rocío del gas a la presión en el tanque.

La densidad promedio de hidrocarburos líquidos ligeros se encuentra entre 560 y 721 kg/m<sup>3</sup>, puede usarse un valor en este rango en caso de no disponer de datos.

3. Evaluar el Coeficiente de Arrastre, C:

$$C(\text{Re})^2 = \frac{0.13 \times 10^8 \rho_v (D_p) (\rho_L - \rho_v)}{(\mu)^2} \quad (\text{D-1})$$

Donde:  $\rho_v$  = Densidad del vapor, en lb/ft<sup>3</sup>.

$D_p$  = diámetro de partícula a separar, en ft (150  $\mu$ ).

$\rho_L$  = Densidad del líquido, en lb/ft<sup>3</sup>.

$\mu_v$  = Viscosidad del vapor, en cp.

La viscosidad promedio de los gases se encuentra en un rango de 0.01 a 0.02 cp; puede usarse un valor entre estos límites cuando no se disponga de datos y no sea posible estimarla por otros medios.

4. Calcular C como:

$$C = 78.243 ( \log C(R_e)^2 )^{-2.921} \quad (D-2)$$

en esta ecuación el cálculo del coeficiente de arrastre (C) se realiza por una expresión que está en función del número de Reynolds.

5. Calcular la velocidad de descenso de las partículas líquidas  $V_d$ , en ft/seg.

$$V_d = \left( \frac{4 g D_p ( \rho_L - \rho_v )}{3 \rho_v C} \right)^{0.5} \quad (D-3)$$

Donde:  $g$  = aceleración de la gravedad, 32.2 ft/seg<sup>2</sup>.

Esta expresión se aplica considerando una partícula esférica que desciende a velocidad constante.

6. Calcular el flujo volumétrico  $Q$  (ft<sup>3</sup>/seg) del gas como:

$$Q = \frac{W}{3600 \rho_v} \quad (D-4)$$

Donde:  $Q$  = flujo, en ft<sup>3</sup>/seg.  
 $W$  = gasto en masa del gas ó vapor, en lb/hr.

- 7.- Considerar como referencia L/D mencionada anteriormente.
8. Suponer un diámetro para el tanque.
9. Encontrar el área efectiva para el paso del vapor  $A_v$ , en  $\text{ft}^2$ .

$$A_r = \pi D^2/4 \quad (\text{D-5})$$

$$A_v = 0.5 A_r \quad (\text{D-6})$$

Donde:  $A_r$  = Área total de la sección transversal del recipiente, en  $\text{ft}^2$ .

$A_v$  = Área efectiva para el paso del vapor, en  $\text{ft}^2$ .

10. Calcular el área ocupada " $A_h$ " por líquido para un nivel "h" dado. (Figura D-2).

$$A_h = \frac{R^2}{2} \left[ \frac{\pi}{180} (2 \cos^{-1} \frac{R-h}{R}) - (\sin(2 \cos^{-1} \frac{R-h}{R})) \right] \quad (\text{D-7})$$

Donde:  $R$  = Radio del recipiente, ft

Para el nivel mínimo  $h = 0.152$  m.

11. Evaluar la velocidad del gas  $V_g$ , en ft/seg.

$$V_g = Q/A_v \quad (\text{D-8})$$

12. Calcular el tiempo de descenso  $\theta_1$  (segundos) de las partículas líquidas.

$$\theta_1 = \frac{D - 0.5D}{V_g} \quad (\text{D-9})$$



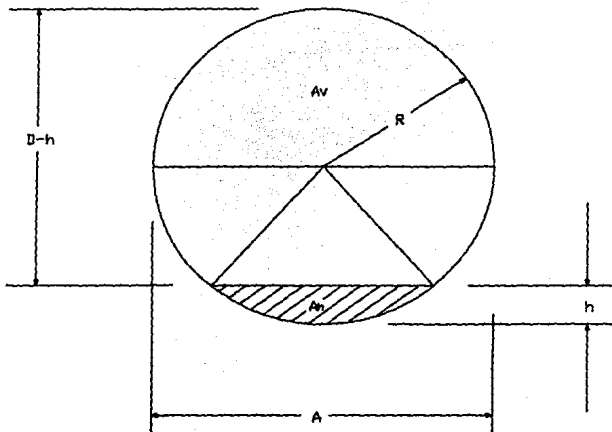


FIG. D-2 VISTA DE LA SECCION TRANSVERSAL DEL TANQUE

13. Calcular la longitud mínima entre boquillas para el tanque. Es la longitud para la cual el tiempo de descenso de las partículas líquidas  $\theta_1$ , desde el seno de la corriente gaseosa hasta la superficie de líquido en el tanque es igual al tiempo de permanencia del gas en el tanque  $\theta_2$ . Para que la separación pueda efectuarse  $\theta_1 \leq \theta_2$  de lo contrario las partículas serán arrastradas por el gas hacia el cabezal. (Figura D-3).

$$\theta_1 = \theta_2 \quad (D-10)$$

$$\theta_1 = \frac{D - 0.5 D}{V_d} = \frac{L}{V_g} \quad (D-11)$$

$$L = \theta_1 V_g \quad (D-12)$$

donde: L = Longitud, en ft.

14. Evaluar L/D. Si está de acuerdo con el valor recomendado, el procedimiento se termina de lo contrario suponer otro diámetro y repetir la secuencia.
15. Revisar que el volumen disponible del tanque sea suficiente para cada causa que ocasione líquido adicional a almacenar. Usar el tiempo de residencia recomendado y la longitud calculada.

$$\text{Vol. Disp.} = \frac{\pi D^2}{8} L - A_h L \quad (D-13)$$

Si el volumen disponible no es suficiente, aumentar el diámetro sin modificar la longitud tratando de mantenerse en el rango de L/D establecido.

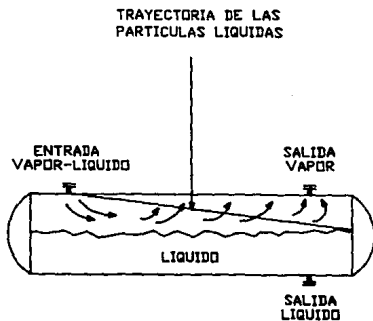


FIG. D-3 TRAYECTORIA DEL VAPOR Y PARTICULAS LIQUIDAS EN UN TANQUE HORIZONTAL

16. La distancia del centro de cada boquilla a la línea de tangencia respectiva debe ser como mínimo el diámetro de la boquilla más 51 mm, debido a la posible colocación de un refuerzo en la pared del tanque por la apertura de la boquilla (Figura D-4).
17. La longitud del tanque entre líneas de tangencia debe ser como mínimo:

$$L + (d_b + 51)_{\text{entrada}} + (d_b + 51)_{\text{salida}} \quad (D-14)$$

y se ajusta al tamaño comercial de placas.

### D.3 TANQUES VERTICALES.

1. Fijar un diámetro de partícula líquida. Como se mencionó anteriormente.
2. Determinar el coeficiente de arrastre C con las ecuaciones (D-1) y (D-2).
3. Encontrar la velocidad de descenso de las partículas líquidas  $V_d$  con la ecuación (D-3).
4. Calcular el flujo volumétrico del gas Q con la ecuación (D-4).
5. Utilizar el 50% de la velocidad de descenso para fijar la máxima velocidad permisible para el gas.

$$V_g = 0.5V_d \quad (D-15)$$

6. Determinar el área de la sección transversal necesaria:

$$A_T = Q/V_g \quad (D-16)$$

51 mm +  $\beta$  Boquilla

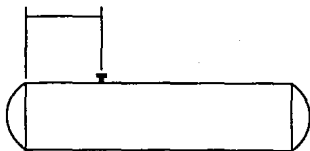


FIG. D-4 LOCALIZACION DE LA BOQUILLA

7. Determinar el diámetro del recipiente D:

$$D = \left( \frac{4 \text{ At}}{\pi} \right)^{0.5} \quad (\text{D-17})$$

y ajustar a dimensiones comerciales.

8. Determinar la longitud mínima del tanque. (Figura D-5).

$$L = h + h_L + h_B + h_V \quad (\text{D-18})$$

Estimar: "h" (nivel mínimo de líquido).

"h<sub>v</sub>" usar un valor mínimo de 1 m.

"h<sub>B</sub>" la altura desde el nivel máximo a la boquilla de entrada de vapor debe ser como mínimo:

$$h_B = 0.2 D + h + \frac{d_b}{2} \quad (\text{D-19})$$

de no esperarse almacenamiento líquido, la boquilla de entrada de vapor debe colocarse a una altura mínima sobre el nivel mínimo dado por la ecuación (D-19).

Calcular "h<sub>L</sub>" como:

$$h_L = 60 Q \frac{\theta_R}{\text{At}} \quad (\text{D-20})$$

donde:  $\theta_R$  = tiempo de residencia del líquido,

9. Ajustar "L" a dimensiones comerciales de placa (revisar relación dimensional L/D).

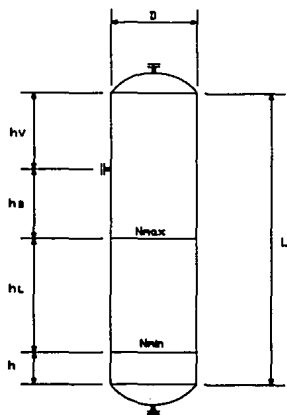


FIG. D-5 DISTRIBUCION DE ALTURAS EN UN TANQUE VERTICAL

**A N E X O "E"**

**METODOLOGIA PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE QUEMADORES ELEVADOS**



El diseño se basa sobre la consideración de seguridad por calor de radiación de 440 BTU/hr ft<sup>2</sup>, de un tiempo de reacción de 5 seg para una persona que se encuentre en la base del quemador al momento del desfogue, y el cual tendrá una velocidad de 20 ft/seg.

1) Obtener la velocidad sonica del gas de salida

$$U_s = 39.3 \left( \frac{K g T}{M} \right)^{1/2}$$

Donde: g = Aceleracion de la gravedad, 32.2. ft/seg<sup>2</sup>  
 T = Temperatura del gas de salida, °R  
 M = Peso molecular de la mezcla.

$$K = \frac{\sum k_i M_i}{\sum X_i M_i}$$

k = C<sub>p</sub>/C<sub>v</sub> de los diferentes gases  
 X = fraccion mol del gas i en la mezcla.

2) obtener la velocidad de salida como:

$$U = 0.2 U_s$$

3) Obtener el diámetro de la chimenea.

$$A = \left[ \frac{W}{\rho \cdot 3600 U} \right]$$

$$D = \left[ \frac{4 A}{\pi} \right]^{1/2}$$

Donde: W = Gasto en masa del gas, lb/hr  
 ρ = Densidad de la mezcla gaseosa, lb/ft<sup>3</sup>  
 A = Area requerida para la chimenea, ft<sup>2</sup>  
 D = Diámetro de la chimenea, ft

- 4) La longitud de la flama correspondiente

$$L = 118 D$$

Donde: L = longitud de la flama, ft

- 5) Calcular el calor total relevado, Q

$$Q = W \sum h_c \frac{379}{M}$$

Donde:  $h_c = 50M + 100$ , para hidrocarburos  
 $h_c = \sum Y_n h_{c,n}$  para mezclas de hidrocarburos  
M = peso molecular del gas a relevar.

- 6) Obtener la fracción de calor radiante, f

$$f = 0.20 \left( \frac{h_c}{900} \right)^{1/2}$$

- 7) Calcular la distancia radial de seguridad,  $x^2$

$$x^2 = \frac{f Q}{4 \pi q}$$

Donde: q = Calor disipado por radiación, BTU/hr ft<sup>2</sup>.

En este punto q = 440 BTU/hr ft<sup>2</sup>.

$x^2$  = esta en ft,

- 8) Cálculo de la altura de la chimenea.

La altura más corta se obtiene cuando q = 3300 BTU/hr ft<sup>2</sup>, con un tiempo de escape igual a cero, ver figura E-1.

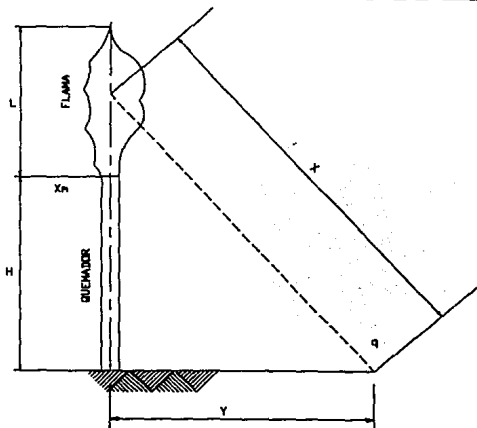


FIG. E-1 LONGITUD DE LA FLAMA CON VIENTO TRANQUILO

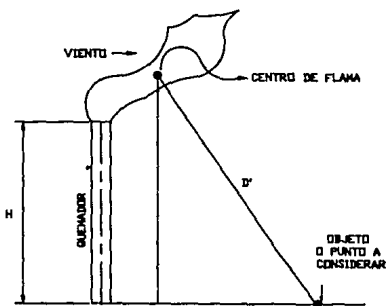


FIG. E-2 FORMA DE LA FLAMA BAJO INFLUENCIA DEL VIENTO

8.1) Con  $q = 3300 \text{ BTU/hr ft}^2$  y  $t_{ex} = 0 \text{ seg}$ , Obtener la altura  $H$ .

$$H = \frac{(L^2 + 4 X^2)^{1/2} - L}{2}$$

8.2) Checar si  $t_e$  supuesta es correcta.

$$t_{ec} = \frac{(X^2 - H(H + L))^{1/2}}{20}$$

8.3) Si  $t_{ex} > t_{ec}$ , entonces, calcular el nuevo  $q$  con el  $t_{ec}$  y la ecuación :

$$q = 3300.918 - 81.35975 * t_e + 1.513424X10^{-3} * t_e^2 - 2.742636X10^{-2} * t_e^3 + 1.668395X10^{-3} * t_e^4 + 4.71185X10^{-7} * t_e^5 - 4.868212X10^{-7} * t_e^6 + 1.134474X10^{-9} * t_e^7 + 6.503799 * t_e^8 - 2.021407X10^{-12} * t_e^9 + 2.504706X10^{-14} * t_e^{10}$$

y regresar al inicio del punto (8)

si  $t_{ex} = t_{ec}$  entonces, termina el cálculo de la altura  $H$ , ft

9) Cálculo del efecto del viento y distancia de seguridad.

9.1) Cálculo del angulo de inclinación de la flama.

$$\text{Tan}\theta = \frac{U_w}{U}$$

Donde:  $U_w = \text{Velocidad del viento ft/seg}$

$U = \text{Velocidad de salida del gas.}$

9.2) Cálculo del área de seguridad para exposición prolongada del personal.

$$Y = \left[ X^2 - (H + (X_m - H)\cos\theta)^2 \right]^{1/2} + (X_m - H)\sin\theta$$

Donde:  $X^2$  = Distancia radial de seguridad, ft  
 $X_m$  = Distancia radial mínima y se obtiene como:

$$X_m = (H(H + L))^{1/2}$$

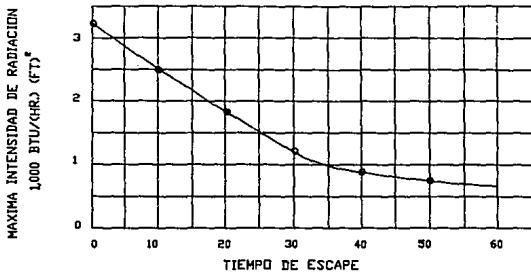


FIG. E-3 INTENSIDAD DE RADIACION V.S. TIEMPO DE ESCAPE

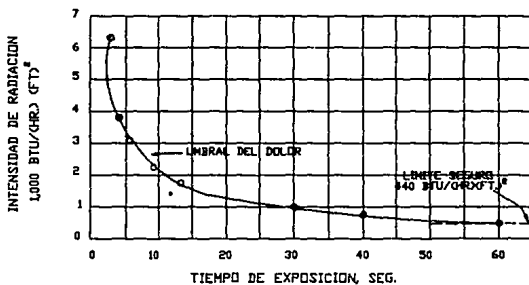


FIG. E-4 INTENSIDAD DE RADIACION V.S. TIEMPO DE EXPOSICION