



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

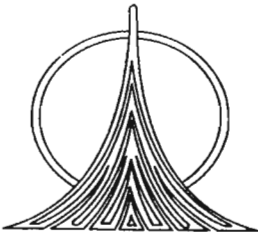
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
ZARAGOZA

SISTEMA DE RECUPERACION DE HIDROCARBUROS  
GASEOSOS EN UN SISTEMA DE DESFOGUE

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
**TEOLINDO DELGADO TADEO**

ASESOR DE TESIS: I.Q.P. JOSE LUIS GOMEZ RODRIGUEZ



MEXICO, D.F.

2005

m350395



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA**

**OFICIO: FESZ/JCIQ/012/05**

**ASUNTO: Asignación de Jurado**

**ALUMNO: DELGADO TADEO TEOLINDO**

**P r e s e n t e .**

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

<b>PRESIDENTE</b>	<b>I.Q. Eduardo Vázquez Zamora</b>
<b>VOCAL</b>	<b>I.Q.P. José Luis Gómez Rodríguez</b>
<b>SECRETARIO</b>	<b>I.Q. Cuauhtémoc Lagos Chávez</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>I.Q. Judith Ventura Cruz</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>BIOL. Guillermo González Martínez</b>

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

**A t e n t a m e n t e**

**“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”**

México, D.F., 9 de Marzo del 2005.

**EL JEFE DE LA CARRERA**

**M. EN C. ANDRES AQUINO CANCHOLA**



## **AGRADECIMIENTO:**

A los seres que me vieron nacer, crecer, llorar y luchar conmigo en este largo camino para lograrlo que hoy hemos conseguido. Sé que no existe en el mundo otra palabra que encierre tanto amor y gratitud:

### **“GRACIAS PAPA Y MAMA”.**

A mi padre **Dámaso** por ser el pilar donde crecí y que aun con las dificultades continuaste con tu labor de padre. Gracias por ser paciente.

A mi madre **Eutimia** porque compartiste conmigo desvelos, angustias, y preocupaciones todo por ser mejor cada día, a costa de muchos sacrificios.

A mi hermana **Rosalba** por ser siempre el modelo a seguir, porque me enseñaste a crecer en mi lucha por lo que anhelaba. Gracias por tu paciencia y comprensión.

A mi hermano **Edgar**, porque contigo descubí lo que era superarse por las personas que quieres y motivarme a seguir adelante pese a los caminos difíciles de superar.

A los compañeros del IMP: Ing. José Luis, Triny, Noelia, Marthita y Gerardo por la colaboración y dedicación para la realización de esta tesis.

A los sinodales, gracias por su tiempo, paciencia y comentarios para la mejora de este trabajo.

Para no quedar mal con nadie por si se me llegara a olvidar algún nombre, gracias a mis cuatachos de la FES Zaragoza por estar conmigo en las buenas y malas.

A mi amigo inseparable en la luz y oscuridad.

**DIOS GRACIAS** por permitirme llegar a este punto porque aquí inicia un nuevo camino.

**INDICE**

<b>RESUMEN</b> .....	1
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	3
<b>CAPÍTULO I. ESTRUCTURA DE UN SISTEMA DE DESFOGUE</b>	
1.1 Antecedentes.....	9
1.1.2 Criterios de selección de la instalación final de los sistemas de desfogue.....	10
1.2 Clasificación de los sistemas de desfogue.....	10
1.2.1 Sistema abierto (descarga a la atmósfera).....	10
1.2.2 Sistema cerrado.....	12
1.2.3 Sistema de recuperación de gases.....	14
1.2.4 Sistema de recuperación de líquidos.....	15
1.3 Sobrepresión.....	16
1.3.1 Causas de la sobrepresión.....	16
1.3.2 Potenciales de la sobrepresión.....	16
1.3.2.1 Mal funcionamiento de la válvula de retención.....	16
1.3.2.2 Descarga bloqueada de los recipientes.....	17
1.3.2.3 Pérdida de calor en los sistemas de fraccionamiento en serie.....	17
1.3.2.4 Falla de los tubos del cambiador de calor.....	17
1.3.2.5 Abertura inadvertida de la válvula.....	17
1.3.2.6 Falla parcial.....	17
1.3.2.7 Falla mecánica o eléctrica.....	18
1.3.2.8 Pérdida del aire por parte de los ventiladores.....	18
1.3.2.9 Entrada de calor anormal a partir del calentador.....	18
1.3.2.10 Disturbios transitorios de la presión.....	18
1.3.2.11 Cambios en el proceso/reacciones químicas.....	19
1.3.2.12 Falla de servicio.....	19
1.3.2.13 Fuego externo.....	20
1.3.2.14 Falla de reflujo en columnas de destilación.....	21
1.3.2.15 Falla de control.....	21
1.3.2.16 Simultaneidad de fallas.....	21
1.3.2.17 Pérdida del aire de instrumentos o energía eléctrica.....	21
1.4 Dimensionamiento de recipientes y dispositivos de relevo.....	22
1.4.1 Recipientes.....	22
1.4.1.1 Cálculo del área húmeda expuesta al fuego.....	22
1.4.1.2 Boquillas e internos.....	24
1.4.2 Dispositivos de relevo.....	26
1.4.2.1 Contingencias de operación.....	26
1.4.2.2 Contingencia por fuego.....	27
1.4.2.3 Diseño para el relevo de gas o vapor.....	27
1.4.3 Determinación de los orificios nominales.....	30
1.5 Dispositivos de relevo de presión.....	31

---



1.5.1	Características de las válvulas de relevo.....	31
1.5.2	Tipos de válvulas de relevo de presión.....	32
1.5.2.1	Válvulas de acción directa.....	32
1.5.2.2	Válvulas operadas por piloto.....	37
1.5.2.3	Dispositivos de disco de ruptura.....	39
1.5.2.4	Dispositivos de pin-rupture.....	43
1.6	Redes de tubería.....	44
1.6.1	Cabezales de desfogue.....	44
1.6.2	Determinación del tamaño de la tubería en un sistema.....	45
1.6.2.1	Flujo crítico o sónico y el número de Mach.....	46
1.6.2.2	Dimensionamiento del cabezal de relevo.....	47
1.6.2.3	Separación por tramos.....	47
1.6.2.4	Caída de presión disponible.....	48
1.6.3	Métodos de cálculo.....	48
1.6.3.1	Método de la doble K.....	49
1.6.3.2	Método API.....	49
1.6.3.3	Método de Conison.....	49
1.6.3.4	Método adiabático.....	50
1.6.3.5	Método de Mak.....	51
1.7	Quemadores de campo.....	51
1.7.1	Propiedades de la combustión.....	52
1.7.2	Clasificación de los quemadores.....	53
1.7.2.1	Altura de la boquilla de quemado.....	53
1.7.3	Tipos de quemadores elevados y de fosa.....	53
1.7.3.1	Quemador tipo torre.....	54
1.7.3.2	Quemador tipo cableado.....	54
1.7.3.3	Quemador tipo autosoportado.....	54
1.7.3.4	Quemadores de fosa.....	55
1.7.4	Equipo auxiliar para el quemado.....	56
1.7.4.1	Boquilla.....	56
1.7.4.2	Sellos líquidos.....	57
1.7.4.3	Purga.....	60

## **CAPÍTULO II. BASES PARA SELECCIONAR EL ESQUEMA DE UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE GAS.**

2.1	Generalidades.....	62
2.2	Procesos para recuperación de gas en un sistema de desfogue.....	62
2.2.1	Compañía John Zink.....	62
2.2.2	Compañía Nash_Elmo.....	64
2.2.3	Refinería Jamnagar.....	66
2.3	Compresores.....	66
2.3.1	Generalidades.....	66
2.3.2	Compresores dinámicos.....	68
2.3.2.1	Compresores centrífugos.....	69

---



---

2.3.2.2	Compresores axiales.....	70
2.3.3	Compresores de desplazamiento positivo.....	70
2.3.3.1	Compresores reciprocantes.....	70
2.3.3.2	Compresores rotativos.....	73
2.3.4	Control para la capacidad de un compresor.....	83
2.4	Intercambiador de calor.....	84
2.4.1	Generalidades.....	84
2.4.2	Clasificación de los intercambiadores de calor.....	85
2.4.3	Tipos de intercambiador de calor.....	86
2.4.4	Diseño térmico de equipos para transferencia de calor.....	87
2.4.5	Ensuciamiento y formación de escamas.....	88
2.4.6	Intercambiadores de coraza y tubo.....	89
2.4.6.1	Numeración de tamaños y designación de tipos.....	89
2.4.6.2	Corrosión en el intercambiador de calor.....	90
2.5	Recipientes.....	91
2.5.1	Clasificación.....	91
2.5.1.1	Recipientes de balance para líquido.....	91
2.5.1.2	Separadores líquido-líquido.....	91
2.5.1.3	Separadores vapor-líquido.....	92
2.5.2	Criterios para establecer las bases de diseño mecánico.....	94
2.5.2.1	Presión de diseño.....	94
2.5.2.2	Temperatura de diseño.....	95
2.5.2.3	Materiales de construcción.....	95
2.6	Filosofías de control.....	98
2.6.1	Elementos de control de un sistema.....	98
2.6.2	Control de proceso multivariable.....	99
2.6.3	Instrumentación en la industria de la petroquímica.....	99
2.6.3.1	Control de bombas.....	99
2.6.3.2	Control de intercambiadores de calor.....	101
2.6.3.3	Control de compresores.....	104
2.6.3.4	Instrumentación: identificación y símbolos.....	105
2.6.3.5	Control de válvula.....	106
<b>CAPÍTULO III. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL</b>		
3.1	Antecedentes.....	109
3.2	Descripción básica del sistema de recuperación de gas.....	109
3.2.1	Equipos que conforman al sistema de recuperación de gas.....	110
3.2.2	Servicios auxiliares con los que debe contar el sistema de recuperación de gas.....	112
3.3	Antecedentes de los simuladores de sistemas.....	113
3.4	Fundamentos del uso del programa Pro II en la simulación del sistema de recuperación de gas.....	114
3.4.1	Selección de método de cálculo.....	114

---



## **CAPÍTULO IV. ANÁLISIS TÉCNICO**

4.1 Antecedentes.....	116
4.2 Análisis técnico del sistema seleccionado para la recuperación del gas.....	117
4.3 Ingeniería Básica.....	118
4.3.1 Bases de diseño del sistema.....	118
4.3.1.1 Análisis histórico de datos de flujo del quemador.....	118
4.3.1.2 Capacidad, rendimiento y flexibilidad.....	121
4.3.2 Descripción del sistema seleccionado para la recuperación de hidrocarburos gaseosos.....	124
4.3.2.1 Características específicas del equipo que conforman al sistema de recuperación de hidrocarburos gaseosos.....	125
4.3.3 Diagrama de flujo de proceso.....	129
4.3.4 Diagrama de tubería e instrumentación.....	130
4.3.5 Simulación del sistema de recuperación de gas con el programa PRO II..	133

## **CAPÍTULO V. ANÁLISIS ECONÓMICO**

5.1 Antecedentes.....	139
5.2 Evaluación y resultados económicos.....	139

<b>CONCLUSIONES</b> .....	143
---------------------------	-----

<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	146
---------------------------	-----

---





## INDICE DE TABLAS

1	Reservas probadas de petróleo crudo principales países 2003.....	4
2	Proceso de crudo líquidos y elaboración de productos petrolíferos por refinería (miles de barriles diarios).....	5
3	Infraestructura básica de refinación.....	7
1.1	Dimensiones de las boquillas de venteo.....	25
1.2	Dimensiones de las boquillas de drenaje.....	25
1.3	Orificios nominales y área efectiva de descarga para las válvulas de relevo de presión.....	31
1.4	Temperaturas de diseño máximas normales para discos metálicos.....	42
2.1	Criterio de diseño y especificación para el sistema de enfriamiento (agua) para compresores dinámicos.....	68
2.2	Criterio de diseño y especificación para el sistema de enfriamiento (agua) para compresores reciprocantes.....	71
2.3	Criterio de diseño y especificación para el sistema de enfriamiento (agua) para compresores rotativos.....	74
2.4	Criterio de diseño y especificación para el sistema de enfriamiento (agua) para compresores anillo líquido.....	81
2.5	Coefficiente de transferencia de calor para depósitos.....	89
2.6	Clases de materiales.....	97
2.7	Variables comunes con las posibles causas de errores.....	99
2.8	Métodos de control de bombas.....	100
2.9	Métodos de control de la capacidad de compresores.....	104
2.10	Numero de identificación.....	106

---



## INDICE DE FIGURAS

1.-	PEMEX-refinación. Infraestructura 2002.....	6
1.1	Estructura general de un sistema de desfogue.....	9
1.2	Estructura general de un sistema abierto.....	11
1.3	Estructura general de un sistema cerrado.....	12
1.4	Estructura general de un sistema de recuperación de gas.....	14
1.5	Válvula seguridad relevo convencional con tornillo ajustador para el control de la presión.....	35
1.6	Válvula seguridad relevo con fuelle balanceado con un pistón de balance auxiliar.....	36
1.7	Válvula seguridad relevo de fuelle balanceado.....	37
1.8	Disco de ruptura preabombado o convencional.....	40
1.9	Disco de ruptura de pandeo o inverso.....	41
1.10	Disco de ruptura de grafito.....	42
1.11	Dispositivo de seguridad pin-rupture.....	49
1.12	Sello tipo difusión. (molecular).....	58
1.13	Sello tipo velocidad. (fluidico).....	59
2.1	Sistema de recuperación de gas en la refinería de Arkansas (Co. Jhon Zink).....	63
2.2	Compresores tipo anillo líquido. (Co. Jhon Zink).....	64
2.3	Compresor tipo paleta.....	65
2.4	Compresor tipo tornillo.....	75
2.5	Parte estructural de un compresor tipo tornillo.....	77
2.6	Compresor tipo anillo líquido.....	79
2.7	Principio de operación de un compresor tipo anillo líquido.....	80
2.8	Límites de vibración de los equipos anillo líquido (cojinetes antifriccionados).....	82
2.9	Separador líquido-líquido.....	92
2.10	Separador vertical vapor-líquido.....	93
2.11	Separador horizontal vapor-líquido.....	94
2.12	Control de velocidad de una bomba rotatoria de tornillo.....	101
2.13	Intercambiador de calor con sus variables y parámetros.....	102
2.14	Instalaciones de enfriamiento y calentador con la válvula de control ubicada en la entrada del cambiador.....	103
2.15	Instalaciones de enfriamiento y calentador con la válvula de control ubicada en la entrada del cambiador.....	103
2.16	Compresor tipo anillo líquido instrumentado con un control de presión de succión.....	105
4.1	Quemador de fosa.....	116
4.2	Quemador elevado.....	117
4.3	Medidor portátil para la instalación en un sistema de desfogue.....	118
4.4	Instalación de un medidor de flujo.....	119
4.5	Perfil de flujo del quemador de la refinería.....	120



4.6	Diagrama donde muestra el porcentaje que se recupera de gas dependiendo de la cantidad de flujo que succiona un compresor.....	126
4.7	Diagrama de flujo de proceso.....	131
4.8	Diagrama de tubería e instrumentación.....	132
4.9	Representación de la simulación en la recuperación de gases en un sistema de desfogue.....	134

---



## RESUMEN

La preocupación por disminuir o evitar la contaminación emitida por los sistemas de desfogues ubicadas en las refinerías de México, ha llevado a la realización de éste trabajo para encontrar alternativas de solución real que contribuyan al mejoramiento y reducción de los impactos ambientales sobre todo ahora que nos enfrentamos con el continuo deterioro de los ecosistemas, además de obtener beneficios económicos en la misma refinería al reutilizar el gas recuperado. Para cumplir con los objetivos especificados que se plantean desde la introducción donde se plantea una ingeniería conceptual, el desarrollo de una simulación para obtener resultados de la cantidad de gas que se puede recuperar en la refinería seleccionada, un análisis técnico y económico para estudiar la factibilidad de la instalación del sistema de recuperación de gas. El trabajo se divide en un resumen, introducción y 5 capítulos, donde se describe brevemente cada capítulo para dar una idea general de la tesis:

El capítulo uno menciona la estructuración general del sistema de desfogue y describe cada parte de la que esta conformada dicho sistema: válvulas de seguridad, relevo, seguridad-relevo, los dispositivos de disco de ruptura; redes de tubería, que comprenden tuberías individuales de alivio, cabezales de conexión de tuberías de alivio, tuberías de purga, tuberías colectoras de drenaje automático con descarga a recipientes separadores y quemadores de chimenea o algún punto en los límites de la planta; y las instalaciones finales, tales como los quemadores de campo o sistemas de recuperación de hidrocarburos gaseosos y líquidos.

En el capítulo dos hace referencia a las bases para seleccionar el esquema de un sistema de recuperación de gas observando y analizando algunos sistemas de recuperación de existen actualmente en el mundo y referencias bibliográficas con respecto a la descripción general de los equipos que conforman dicho sistema.

El capítulo tres menciona el desarrollo de la Ingeniería conceptual, desarrollando un esquema general de la descripción del sistema de recuperación, la selección de los equipos que se utilizan en este sistema, así como fundamentos teóricos del simulador.

El Capítulo cuatro hace referencia a un análisis técnico donde describe a detalle la ingeniería básica del sistema de recuperación de gas, así como una simulación para obtener como resultado la cantidad de gas que se va a recuperar.

El Capítulo cinco hace referencia a datos económicos para observar la inversión y la recuperación económica del sistema de recuperación de gas en un determinado tiempo.

En base a los resultados obtenidos en la simulación se llega a la conclusión que es factible el diseño del sistema de recuperación de gas en un sistema de desfogue, sin embargo esta tesis solo plantea el diseño por lo que queda pendiente para un estudio a futuro de este proyecto la ingeniería de detalle, construcción de la planta, y la puesta en marcha.



*INTRODUCCIÓN*



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
F.E.S. ZARAGOZA  
INTRODUCCIÓN

Una refinería es una instalación industrial cuyo principal objetivo es procesar petróleo crudo para producir combustibles, lubricantes y básicos para derivados petroquímicos. Para lograrlo se utilizan operaciones y procesos químicos unitarios variados<sup>(12)</sup>. En el mundo se procesan todos los días alrededor de 75 Millones de BPD (barriles por día) de petróleo crudo en refinerías del mundo (tabla 1). El crecimiento es 5% anual.

TABLA 1 RESERVAS PROBADAS DE PETRÓLEO CRUDO PRINCIPALES PAÍSES 2003

	PAIS	MILLONES DE BARRILES
1	Arabia Saudita	259 300
2	Canadá	180 021
3	Irak	112 500
4	Emiratos Árabes Unidos	97 800
5	Kuwait	94 000
6	Irán	89 700
7	Venezuela	77 800
8	Rusia	60 000
9	Libia	29 500
10	Nigeria	24 000
11	Estados Unidos de América	22 446
12	China	18 250
13	México	17 196 <sup>(1)</sup>
14	Katar	15 207
15	Noruega	10 265

(1) Incluye condensados  
FUENTE: PEMEX REFINERÍA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
F.E.S. ZARAGOZA  
INTRODUCCIÓN

Una de las problemática que tiene México en sus refinерías es que no hay la suficiente capacidad de procesamiento de crudo para satisfacer las necesidades del país, sin embargo en los últimos años PEMEX ha decidido reconfigurar y modernizar cada una de sus refinерías para solucionar este problema.

Es decir PEMEX entregó a las 6 refinерías un promedio de 1,171.9 miles de barriles diarios de crudo fresco para su procesamiento (tabla 2). Justamente, el programa de reconfiguración de refinерías lo que intenta es ampliar la capacidad de procesamiento de crudo pesado en las 6 refinерías. El 24% del procesamiento lo realizó la planta de Salina Cruz, el 22% Tula, el 16% Cadereyta, el 15% Salamanca, el 14% Minatitlán y 9% Madero.

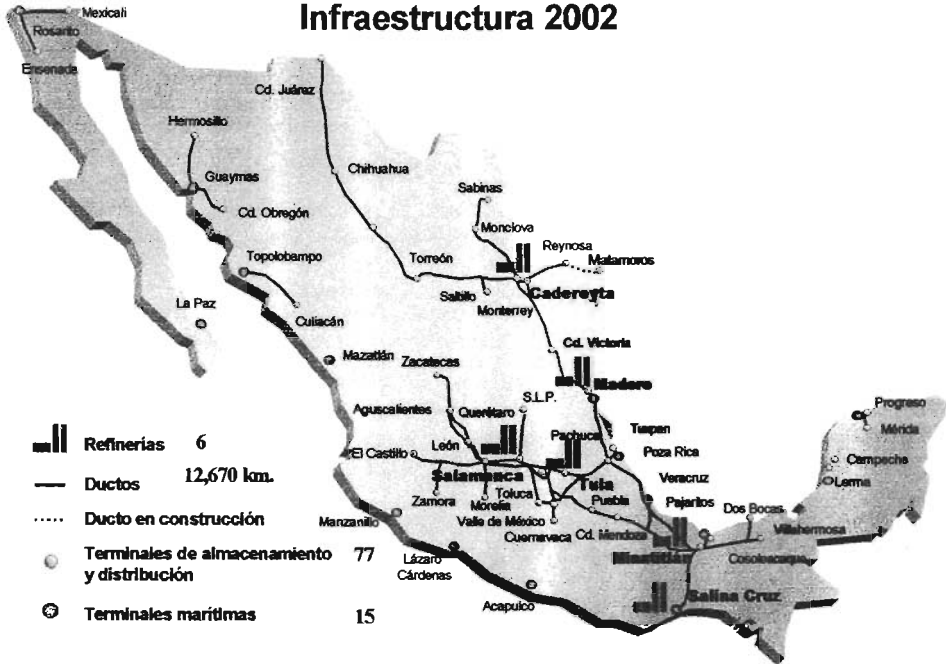
TABLA 2. PROCESO DE CRUDO LÍQUIDOS Y ELABORACIÓN DE PRODUCTOS PETROLÍFEROS POR REFINERÍA. (MILES DE BARRILES DIARIOS)

	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	Variación 2002/2001 (%)
Proceso	1281.9	1282.8	1242.5	1283.0	1228.0	1227.4	1251.9	1245.4	-0.5
Elaboración	1334.8	1323.7	1275.9	1328.8	1272.7	1243.1	1261.6	1262.4	0.1
<b>CADEREYTA</b>									
Proceso	175.3	161.8	176.0	167.3	109.9	125.8	200.4	196.0	-2.2
Elaboración	177.4	159.0	175.1	172.2	114.4	120.7	204.6	206.7	1.0
<b>MADERO</b>									
Proceso	160.4	143.0	137.7	147.6	149.8	149.3	105.9	108.0	2.0
Elaboración	167.7	145.3	149.8	148.2	154.0	140.6	62.1	89.9	-2.4
<b>MINATITLÁN</b>									
Proceso	191.6	192.1	175.6	180.7	174.0	172.0	177.0	169.6	-4.2
Elaboración	209.6	198.4	173.2	186.1	183.6	177.4	181.9	175.8	-3.4
<b>SALAMANCA</b>									
Proceso	182.5	179.2	194.7	185.2	178.2	186.0	185.7	185.4	-0.2
Elaboración	185.2	182.5	194.8	185.0	184.5	189.5	185.1	186.3	0.7
<b>SALINA CRUZ</b>									
Proceso	304.7	309.8	281.0	307.4	308.6	298.2	292.8	306.3	4.6
Elaboración	316.0	317.8	289.7	327.0	323.3	315.7	303.7	322.7	6.3
<b>TULA</b>									
Proceso	267.5	296.8	277.5	249.9	307.5	296.2	290.3	280.1	-3.5
Elaboración	278.9	320.7	293.3	310.2	312.9	299.2	294.2	281.0	-4.5



A continuación se muestra un esquema de las seis refinерías con las que cuenta el país, y la distribución de cada una de ellas para abastecer la demanda nacional.

**FIGURA 1. PEMEX – Refinación Infraestructura 2002**



Observando la problemática se a decidido realizar un trabajo donde se pueda contribuir a las mejoras de una refinерía del país, es decir se plantea un sistema de recuperación de gas dentro de un sistema de desfogue para la reutilización como gas combustible.

La selección de la refinерía de Salamanca es porque distribuye en toda la región central combustible y gas natural (tabla 3), en el cual hay una gran demanda por ser zonas centralizadas. Además de abastecer lubricantes en todo el país.





TABLA 3. INFRAESTRUCTURA BÁSICA DE REFINACIÓN

NOMBRE	CAPACIDAD (MBD)	ABASTECE DE COMBUSTIBLES A:
Cadereyta	270	Norte del país
Madero	195	Zona Centro y Golfo
Minatitlan	200	Zona Sur y Península de Yucatán
Salina Cruz	330	Litoral del Pacífico
Salamanca	245	Región Central y la demanda de lubricantes de todo el país.
Tula	320	Distrito Federal

Fuente: PEMEX REFINACIÓN

La finalidad de este sistema de recuperación es sacar el mayor provecho posible de los hidrocarburos tomando en cuenta el aspecto económico en la propia refinería y el cuidado del medio ambiente, ya que la emisión de gases al aire puede ser contaminante peligroso a la atmósfera. Hay que mencionar que la parte importante de este trabajo es una simulación de procesos que se encuentra integrada en la ingeniería básica, esta simulación es para calcular la cantidad de gas que se puede recuperar con nuestro sistema de recuperación.

Por lo que el Objetivo General de éste trabajo es:

- Diseñar un sistema de recuperación de hidrocarburos gaseosos en un sistema de desfogue para ser reutilizado como combustible y obtener un beneficio económico y ambiental y traer como consecuencia disminuir las emisiones contaminantes que afectan al medio ambiente a la atmósfera .

Los objetivos particulares son:

- En base a una ingeniería conceptual se diseñara un sistema de recuperación de hidrocarburos gaseosos en un sistema de desfogue.
- Empleando un simulador de procesos obtener resultados reales de la cantidad de gas a recuperar a ciertas condiciones de operación en la que se trabaja en la refinería.
- Realizar un análisis técnico y económico para concluir que tan factible es la instalación del sistema de recuperación de gas dentro del sistema de desfogue.



*CAPITULO I. ESTRUCTURA DE UN  
SISTEMA DE DESFOGUE*

|



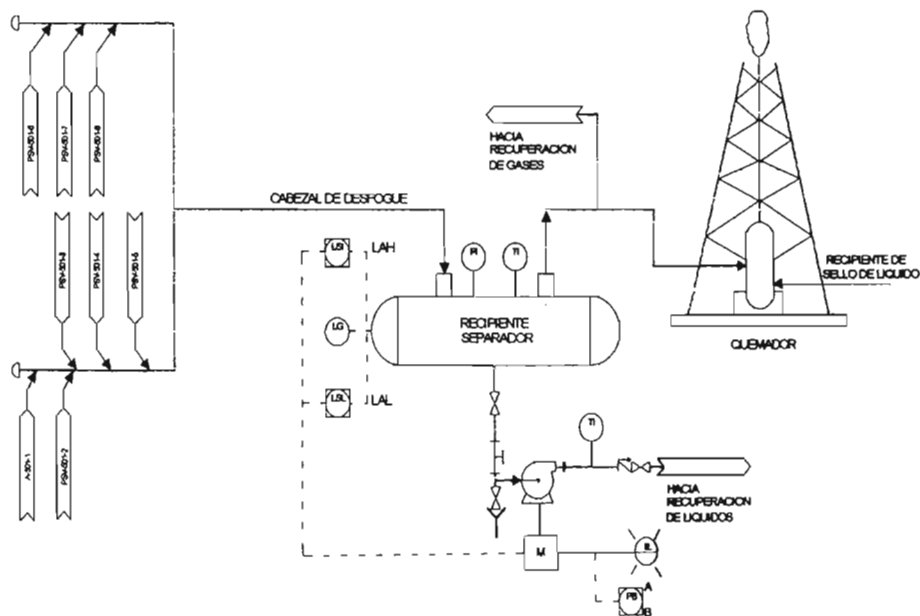
## 1.1 Antecedentes

Para empezar con el diseño del sistema de recuperación de hidrocarburos gaseosos es necesario que empecemos con lo mas general, es decir explicar como esta estructurado el sistema de desfogue, los tipos de sistemas que existen y las causas por las cuales es necesario tener en todas las refinerías estos dispositivos de seguridad.

Los sistemas de desfogue son las instalaciones usadas que dispondrán en forma segura, a los fluidos provenientes de los dispositivos de alivio de presión o de los venteos de equipos, que de otro modo, tendrían que ser lanzados a la atmósfera. La figura 1.1 muestra un esquema general de un sistema de desfogue.

Un sistema de desfogue esta constituido por: válvulas de seguridad, relevo, seguridad-relevo, los dispositivos de disco de ruptura, pin rupture; redes de tubería, que comprenden tuberías individuales de alivio, cabezales de conexión de tuberías de alivio, tuberías de purga, tuberías colectoras de drenaje automático con descarga a recipientes separadores y quemadores de chimenea o algún punto en los límites de la planta; y las instalaciones finales, tales como los quemadores de campo o sistemas de recuperación de hidrocarburos gaseosos y líquidos.

FIGURA 1.1: ESTRUCTURA GENERAL DE UN SISTEMA DE DESFOGUE





### 1.1.2 Criterios de selección de la instalación final de los sistemas de desfogue

El método de selección de la instalación final, está sujeto a muchos factores que pueden estar especificados sobre una localización en particular o sobre una unidad individual. El propósito de las instalaciones finales es el de conducir el fluido relevado a una localización donde pueda ser descargado con seguridad. Las instalaciones consisten de recipientes y tuberías. Todos los componentes deberán ser adecuados en tamaño, rango de presión y material para las condiciones de servicio adecuado.

La selección de las instalaciones finales depende de las siguientes características de los fluidos a ser desfogados:

- Las propiedades físicas de la mezcla, son como el punto flash, los límites de flamabilidad y la temperatura de ignición de ciertos gases, líquidos y sólidos.
- Las propiedades químicas, composición de las mezclas que puedan reaccionar en el cabezal del quemador.
- Las propiedades toxicológicas que ocasionan molestia a las personas, tales como el ruido y el humo que emite el quemador.
- El valor de recuperación de los compuestos más valiosos, tales como los solventes.

## 1.2 Clasificación de los sistemas de desfogue<sup>(36)</sup>.

Tomando en cuenta las instalaciones finales empleadas para tratar, quemar o eliminar alguna u otra forma los fluidos relevados de los diversos dispositivos de relevo, los sistemas de relevo de presión (sistemas de desfogue) se clasifican como:

### 1.2.1 Sistema abierto (descarga a la atmósfera).

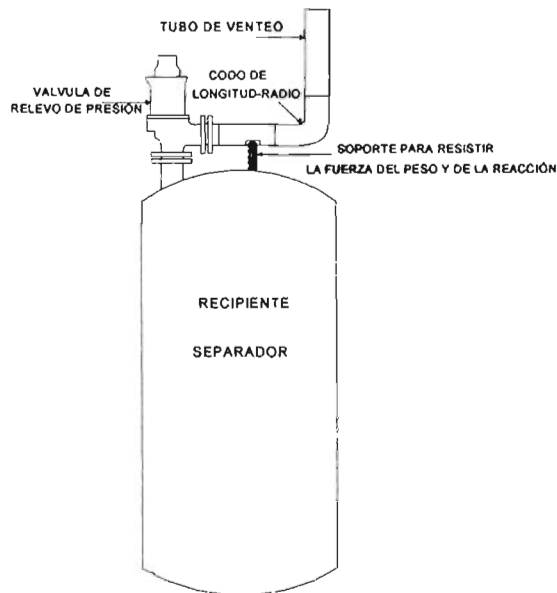
La referencia bibliográfica del API 520 parte III menciona que en algunas situaciones, las corrientes de vapor relevado podrán ser descargadas directamente a la atmósfera si las condiciones ambientales permiten dicha acción. Las descargas atmosféricas eliminan los problemas significantes asociados con un análisis del sistema de cargas, diseño apropiado de la tubería, criterio del diseño mecánico, y consideraciones de la contrapresión sobre las válvulas de seguridad-relevo cuando el cierre del sistema de escape sea usado. En la figura 1.2 se muestra un ejemplo de un sistema abierto de desfogue, utilizando una válvula de relevo de presión

La decisión de descargar los hidrocarburos o de algunos otros gases inflamables o peligrosos, a la atmósfera requiere una atención cuidadosa para asegurar que la evacuación sea completa, sin la creación de un peligro potencial o sea causante de algún otro problema, tales como la formación de mezclas inflamables hasta un cierto



nivel o sobre una estructura elevada, exposición del personal a vapores tóxicos o químicos corrosivos, ignición de corrientes de relevo hasta el punto de emisión, niveles de ruido en exceso y contaminación del aire.

FIGURA 1.2: ESTRUCTURA GENERAL DE UN SISTEMA ABIERTO



Consideraciones para la selección del sistema abierto:

- A este sistema deben ir las descargas de vapor de agua, aire comprimido, gas inerte, las cuales deben satisfacer lo referente a ruido.
- Sólo se pueden enviar directamente a la atmósfera pequeñas cantidades de hidrocarburos y otros vapores inflamables o tóxicos, cuando no causen problemas como:
  - a) Formación de mezclas explosivas e inflamables con el aire a nivel del piso o de plataformas de operación.
  - b) Exposición del personal a vapores tóxicos o sustancias corrosivas que excedan las concentraciones permisibles.
- Se considera aceptable una concentración de vapores inflamables al nivel de piso o plataforma de 0.1 a 0.5 veces el límite más bajo de inflamabilidad.



- Se consideran factibles de descargar a la atmósfera, pequeñas cantidades de gases de bajo peso molecular, se prohíbe en éste sistema el relevo de vapores pesados (peso molecular mayor de 80), pues éstos tienden a condensar al enfriarse en la atmósfera y caer sobre la instalación provocando suciedad y riesgos de incendio.

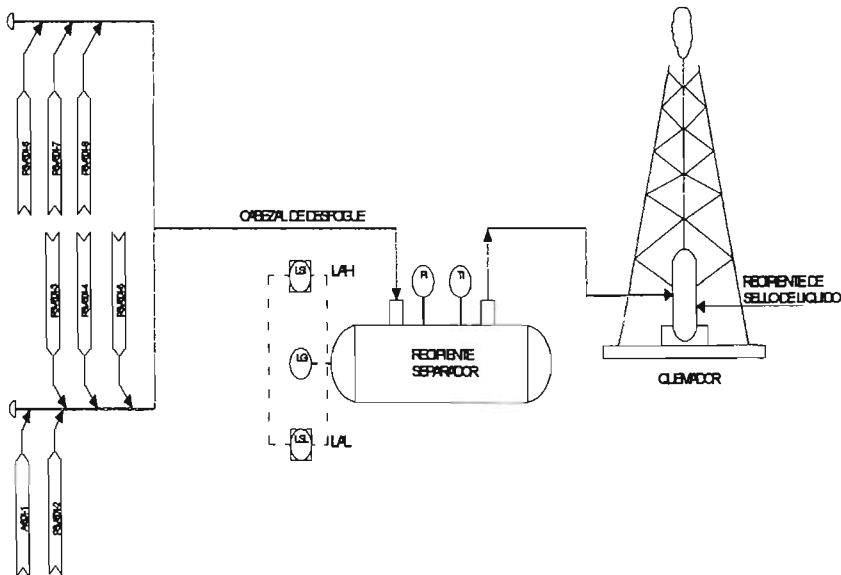
### 1.2.2 Sistema cerrado.

El sistema cerrado consiste en un cabezal y ramales que recolectan el fluido relevado de los distintos dispositivos, y lo conducen hacia el lugar donde se dispondrá adecuadamente de él. Entre los sistemas cerrados podemos encontrar:

- Los quemadores de campo, fosa o multijet.
- Los quemadores elevados, autoportado, tipo torre y el tipo cableado.
- Los quemadores sin humo, piso.

La función principal de un quemador es la de usar la combustión para la transformación de los vapores inflamables, tóxicos o corrosivos a compuestos menos peligrosos y ser enviados a la atmósfera. En la figura 1.3 se muestra un sistema de desfogue cerrado estructurado con ramales, cabezal, tanque separador y quemador.

FIGURA 1.3: ESTRUCTURA GENERAL DE UN SISTEMA CERRADO





Consideraciones para la selección del sistema cerrado.

- El relevo de vapores inflamables no tóxicos, se envía al sistema de desfogue y de ahí al quemador.
- Para desfogar gases tóxicos, inflamables, éstos se deben enviar directamente al quemador cuando sus productos de combustión no sean tóxicos, o bien que éstos últimos, en todo momento estén en concentraciones inferiores a las concentraciones nocivas, en caso contrario los desfogues pasarán antes por un sistema de neutralización, absorción o cualquier otro tratamiento para mantener las concentraciones en la atmósfera en niveles permisibles.
- Se debe tener precaución de no enviar al mismo cabezal, compuestos que formen mezclas químicas que puedan reaccionar entre sí.
- Por ningún concepto se debe descargar aire a los cabezales de desfogue que manejen productos inflamables o que reaccionen con él, ya que el aire podría extender los gases hacia una zona de contacto con fuego y podría ocasionarse una explosión.
- Las descargas calientes de líquidos o vapores condensables, se pueden enviar a un cabezal independiente que los lleve a una torre de apagado con el objeto de recuperar componentes volátiles por condensación o reducir la temperatura del fluido. Los vapores de hidrocarburos y el vapor de agua formados se envían a la atmósfera o al quemador por el sistema de desfogue, según las características del vapor. La torre de apagado se debe equipar con un sistema de esparcido de líquido frío, que pase a través de los gases calientes que fluyen a baja velocidad por la torre. El líquido frío normalmente es agua, la cual se acumula con el vapor condensado en el fondo de la torre de donde se remueve posteriormente.
- El líquido removido puede ser enfriado y recirculado al proceso, o puede enviarse a una fosa de recolección o a un sistema de recuperación del vapor condensado, la decisión depende de sus características.
- Las descargas de líquidos no volátiles y no tóxicos de válvulas de relevo, se pueden enviar a fosas de recolección, en donde puedan ser recuperados. Las fosas deben tener una capacidad suficiente, estar selladas y venteadas adecuadamente. Se debe tener precaución de no enviar descargas de líquidos volátiles, tóxicos o calientes a la fosa.
- En el caso que se releven grandes cantidades de líquidos inflamables, se evitara enviarlos al cabezal de desfogue. Estos se enviarán a tanques receptores de líquidos que cubran esta contingencia. Los líquidos se deben reprocesar.



- Las corrientes de los sistemas de alivio se pueden recolectar en el cabezal de Desfogue de la instalación, debiendo cumplir con lo estipulado anteriormente para las descargas de válvulas de seguridad-relevo.

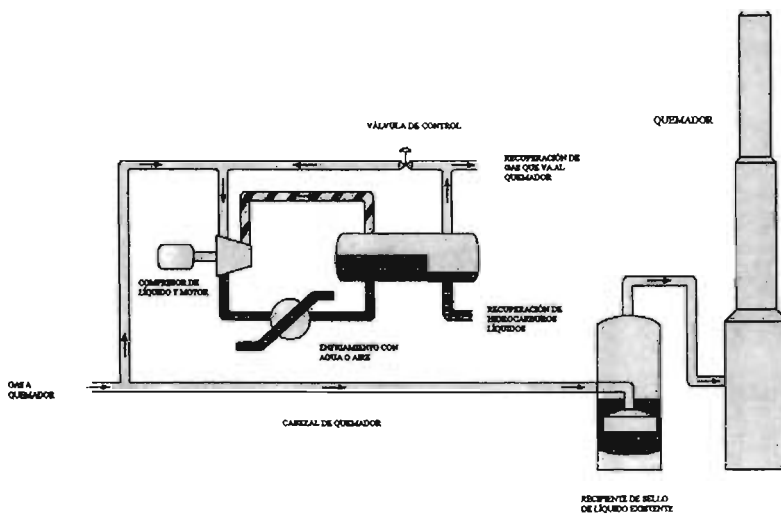
### 1.2.3 Sistema de recuperación de gases.

API 521, cuarta edición hace referencia que un sistema de recuperación, tiene como finalidad recolectar el fluido desfogado y proporcionarle el tratamiento adecuado, tanto para recuperar sustancias de alto valor económico como para neutralizarlo y convertirlo en productos de menor riesgo que puedan ser liberados a la atmósfera o enviados a un quemador.

Éste sistema consta de un compresor de líquido y motor, separador de 3 fases, cambiador de calor, sistema de instrumentos de válvulas de control y tubería. La figura 1.4 muestra un diagrama de sistema en la recuperación de hidrocarburos gaseosos en un sistema de desfogue.

El sistema de recuperación consiste en la succión del gas que viene del cabezal de desfogue, esto se logra con un compresor de líquido-motor provocando una contracorriente del flujo antes de llegar al recipiente de sello de líquido (éste recipiente permite aislar al fluido de oxígeno, aire o cualquier otro elemento que provoque alguna combustión durante el proceso de quemado para evitar riesgos de explosión), una vez que pasa por el compresor se manda a un tanque separador de tres fases donde se realiza la separación de los hidrocarburos gaseosos y líquidos. Para evitar que los fluidos líquidos y gaseosos se encuentren a una temperatura cercana o superior a su punto de auto-ignición se enfrían a través de un cambiador de calor.

FIGURA 1.4: ESTRUCTURA GENERAL DE UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE GAS







Consideraciones para la selección del sistema de recuperación de hidrocarburos gaseosos.

- Determinar si el valor del producto recuperado justifica la instalación de un sistema de recuperación de gaseoso.
- Al sistema de recuperación se envían los gases que se puedan enviar directamente a la atmósfera o al quemador.
- Cuando los fluidos desfogados se encuentren a una temperatura cercana o superior a su punto de auto-ignición deben enfriarse antes de enviarse al sistema de recuperación, esto es con el fin de evitar algún tipo explosión dentro del sistema de desfogue.
- Los efluentes líquidos de los tratamientos de vapores, deben cumplir con lo establecido en las disposiciones legales de protección ambiental.

#### **1.2.4 Sistema de recuperación de líquidos.**

Estos fluidos pueden estar presentes en una o dos fases (líquida y/o gaseosa) a la presión y temperatura de confinamiento; cuando se encuentran en una sola fase y se le somete a cambios de presión y temperatura, el fluido experimenta alteraciones en sus características fisicoquímicas, con ello se genera la liberación de gas en el seno del líquido, con lo cual se requiere de la separación física de estas dos fases, siendo esta operación una de las más básicas en el sistema de producción y tratamiento del aceite y gas. La selección de las condiciones de operación y del equipo requerido de separación en la producción de hidrocarburos, depende fundamentalmente de los objetivos que se pretendan alcanzar. Generalmente estos se orientan a incrementar el ritmo de producción, reducir los costos por compresión de gas, maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos, y a la obtención de productos estabilizados.

- Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos. Debido a que los hidrocarburos de mayor valor comercial son los líquidos, frecuentemente la eficiencia del sistema de separación se relaciona con la cantidad de hidrocarburos licuables que contiene la fase gaseosa que abandona los separadores. Para reducir al mínimo esta cantidad de líquidos es necesario generalmente realizar el proceso de separación en varias etapas; es decir que el líquido desalojado del primer separador pase por otros que operen a presiones reducidas secuencialmente, hasta llegar al tanque de almacenamiento, donde en forma natural se efectúa la última etapa de separación, a la temperatura y presión ambiente. En esta forma también se obtiene un mayor grado de estabilización del aceite y gas separado.



### 1.3 Sobrepresión.

La sobrepresión es llamada como la acumulación del mecanismo de alivio cuando esta se ajusta a la presión máxima permisible de trabajo y es medida en lb/pulg<sup>2</sup> manométricas

#### 1.3.1 Causas de la sobrepresión.

La sobrepresión es el resultado de un desbalance o rompimiento de flujos normales de materia y energía lo que causa que la materia y la energía, o ambas, se generen en alguna parte del sistema (API 521 cuarta edición). El análisis de las causas y magnitudes de la sobrepresión, por lo tanto, es un estudio especial y complejo de los balances de materia y energía en un sistema.

La aplicación de los principios es única para cada uno de los sistemas. No se deberán considerar como únicas las condiciones que serán tomadas, sino que se tendrá que llevar a cabo un análisis para verificar todas las circunstancias que afecten al proceso. Los dispositivos de relevo serán instalados para asegurar que un sistema o algunos de sus componentes no se encuentren sujetos a la presión que exceda la máxima presión acumulada permisible.

#### 1.3.2 Potenciales de la sobrepresión.

Los equipos que se encuentran en operación, tales como los recipientes a presión, cambiadores de calor, bombas, tubería, etc. estarán diseñados para soportar la presión del sistema. El diseño esta basado sobre:

- La presión de operación normal a las temperaturas de operación.
- La presión de ajuste del dispositivo de relevo de presión.

El diseñador del sistema deberá definir el mínimo relevo requerido para prevenir la presión en alguna pieza de equipo a partir de la máxima presión de acumulación permisible. Las principales causas de la sobrepresión se mencionan a continuación para que sirva generalmente, como práctica de seguridad aceptada.

##### 1.3.2.1 Mal funcionamiento de la válvula de retención.

Cuando un fluido es bombeado dentro de un sistema que contiene gas o vapor a una presión alta, comparada con el rango de presión de diseño del recipiente a contracorriente de la bomba; el paso del flujo, acompañada por la falla de una válvula de retención (check) en la línea de descarga, ocasionará un flujo inverso por parte del fluido. Cuando el líquido ha sido desplazado dentro del sistema de succión y un fluido de la presión entra, provoca una sobrepresión.



En estos casos, se deberá considerar el suministro de un dispositivo secundario para minimizar el potencial de un flujo inverso. El dispositivo puede ser una válvula de no retorno, una válvula de resistencia asistido de energía, una segunda válvula de resistencia convencional, o equipo similar.

#### **1.3.2.2 Descarga bloqueada de los recipientes.**

El cierre inadvertido de una válvula de bloqueo a la salida de un recipiente de presión puede exponer al recipiente a una presión que exceda la máxima presión de trabajo permisible. Si el cierre de una válvula de bloqueo resulta en una sobrepresión, será requerido un dispositivo de control para el cierre de la válvula de bloqueo, tales como sellos o cerraduras. En general, la omisión de las válvulas de bloqueo, colocadas en serie en los recipientes, puede simplificar los requerimientos de relevo de presión.

#### **1.3.2.3 Pérdida de calor en los sistemas de fraccionamiento en serie.**

En un fraccionamiento en serie, las pérdidas de calor a la entrada de una columna pueden ocasionar una sobrepresión a la columna siguiente. Las pérdidas de calor serán resultado de la mezcla de algunas terminales ligeras con los fondos, los cuales serán transferidos a la siguiente columna.

#### **1.3.2.4 Falla de los tubos del cambiador de calor.**

En cambiadores de calor de tubos y coraza, los tubos están sujetos a la falla debido a un gran número de causas, incluyendo el choque térmico, vibración o corrosión. Se presenta cuando la presión de operación de uno de los lados es mayor que la presión de diseño del otro lado. En el caso de la ruptura de un tubo, la alta presión se comunicará de uno a otro lado. La colocación del dispositivo de seguridad será entonces en el lado de menor presión. La válvula de seguridad es requerida cuando la presión de operación más alta, excede 1.5 veces a la presión de diseño del lado de baja presión.

#### **1.3.2.5 Abertura inadvertida de la válvula.**

Debe ser considerada la abertura inadvertida de alguna válvula debido a una fuente de alta presión, tales como el vapor de alta presión o fluidos de proceso. Esta acción puede requerir capacidad de relevo de presión a menos que la acción sea llevada a cabo cerrando o sellando la válvula.

#### **1.3.2.6 Falla parcial.**

Una evaluación del efecto de sobrepresión que es atribuido a las pérdidas de un servicio, en particular, deberá incluir la cadena de desarrollos que pudieran ocurrir y el tiempo de reacción que envuelve.



En situaciones en las cuales la falla de equipo opera en paralelo con los equipos que tengan una fuente de energía distinta, operando activamente, pueden ser tomadas para el funcionamiento natural del equipo manteniendo la extensión del servicio.

#### **1.3.2.7 Falla mecánica o eléctrica.**

La falta del equipo eléctrico o mecánico que suministran el enfriamiento o condensado en las corrientes del proceso pueden causar sobrepresión en recipientes del mismo sistema.

#### **1.3.2.8 Pérdida del aire por parte de los ventiladores.**

Los ventiladores, de los cambiadores de calor enfriados por aire o torres de enfriamiento, ocasionalmente llegan a ser inoperantes debido a las pérdidas de energía o a un colapso mecánico. Tomando en cuenta las torres de enfriamiento y los cambiadores de calor enfriado por aire, donde la operación es independiente de las rejillas de ventilación, estos podrán seguir manteniendo el efecto de enfriamiento obteniéndolo por medio de la convección y radiación en condiciones ambientales de aire quieto.

#### **1.3.2.9 Entrada de calor anormal a partir del calentador.**

Los calentadores están diseñados con una entrada de calor bien especificada. Cuando los equipos son nuevos o fueron recientemente, limpiados, podría ocurrir que el calor a la entrada adicional se encuentre por encima del diseño normal. En el caso de una falla del control de temperatura, la generación de vapor podrá exceder la capacidad de los sistemas hasta el condensador o de otro modo absorberá la presión generada, la cual puede incluir no condensables causado por el sobrecalentamiento.

#### **1.3.2.10 Disturbios transitorios de la presión.**

- Golpe de ariete (agua). Un choque hidráulico, conocido como golpe de ariete (agua), ocurre en sistemas totalmente llenos de líquido. El golpe de ariete es un tipo de sobrepresión que no puede ser controlado, razonablemente, por válvulas de relevo de presión, debido a que el tiempo de respuesta de las válvulas es normalmente baja. El pico de las oscilaciones de las medidas en milisegundos, pueden elevarse más allá de la presión de operación normal. El golpe de ariete es con frecuencia, causado por la acción del cierre rápido de las válvulas.
- Golpe de ariete (vapor). Un disturbio de la presión pico oscilante, llamada golpe de ariete (vapor), puede ocurrir en tubería que contiene fluido compresible. El caso más común es, generalmente iniciando por el cierre rápido de la válvula. Este disturbio de presión oscilante ocurre en milisegundos, con un aumento posible de la presión hasta la presión de operación normal, resultando en una vibración y movimiento violento de la tubería y ruptura, posible, del equipo.



Las válvulas de relevo de presión no podrán ser empleadas como dispositivo de presión debido a su tiempo bajo de respuesta. Las áreas de diseño deberían incluir una superficie adecuada para drenaje y un medio para prevenir la propagación de líquidos inflamables de un área de operación a otra.

#### **1.3.2.11 Cambios en el proceso / reacciones químicas.**

En algunas reacciones y procesos, las pérdidas del control del sistema pueden resultar en un cambio significativo en temperatura y/o presión. El resultado puede exceder los limitantes propuestos de los materiales seleccionados.

Así, donde los fluidos criogénicos están procesados, una reducción en la presión podría disminuir la temperatura del equipo, con el riesgo acompañante de una falla frágil a baja temperatura. Para reacciones exotérmicas (ejemplo: descomposición, dilución, polimerización, etc.), la temperatura y/o presión excesiva asociado con las reacciones rápidas puede reducir los niveles de la máxima presión de trabajo permisible.

#### **1.3.2.12 Falla de servicio.**

Las consecuencias que pueden desarrollarse a partir de las pérdidas de algún servicio, ya sean por lo amplio de la planta o local, deberá ser cuidadosamente evaluado. Los servicios normales que pudieran fallar y los equipos afectados que pueden causar sobrepresión se mencionan a continuación.

- Agua de Enfriamiento. Entre los equipos que son afectados pueden ser:
  - a) Condensadores para procesos o servicio.
  - b) Enfriadores para fluidos de proceso, aceite lubricante o sello de aceite.
- Vapor. Equipos afectados:
  - a) Dispositivos de turbinas para bomba, compresoras, sopladoras, ventiladores de aire para combustión o generadores eléctricos.
  - b) Recalentadores.
  - c) Equipo que usa inyección de vapor directo.
- Eléctrico. Equipos afectados:
  - a) Bombas para el circulamiento del agua de enfriamiento, alimentación del calentador, extinguidores o reflujo.
  - b) Compresores para vapor de proceso, aire de instrumentos, vacío o refrigeración.



- c) Válvula operada por motor.
- Aire de Instrumentos. Equipos afectados:
  - a) Transmisores y controladores.
  - b) Válvulas reguladoras de proceso.
  - c) Alarmas y sistemas de paro.
- Combustible (aceite, gas). Equipos afectados:
  - a) Accionadores de bombas o generadores eléctricos.

### 1.3.2.13 Fuego externo.

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

Si el recipiente contiene líquido, el calor suministrado ocasionará que una parte o todo el líquido pase a la fase vapor, provocando un aumento de presión que debe ser aliviado por un dispositivo de relevo.

Existe una limitación de tipo físico con respecto al tamaño de la flama. De la observación de varios incendios se determina que la altura máxima que puede alcanzar una flama es de 25 pies. (7.62 metros), a partir de cualquier superficie capaz de sostenerla. Para recipientes horizontales y verticales, se compara la altura del líquido hasta el nivel normal, con el valor de 25 pies, para considerar que porción del recipiente se va a ver afectado por el fuego.

El procedimiento de diseño de las válvulas de relevo de presión estará basado en las siguientes suposiciones al tiempo en que se lleve a cabo el fuego.

- Asumir que el sistema esta bloqueado internamente. La operación normal es interrumpida y no existirá bombeo del fluido dentro o fuera del sistema de proceso.
- Emplear niveles de líquido mayores al normal para determinar la entrada de calor para los otros recipientes y equipos.
- La disponibilidad de la intervención del operador, dentro de los 10 a 30 minutos, no deberá ser usada.



#### **1.3.2.14 Falta de reflujo en columnas de destilación.**

En una torre de destilación, el vapor que asciende del segundo plato, produce la ebullición del líquido del primer plato. Cuando falla el reflujo, sea parcial o totalmente, el vapor ascendente evapora en mayor cantidad el resto del líquido del plato superior, y lo mismo sucede en todos los platos, produciéndose una gran cantidad de vapor que probablemente ocasione un aumento de presión que sea necesario aliviar.

La fuente de calor que contribuya a generar los mencionados vapores, puede ser determinante en el estimado de la masa a relevar. Si hay adecuada capacidad para recibir o absorber de algún modo el producto de los domos, la falla de reflujo podría ser despreciable desde el punto de vista de aumento de presión.

#### **1.3.2.15 Falta de control.**

Se trata de la falla de las válvulas de control ya sea por falla del aire de instrumentos, por falla de energía eléctrica, por congelamiento, etc. La masa a relevar, será el resultado de un cuidadoso análisis acerca de los flujos, presiones, temperaturas y de las corrientes relacionadas con esa falla. Debe prestarse atención sobre todo a las válvulas de control con gran caída de presión y que al fallar queden abiertas, ya que la tubería y equipos del lado de baja presión quedarán expuestos a una presión más elevada y lo más probable es que no estén diseñados para tolerarla, requiriéndose colocar una válvula de seguridad.

#### **1.3.2.16 Simultaneidad de fallas.**

La práctica común de todos los diseñadores es la de no diseñar con la consideración de que hay dos fallas simultáneas, ya que en la práctica realmente es difícil que suceda. Cuando se da el remoto caso de dos fallas simultáneas, siempre se encuentra que una de ellas ha sido consecuencia de la otra, por ejemplo cuando el agua de enfriamiento es suministrada por bombas de motor eléctrico, la falla de energía eléctrica trae como consecuencia la falla de agua de enfriamiento. Sin embargo cuando la falla subsecuente tiene lugar después de un lapso de tiempo que permita la acción correctiva de los operadores, solo debe considerarse la falla primaria. En el caso de que definitivamente si haya posibilidad de causas simultáneas, el dispositivo de relevo se diseñara para la causa que requiera relevar mayor masa.

#### **1.3.2.17 Pérdida del aire de instrumentos o energía eléctrica.**

La complejidad de los instrumentos automáticos en las unidades del sistema requiere el suministro de fuentes de aire, energía y eléctrica, confiables y continuas, o ambas, para una operación segura. En donde un solo instrumento de aire principal sea instalado, un receptor de aire, deberá ser suficiente si esta suplementado por una estación reductora de presión de emergencia a partir del sistema de aire de la planta.



#### 1.4 Dimensionamiento de recipientes y dispositivos de relevo (ASME Sección VIII, División 1)

##### 1.4.1 Recipientes

El diseño de los recipientes separadores es generalmente, un sistema de prueba y error. El primer paso es determinar el tamaño del recipiente requerido para llevar a cabo una separación de líquido correcta. Las partículas de líquido serán separadas cuando:

El tiempo de residencia del vapor o del gas sea igual o mayor que el tiempo requerido para que la gota viaje la distancia vertical disponible a la velocidad terminal del líquido.

La velocidad vertical del gas sea lo suficientemente, baja para permitir la salida del líquido. La velocidad vertical del vapor y del gas deberá ser, lo suficientemente, baja para prevenir que sean arrastrados tapones de líquido (slugs) hacia el quemador. Debido a que el quemador puede manejar pequeñas gotas de líquido, la velocidad vertical permisible en el recipiente podrá estar basada en la necesidad de separar gotas de 300  $\mu\text{m}$  hasta 600  $\mu\text{m}$  de diámetro.

El segundo paso en el diseño es considerar el efecto de algún líquido almacenado en el recipiente que pueda ocasionar una reducción del volumen disponible para la descarga del líquido / vapor. Este líquido puede ser el resultado de:

- Un condensado que se separa durante una liberación del vapor.
- Una corriente de líquido que acompaña un escape de vapor. El volumen ocupado por el líquido deberá estar basado en una liberación, por parte del vapor, que dura de 20 a 30 minutos.

##### 1.4.1.1 Cálculo del área húmeda expuesta al fuego.

###### a) Recipientes verticales.

El área de superficie húmeda de un recipiente vertical puede ser determinada empleando la siguiente ecuación empírica, relacionado con el nivel del líquido por encima de la línea tangencial a partir del fondo del recipiente:

$$A_{\text{húmedo}} = 1.089D^2 + \pi Dh \quad (1.1)$$

Donde:

D =	Diámetro del recipiente, ft
h =	Altura del cilindro, ft.





Usar la ecuación (1.1) cuando la elevación superficial del líquido sea mayor a 25 ft (7.62 m). Si la elevación de la superficie del nivel de líquido es mayor a 25 ft, reemplazar h por  $h-(S_E - 25)$ .

Si un recipiente tiene una superficie extra, incluir la superficie húmeda extra como parte del área de superficie húmeda del recipiente principal superior a 25 ft de altura de fuego.

b) Recipientes horizontales.

El área de superficie húmeda de un recipiente horizontal puede ser determinada a partir de las siguientes ecuaciones:

El nivel del líquido se encuentra por debajo de la línea central.

$$S = D \cos^{-1} \left( \frac{h}{R} \right) \quad (1.2)$$

El nivel del líquido se encuentra por encima de la línea central del recipiente.

$$S = D \left\{ \pi - \cos^{-1} \left( R - \frac{h}{R} \right) \right\} \quad (1.3)$$

$$A_{\text{húmeda}} = \left( 2.178D^2 + \pi DL \right) \left( \frac{S}{\pi D} \right) \quad (1.4)$$

Donde:

S =	Arco húmedo, ft.
L =	Longitud tangencial del recipiente, ft.

Como en el caso del recipiente vertical, estas ecuaciones serán directamente utilizadas donde la superficie de elevación del líquido sea mayor a 25 ft (7.62 m). Si la elevación de la superficie del nivel del líquido, es mayor a 25 ft, reemplazar h por  $h-(S_E - 25)$ .

Generalmente, la industria del petróleo emplea una aproximación conservativa para tomar en cuenta la tubería y los accesorios. Se adicionan de un 10 a un 15% el área de superficie húmeda del recipiente principal y los recipientes asociados a la superficie húmeda en su totalidad. Esta consideración incluirá la conexión de la tubería y los accesorios con el recipiente sujeto a la misma exposición del fuego.



Para la estimación de la superficie total húmeda debemos asegurar tener los siguientes puntos:

- El área de superficie húmeda del recipiente principal de interés.
- Las áreas de superficie húmeda de los recipientes asociados que se encuentren en la misma zona de fuego, manteniendo las condiciones establecidas arriba.
- El área de superficie húmeda de la tubería y los accesorios de los recipientes principales y los asociados.

#### 1.4.1.1 Boquillas e internos.

- Normas para la especificación de boquillas.

Para conocer los criterios de dimensionamiento de las boquillas, vamos a referirnos a la minuta de la junta en la que se acordaron los mismos, así como la responsabilidad de los distintos departamentos en cuanto al dimensionamiento de dichas boquillas.

- Registros de hombre.

a) Diámetro requerido:

En estos casos se considerarán normalmente registros de 18"  $\phi$  (nominal), exceptuando el caso de recipientes con mallas, en los que se recomienda utilizar registros de hombre de 20"  $\phi$  (nominal).

b) Número requerido:

Normalmente un solo registro de hombre será necesario, exceptuando los casos de recipientes especiales (desaladoras, reactores, etc.), que pudieran requerir un número mayor para facilidad de acceso por instalación y mantenimiento de los internos.

- Boquillas de venteo.

Normalmente se instalarán las boquillas de venteo sobre las tuberías conectadas al recipiente, siempre y cuando dichas tuberías salgan por la parte superior del mismo, y no existan válvulas o bridas ciegas entre el recipiente y el venteo. El diámetro de la boquilla de venteo deberá ser cuando menos 2 diámetros nominales inferior al de la tubería en la cual se colocaría dicha boquilla de venteo, (por ejemplo, si la boquilla de venteo es de 2"  $\phi$ , la tubería en la cual se desea conectar dicha boquilla, deberá tener un diámetro de 4"  $\phi$  como mínimo).



Por otra parte, el diámetro mínimo de una boquilla de venteo que se tenga que conectar sobre un recipiente, será de  $1\frac{1}{2}$ "  $\phi$ , tomando en cuenta que es la mínima conexión que se pueda hacer en forma bridada.

Las dimensiones de las boquillas de venteo dependerán, en términos generales, de la capacidad volumétrica del recipiente, de acuerdo a la tabla 1.1:

TABLA 1.1 DIMENSIONES DE LAS BOQUILLAS DE VENTEO

CAPACIDAD DEL RECIPIENTE, (M <sup>3</sup> )	DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE VENTEO, (PULG.)	INSTALACIÓN
1400 ó menos	$\frac{3}{4}$ " $\phi$	Sobre tubería
1401-17000	1" $\phi$	Sobre tubería
17001-71000	2 $\frac{1}{2}$ " $\phi$	Sobre tubería o sobre el recipiente.
71001 ó más	2" $\phi$	Sobre tubería o sobre el recipiente.

➤ Boquillas de drenaje.

Normalmente se instalarán las boquillas de drenaje en el punto inferior de los recipientes, exceptuando el caso de recipientes cuya boquilla de descarga del líquido no tenga una proyección interna en el mismo.

Las boquillas de drenaje conectadas sobre las líneas de fondos asociados al recipiente, deberán ser cuando menos 2 diámetros nominales inferiores al de la tubería, en la cual se coloque dicha boquilla de drenaje. Las dimensiones de las boquillas de drenaje dependerán en términos generales de la capacidad volumétrica del recipiente, de acuerdo a la tabla 1.2:

TABLA 1.2 DIMENSIONES DE LAS BOQUILLAS DE DRENAJE.

CAPACIDAD DEL RECIPIENTE, M <sup>3</sup>	DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE VENTEO, PULG.	INSTALACIÓN
1400 o menos	1" $\phi$	En tubería
1401-5700	$1\frac{1}{2}$ " $\phi$	En tubería o sobre el recipiente
5701-17000	2" $\phi$	En tubería o sobre el recipiente
17001 o más	3" $\phi$	En tubería o sobre el recipiente



➤ Boquillas de control de nivel.

Normalmente se instalarán 2 boquillas para el control de nivel en torres y recipientes, utilizándose conexiones bridadas de 1½" para tal fin. La boquilla de nivel mínimo se instalará a la misma altura de dicho nivel (normalmente 6"); la boquilla de nivel máximo se instalará normalmente a una distancia de 6" sobre la altura de dicho nivel, excepto donde por la naturaleza del desplazador, se especifique un valor diferente.

El departamento de automatización llevaría a cabo la recomendación pertinente en estos casos.

➤ Boquillas para control de presión.

Normalmente las boquillas de control de presión en recipientes y torres estarán colocadas en dichos recipientes. Se utilizarán conexiones de 1½"  $\phi$ .

#### 1.4.1 Dispositivos de relevo.

La referencia bibliografía API 526 quinta edición, menciona que el primer paso en el diseño de los dispositivos de relevo, es el de considerar las contingencias que pudieran causar sobrepresión y evaluarlas en términos de la presión generada y las relaciones de cada uno de los fluidos que van a ser relevados. El diagrama de flujo de proceso, el balance de materia, los diagramas de tuberías e instrumentación, las hojas de especificaciones de los equipos, y las bases de diseño serán necesarios para determinar la relación de relevo para cada uno de los dispositivos.

La sobrepresión permitida es establecida a partir de la acumulación permitida por el código aplicable; puede variar para distintas aplicaciones dependiendo de la relación entre la presión de ajuste con la máxima presión de trabajo permisible del recipiente o sistema que este protegiendo.

#### 1.4.2.1 Contingencias de operación.

- Instalación de una sola válvula. En acorde con los requerimientos del código ASME (Sección VIII, División 1), la presión de acumulación esta limitada al 110% de la máxima presión de trabajo permisible del recipiente, que esta protegido por una sola válvula de relevo de presión (no-fuego). La presión de ajuste de la válvula no excederá la máxima presión de trabajo permisible.
- Instalación de válvulas múltiples. la instalación de válvulas múltiples requiere la capacidad combinada de 2 ó más dispositivos de relevo de presión para relevar una contingencia de sobrepresión dada.



#### 1.4.2.2 Contingencia por fuego.

En acorde con los requerimientos del código ASME (Sección VIII, División 1), la presión acumulada está limitada al 121% de la máxima presión de trabajo permisible del recipiente que está protegido por las válvulas para contingencia de fuego. Esto aplica a la instalación de dispositivo único, múltiple y suplementario.

Los dispositivos, único y múltiple, diseñados para fuego, pueden ser utilizados, también, para los requerimientos de relevo atribuidos a contingencias de operación (no-fuego), estipulando la restricción del 110% y 116% (de la máxima presión de trabajo permisible).

- Instalación de un solo dispositivo. Cuando un recipiente está protegido por un solo dispositivo diseñado para fuego, la presión de ajuste no excederá la máxima presión de trabajo permisible.
- Instalación de dispositivos múltiples. La instalación de dispositivos múltiples requiere la capacidad combinada de 2 o más válvulas de relevo de presión para aliviar la sobrepresión. La presión de ajuste del primer dispositivo abierto no excederá la máxima presión de trabajo permisible. La presión de ajuste del último dispositivo abierto no excederá el 105% de la máxima presión de trabajo permisible.
- Instalación de dispositivos suplementarios. La instalación de un dispositivo suplementario proporcionará una capacidad de relevo para un peligro adicional creado por la exposición del fuego u otra fuente inesperada de calor externo. La presión de ajuste del dispositivo suplementario para fuego no excederá el 110% de la máxima presión de trabajo permisible.

#### 1.4.2.3 Diseño para el relevo de gas o vapor.

- Comportamiento de flujo crítico.

Si un fluido compresible se expande a través de una boquilla, un orificio o el extremo de una tubería, su velocidad y volumen crítico aumentará con la disminución de la presión bajo corriente. Para una condición dada a contracorriente, el flujo másico, a través de la boquilla se incrementará hasta que una velocidad límite sea alcanzada en el cuello. Esto puede demostrar que la velocidad límite es la velocidad del sonido en el flujo del fluido a una localización. El flujo que corresponde a la velocidad límite es conocido como flujo crítico.

La relación entre la presión absoluta, la presión a la salida de la boquilla a una velocidad sónica ( $P_{cf}$ ), y la presión de entrada ( $P_1$ ), es conocida como presión crítica.  $P_{cf}$ .



La relación de la presión de flujo crítico, en unidades absolutas, deberá ser estimada usando la relación de gas ideal en la ecuación siguiente:

$$\frac{P_{cf}}{P_1} = \left[ \frac{2}{k+1} \right]^{\frac{k}{k-1}} \quad (1.5)$$

Donde:

$P_d$ =	Presión al flujo crítico, lb/in <sup>2</sup> abs
$P_1$ =	Presión de relevo a contracorriente, lb/in <sup>2</sup> abs
$k$ =	Relación de calores específicos para un gas ideal.

Las ecuaciones de diseño para las válvulas de relevo de presión en servicio con vapor y gas caerán dentro de 2 categorías generales dependiendo si el flujo es crítico o subcrítico.

➤ **Diseño para flujo crítico.**

Los dispositivos de relevo de presión en servicio con gas o vapor que operan bajo condiciones de flujo crítico podrán ser diseñados usando las ecuaciones (1.6, 1.7, 1.8). Las ecuaciones podrán ser usadas para determinar el área de descarga efectiva  $A$ , requerida para alcanzar el flujo a través del dispositivo de relevo de presión.

$$A = \frac{W}{CK_d P_1 K_b K_c} * \sqrt{\frac{TZ}{M}} \quad (1.6)$$

$$A = \frac{V \sqrt{TZM}}{6.32CK_d P_1 K_b K_c} \quad (1.7)$$

$$A = \frac{V \sqrt{TZG}}{1.175CK_d P_1 K_b K_c} \quad (1.8)$$



Donde:

A =	Área de descarga efectiva requerida del dispositivo, in <sup>2</sup>
W=	flujo requerido a través del dispositivo, lb./ hr.
C=	Coefficiente determinado a partir de la relación de los calores específicos del gas o vapor a las condiciones de relevo. Cuando k no pueda ser determinada, se sugiere que un valor de C igual a 315 sea usado
K <sub>C</sub> =	Factor de corrección combinatorio para las instalaciones con un disco de ruptura a la salida de la válvula de relevo de presión. = 1.0 cuando un disco de ruptura no es instalado = 0.9 cuando un disco de ruptura es instalado en combinación con una válvula de relevo de presión y la combinación no tienen valor publicado
K <sub>d</sub> =	Coefficiente de descarga efectiva. Para el diseño preliminar, usar los siguientes valores: = 0.975 cuando una válvula de relevo de presión sea instalada en combinación con o sin un disco de ruptura = 0.62 cuando una válvula de relevo de presión no sea instalada y el diseño sea para un disco de ruptura
P <sub>1</sub> =	presión de relevo, psía
K <sub>b</sub> =	Factor de corrección de la capacidad debido a la contrapresión. El factor de corrección de la contrapresión aplica, únicamente, a las válvulas de fuelle balanceado. Para las válvulas operadas por pilotos o convencionales, usar un valor de K <sub>b</sub> igual a 1.0
T =	Temperatura de relevo del gas o vapor a la entrada, en °R.
Z =	Factor de compresibilidad evaluada a las condiciones de entrada.
M =	peso molecular del gas o vapor
V =	Flujo requerido a través de la válvula, en ft <sup>3</sup> /min a 14.7 lb/ in <sup>2</sup> abs. y 60°F.
G =	gravedad específica del gas con referencia al aire. 1.00 para el aire a 14.7 lb/ in <sup>2</sup> abs. y 60°F

➤ Diseño para flujo subcrítico: gas o vapor.

Cuando la contrapresión a la entrada excede la relación de presión crítica,  $P_{cr}/P_1$ , el flujo a través del dispositivo de relevo de presión es subcrítico. Las ecuaciones siguientes podrán ser utilizadas para determinar el área de descarga efectiva para una válvula seguridad-relevo.



$$A = \frac{W}{735F_2K_dK_c} * \sqrt{\frac{ZT}{MP_1(P_1 - P_2)}} \quad (1.9)$$

$$A = \frac{V}{4645F_2K_dK_c} * \sqrt{\frac{ZTM}{P_1(P_1 - P_2)}} \quad (1.10)$$

$$A = \frac{V}{864F_2K_dK_c} * \sqrt{\frac{ZTG}{P_1(P_1 - P_2)}} \quad (1.11)$$

$$F_2 = \sqrt{\left(\frac{k}{k-1}\right)(r)^{2/k} * \left[\frac{1-r^{(k-1)/k}}{1-r}\right]} \quad (1.12)$$

Donde:

$F_2 =$	Coeficiente de flujo subcrítico
$r =$	Relación de la contrapresión con la presión de relevo, $P_2/P_1$
$K_d =$	Coeficiente de descarga efectiva.
$P_2 =$	Contrapresión, lb/in <sup>2</sup> abs

### 1.4.3 Determinación de los orificios nominales

Posteriormente a la determinación de las áreas efectivas de las válvulas de relevo de presión empleando las ecuaciones antes descritas, se seleccionará el diámetro nominal que corresponda para que pueda proporcionar su máxima capacidad de relevo de presión. Ver tabla 1.3.

Los fabricantes de válvulas de seguridad, producen estas en ciertos tamaños estándar, y de entre estos, se escoge el que nos brinde un área efectiva inmediatamente mayor a la calculada. Los orificios estándar se designan por ciertas letras del alfabeto:





TABLA 1.3. ORIFICIOS NOMINALES Y ÁREA EFECTIVA DE DESCARGA PARA LAS VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN, API STD 526 (2002, QUINTA EDICIÓN)

DESIGNACIÓN DE ORIFICIO.	ÁREA EFECTIVA	
	in <sup>2</sup>	cm <sup>2</sup>
D	0.110	0.7096
E	0.196	1.2645
F	0.307	1.9806
G	0.503	3.2451
H	0.785	5.0645
J	1.287	8.3032
K	1.838	11.8580
L	2.853	18.4164
M	3.60	23.2257
N	4.340	27.9999
P	6.380	41.1612
Q	11.050	71.2901
R	16.0	103.2256
T	26.0	167.7416

Las válvulas operadas por piloto, las de conexión roscadas de acero y bronce y las de seguridad, empleadas en el uso en calderas generadoras de vapor, pueden o no cumplir con las áreas nominales indicadas.

### 1.5 Dispositivos de relevo de presión. (API 520 PARTE I)

Los dispositivos de relevo de presión son aquellos destinados a proteger al equipo y al personal de la industria química, abriendo automáticamente a una presión previamente determinada y evitar las consecuencias destructivas, debido a la presión excesiva, en los sistemas y recipientes de almacenamiento. Los tipos básicos incluyen las válvulas de relevo de presión con regulador de resorte, válvulas operadas por piloto, disco de ruptura, dispositivo con carga de peso, dispositivos con carga de presión y válvulas con venteo de presión y/o vacío.

#### 1.5.1 Características de las válvulas de relevo.

Una válvula de relevo de presión es un dispositivo automático que, bajo la aplicación de una presión estática excesiva abre y permite que el fluido fluya hasta que la presión normal sea restaurada. Una vez que la presión del sistema haya disminuido, por debajo de la presión de ajuste, las condiciones normales habrán sido restauradas y la válvula, automáticamente cerrará previniendo pérdida del producto.



El tipo de válvula, convencional, balanceada o tipo piloto, esta determinada por la máxima contrapresión generada, o sobrepuesta, en el cabezal de relevo comparado con la contrapresión permisible.

### **1.5.2 Tipos de válvulas de relevo de presión.**

Las válvulas de relevo están clasificadas, tomando en cuenta su funcionamiento, como de acción directa y las operadas por piloto. Los tipos de acción directa pueden emplear un peso o un resorte para mantener el cierre de la válvula hasta la presión de ajuste. Las válvulas operadas por piloto, por el contrario, usan un pistón desbalanceador ensamblado (o diafragma / asiento ensamblado) en la válvula principal, con un posicionador y un operador para el control del piloto.

Entre las válvulas de acción directa tenemos: la válvula de seguridad, relevo y seguridad-relevo, entre las cuales se encuentra la convencional o la balanceada. Entre las válvulas operadas por piloto tenemos los de tipo pistón y los de diafragma.

#### **1.5.2.1 Válvulas de acción directa.**

##### ➤ Válvulas de seguridad.

Una válvula de seguridad es un dispositivo de relevo de presión que se abre repentinamente, debido a la presión estática y la energía cinética del gas o vapor, venciendo la fuerza del resorte del disco, el cual ascenderá, para proveer una abertura completa y conceder una sobrepresión mínima. La presión de cierre será menor a la presión de ajuste y será alcanzada después que la fase de desfogue sea completada.

##### ➤ Aplicaciones.

Las válvulas de seguridad serán usadas en recipientes de vapor para calderas y reboilers. Pueden ser usadas para servicio con aire y vapor en refinerías. La tubería de descarga de la válvula de seguridad podrá tener un codo contenedor de gotas o una tubería corta, en pila, para el desfogue a la atmósfera.

##### ➤ Limitaciones.

Las válvulas de seguridad no serán usadas:

- a) En servicios de corrosión en la refinería.
- b) En un servicio a contrapresión.
- c) En servicio con líquidos.



d) Como un controlador de presión o válvula bypass.

➤ Válvulas de relevo.

Las válvulas de relevo son dispositivos con regulador de resorte diseñadas para el uso en servicio con líquidos. A la presión de ajuste, la fuerza de la presión a la entrada vence la fuerza del resorte y el disco iniciará su ascenso a cierta distancia del asiento. Cuando se incrementa la presión a la entrada, el ascenso del disco se incrementará permitiendo un incremento del flujo. La presión de cierre estará por debajo de la presión de ajuste y será alcanzado después que la fase de desfogue haya sido completada. Las capacidades de las válvulas de relevo están en una relación del 10 al 25% de la sobrepresión, dependiendo de su aplicación.

Estas válvulas tienen bonete cerrado para prevenir el escape de fluidos tóxicos, corrosivos o costosos. Estos pueden ser abastecidos con una palanca de levantamiento, fuelle balanceado o asientos suaves, de ser necesario.

➤ Aplicaciones.

Las válvulas de relevo serán, normalmente, usadas para fluidos incompresibles (líquidos)

➤ Limitaciones.

a) En servicio con vapor, aire, gas o vapor de agua.

b) En servicio a contrapresión variable a menos que la válvula tenga un fuelle balanceado diseñado o un pistón diseñado.

c) Como control de presión o válvula bypass.

➤ Válvulas seguridad-relevo.

Una válvula seguridad-relevo es un dispositivo de relevo con regulador de resorte que actúa como una válvula de seguridad cuando es usada en servicio con gas o vapor y como una válvula de relevo cuando es usada en servicio con líquidos.

En la mayoría de los casos, la descarga del fluido se hace directamente a la atmósfera; sin embargo, cuando el fluido es tóxico, inflamable o valioso, se utiliza un sistema complejo de tuberías para la descarga y, generalmente, más de una válvula tomara parte, dando como resultado una contrapresión variable sobre la válvula. Cuando tales sistemas son utilizados, las válvulas seguridad-relevo estarán diseñadas de tal manera que minimice los efectos de la contrapresión sobre la presión de ajuste de la válvula.



➤ Válvulas seguridad-relevo convencionales.

Las válvulas convencionales son usadas cuando la descarga sea llevada a través de una tubería, con extremo corto, que releve a la atmósfera, o a través de un sistema múltiple de baja presión, que transporta el fluido descargado, de una o más válvulas, a una localización remota para su disposición. Normalmente, la fuerza del resorte será la diferencia entre la presión de ajuste y la atmosférica. Ver figura 1.5.

➤ Aplicaciones.

Las válvulas convencionales serán usadas en procesos industriales que manejen materiales inflamables, calientes o tóxicos, los cuales pasan a través del sistema de descarga y son liberados a puntos alejados y seguros. Estas válvulas serán usadas como sigue:

- a) En servicios para gas, vapor de agua, aire o líquidos en general.
- b) En servicios corrosivos.
- c) Cuando la descarga de las válvulas sea enviadas a puntos remotos.

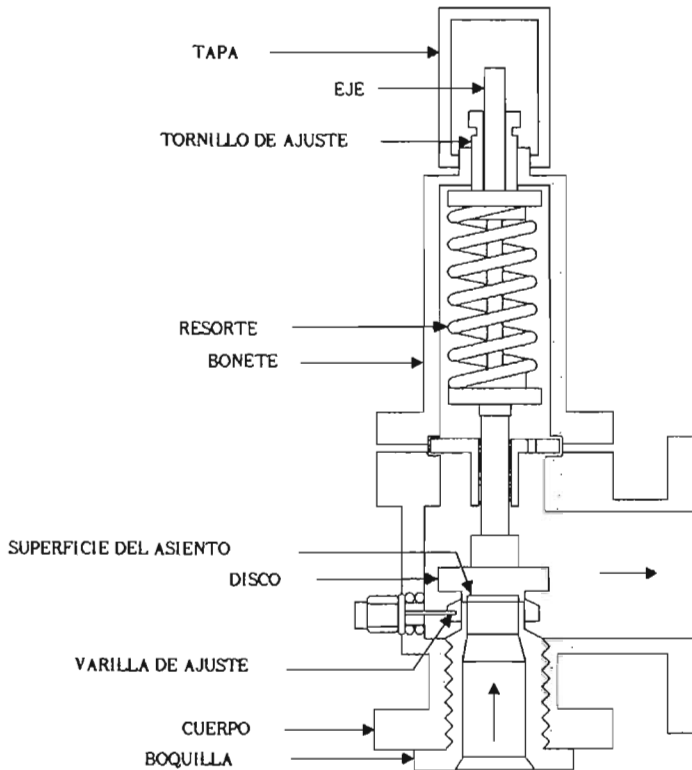
➤ Limitaciones.

Las válvulas convencionales no deberán ser utilizadas en servicios listados anteriormente cuando la contrapresión sobrepuesta sea constante y cuando la contrapresión generada exceda el 10% de la presión de ajuste. Además, no serán usadas en:

- a) En recipientes de vapor, de los calentadores o reboilers.
- b) En caso de una contrapresión variable.
- c) Como control de presión o válvulas bypass.



FIGURA 1.5: VÁLVULA SEGURIDAD-RELEVO CONVENCIONAL CON TORNILLO AJUSTADOR PARA EL CONTROL DE LA PRESIÓN



➤ Válvula seguridad-relevo balanceada.

En el diseño de las válvulas de relevo balanceadas se incorpora un medio para reducir el efecto de la contrapresión sobre la presión de ajuste y minimizar el efecto sobre la operación de la misma. Las válvulas balanceadas serán de 2 tipos: de pistón (figura 1.6), y de fuelle (figura 1.7).

➤ Aplicaciones.

Las válvulas balanceadas son comúnmente, usadas en procesos industriales que manejen materiales inflamables, calientes o tóxicos, los cuales pasan a un sistema de descarga cerrado y son enviados a puntos alejados y seguros. Estas válvulas serán usadas en:



- a) En servicios para gas, vapores, vapor de agua, aire o líquidos en refinerías en general.
  - b) En servicios corrosivos de la refinería.
  - c) Cuando la descarga de las válvulas deba ser entubada a puntos remotos.
- Limitaciones.

Las válvulas balanceadas no deberán ser usadas en:

- a) En recipientes de vapor de los calentadores o reboilers.
- b) Como control de presión o válvulas "by pass".

FIGURA 1.6: VÁLVULA SEGURIDAD-RELEVO CON FUELLE BALANCEADO CON UN PISTÓN DE BALANCE AUXILIAR

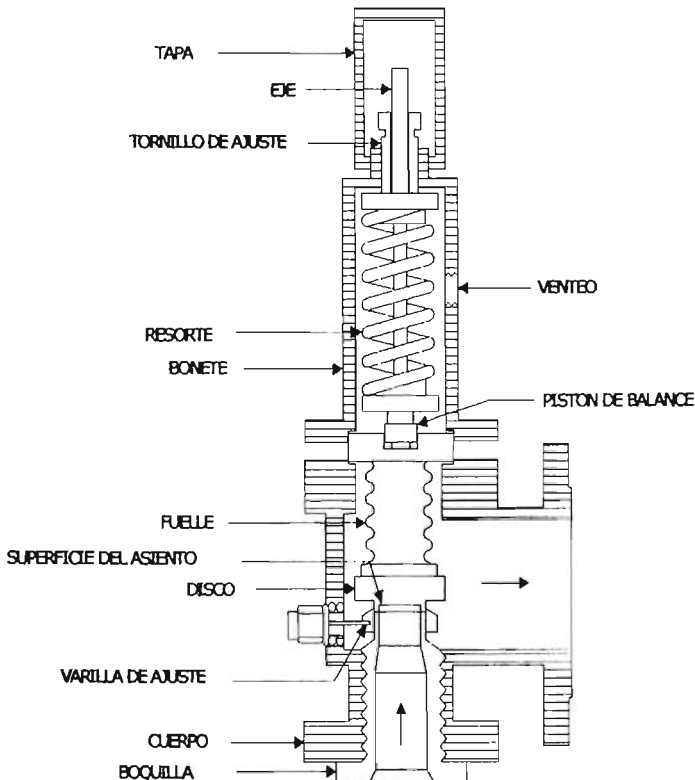
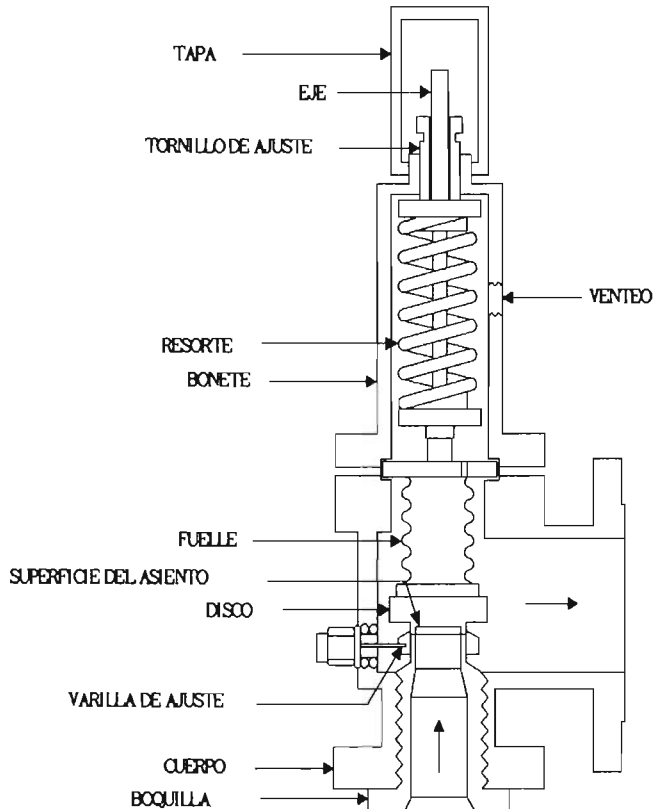




FIGURA 1.7: VÁLVULA SEGURIDAD-RELEVO DE FUELLE BALANCEADO



### 1.5.2.2 Válvulas operadas por piloto.

Los dos tipos básicos de válvulas de presión operadas por piloto será el tipo pistón y el tipo diafragma.

El tipo pistón consiste de una válvula principal, la cual encierra un pistón flotante, y una válvula piloto externo. El pistón esta diseñado para tener un área efectiva mayor en la tapa que en el fondo. Cuando aumenta la presión de ajuste, el área de la tapa y el fondo estarán expuestos a la misma presión de operación a la entrada.

Debido a la enorme área efectiva en la tapa del pistón, la fuerza neta mantendrá el ajuste del pistón hasta el asiento de la válvula principal; con el incremento en la presión de operación, la fuerza de asentamiento neta se incrementa y tenderá a marcar el ajuste de la válvula.



En el punto de ajuste, el piloto desfogará la presión de la tapa del pistón; la fuerza neta resultante desasentará el pistón, y el flujo del proceso será establecido por medio de la válvula principal. Después de la incidencia por parte de la sobrepresión, el piloto cerrará el desfogue de la tapa restableciendo la presión y la fuerza neta rectificará el pistón.

La válvula de relevo operada por piloto tipo diafragma, es análoga al tipo pistón, excepto que el pistón es reemplazado por un diafragma flexible y un disco. El piloto externo de la válvula sirve la misma función en el sentido de la presión del proceso, desfoga la tapa del diafragma a la presión de ajuste y recarga del diafragma dado que la presión del proceso retorna a la normalidad. Análogo al tipo pistón, la fuerza de asentamiento se incrementará proporcionalmente con la presión de operación debido al área expuesta del diafragma.

El piloto de la válvula que opera la válvula principal podrá ser del tipo piloto acción-disparo o acción-modulador. En el caso del tipo acción-disparo la operación del piloto causa el ascenso completo de la válvula principal. Por otro lado, la acción-modulador, la operación del piloto abrirá la válvula principal lo suficiente, únicamente para satisfacer la capacidad de relevo requerida.

➤ **Aplicaciones.**

Las válvulas operadas por piloto serán, generalmente usadas como sigue:

- a) Cuando sea requerida un área grande de relevo a una presión de ajuste, también grande, dado que muchas de las válvulas operadas por piloto pueden ser ajustadas a la capacidad total de la brida de entrada.
- b) En tanques de almacenamiento a baja presión.
- c) Cuando un desfogue cortó sea requerido.
- d) Cuando la contrapresión sea muy alta y el diseño balanceado sea requerido.
- e) En servicios de sistema en donde su uso sea económico.
- f) Donde las condiciones del sistema requieran sensores de presión para una localización y relevo de fluidos para otra.

➤ **Limitaciones.**

Las válvulas operadas por piloto no serán usadas, generalmente como siguen:

- a) En servicio donde el fluido ensucie.
- b) En servicio con líquidos viscosos.





- c) En servicios donde la temperatura exceda los límites de seguridad para los diafragmas o sellos seleccionados.
- d) Donde la compatibilidad química de la carga de fluidos con los diafragmas o sellos de las válvulas sea cuestionable o donde la corrosión pueda impedir la acción de los pilotos.

### 1.5.2.3 Dispositivos de disco de ruptura (API 576 segunda sección).

Se trata de un diafragma comúnmente metálico, sujeto entre bridas, que está diseñado para romperse a una presión determinada. Se le usa principalmente en servicios corrosivos, ya sea en vapores, gases o líquidos.

El espesor de la placa y el esfuerzo del material están diseñados para ceder a una determinada 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. Además puede funcionar en presiones de relevo muy altas y en gastos que sobrepasen la posibilidad de una válvula de seguridad.

El disco de ruptura sirve desde presiones muy bajas ( $0.4 \text{ Kg/cm}^2$ ) pero no se puede ajustar su ruptura a un valor exacto, lo común es dar un intervalo de acción con respecto a la presión del sistema  $\pm 5\%$  (ASME, caso 2091).

La vida útil de un disco de ruptura es difícil de predecir, ya que la corrosión, los cambios de presión y de temperatura así como otras condiciones del sistema pueden afectar su duración y causar falla prematura. Es más recomendable elaborar un programa de cambios cuando se ha logrado conocer el factor de vida útil, ya que un paro programado es definitivamente menos caro que un paro de emergencia.

Comúnmente resulta más caro el juego de bridas que lo soportan, que el mismo disco de ruptura. En ocasiones, se usa un disco de ruptura antes de la válvula de seguridad para prevenir que algún material corrosivo o aglutinante pudiera dañar la boquilla de la válvula, pero al utilizarse en esta forma, deben escogerse materiales que al romperse no se desintegren en pedazos, sino que solamente el disco se desgaje.

Esta práctica es común, pero debe comprobarse que la caída de presión provocada por el disco roto y su soporte no excedan los límites permitidos por los códigos relacionados.

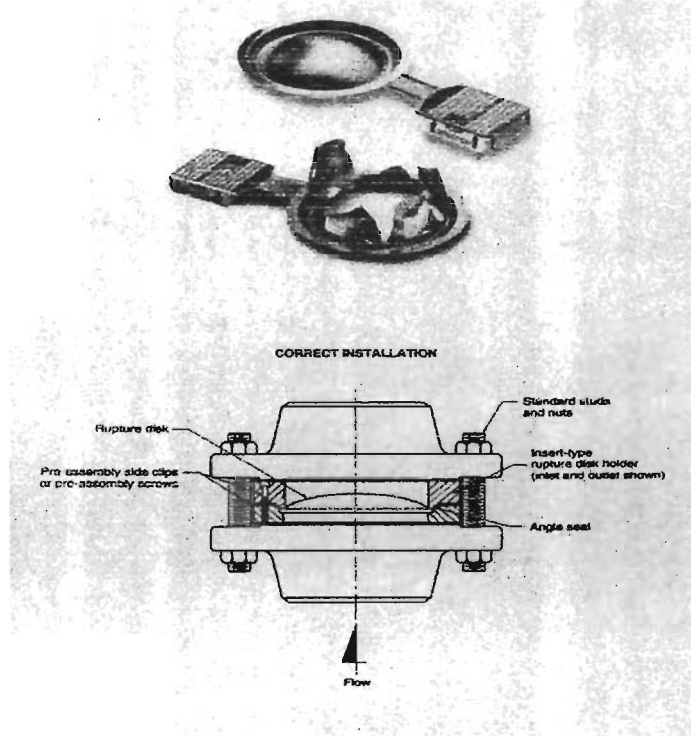
#### ➤ Tipos de disco de ruptura (API 576, 2 edición)

- a) Disco de preabombado o convencional.



Ver figura 1.8. El disco preabombado (Prebluged) o convencional; recibe la presión de lado cóncavo. Su desventaja principal es que requiere que la presión de ajuste sea 1.5 veces la presión de operación. Con estos tipos de discos, la presión de operación trabajara entre 85-90% de la presión de estallido del disco.

FIGURA 1.8. DISCO DE RUPTURA PREABOMBADO O CONVENCIONAL

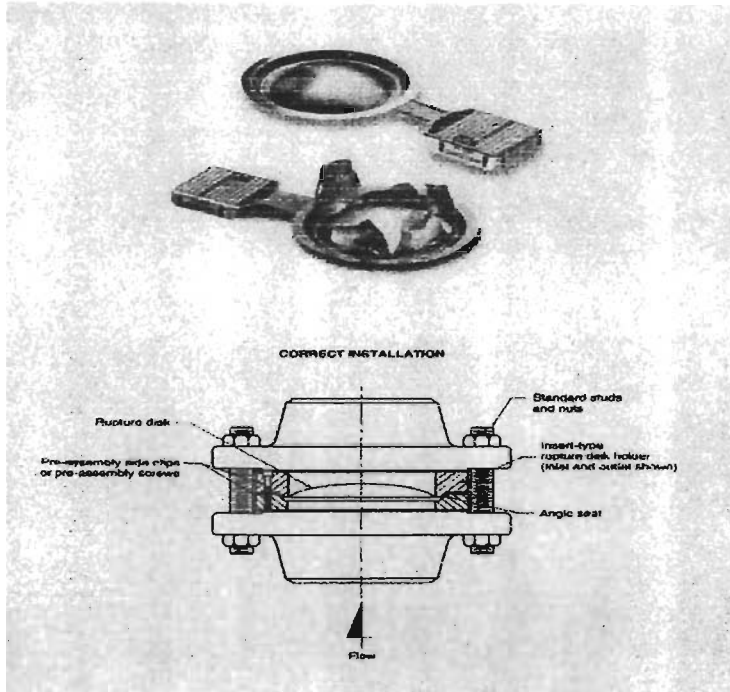


b) Disco de pandeo inverso.

Pandeo-inverso (reverse-buckling). Ver figura 1.9, recibe la presión del lado convexo, lo cual le da más resistencia a la fatiga y le permite ser ajustado alrededor de 1.1 veces la presión de operación. Con estos tipos de discos, la presión de operación trabajara por encima de 90% de la presión de estallido del disco.



FIGURA 1.9. DISCO DE RUPTURA DE PANDEO INVERSO

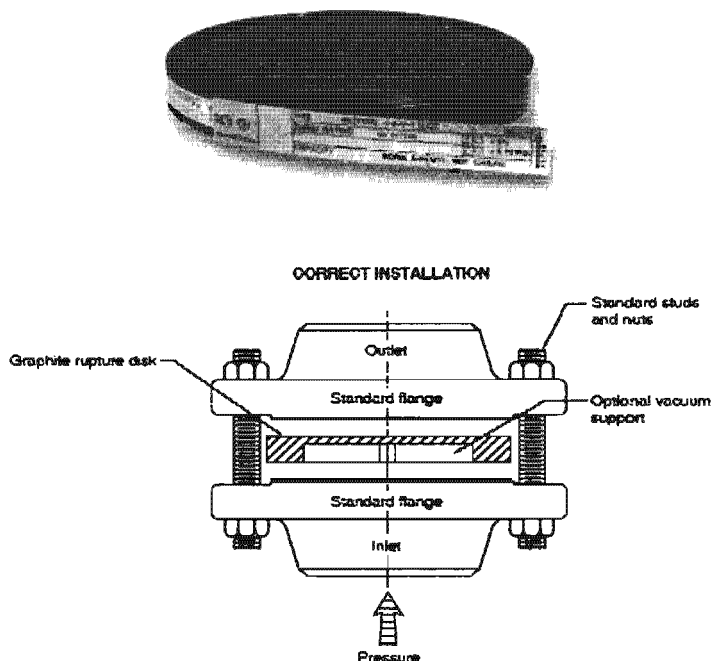


c) Disco de ruptura con grafito.

Son discos que trabajan con una barra de grafito fino, el cual funciona con un encendido a una presión diferencial a través del centro del diafragma o de la tela del disco (figura 1.10). Estos tipos de discos son adecuados para servicios de líquidos y de vapor. Con estos tipos de discos, la presión de operación trabajara en un 80% de la presión de estallido del disco. Ofrecerán las mismas ventajas y desventajas que el convencional y el de pandeo inverso. Sin embargo, el arreglo de la tubería deberá ser más complicado y las boquillas serán desiguales.



FIGURA 1.10. DISCO DE RUPTURA DE GRAFITO



A continuación se presenta la tabla 1.4 con algunos materiales de discos y su limitación de temperatura.

TABLA 1.4. TEMPERATURAS DE DISEÑO MÁXIMAS NORMALES PARA DISCOS METÁLICOS

METAL	TEMPERATURA, °F
Aluminio	250
Aluminio con capa de teflón	450
Monel	800
Inconel	900-1000
316S.S.	600-900
Plata	250
Níquel	750
Cobre	250



➤ **Aplicaciones.**

Los dispositivos de disco de ruptura serán usados como sigue:

- a) Para proteger la descarga, de las válvulas de relevo, contra la corrosión por el fluido del sistema.
- b) Para proteger las válvulas de relevo, del taponeo u obstrucción por líquidos viscosos o producto de la polimerización.
- c) Minimiza las pérdidas de material, valioso, nocivo o de riesgo que puedan escapar a través de la válvula de relevo.
- d) Como un dispositivo de relevo de presión secundario, cuando la diferencia entre la presión de operación y la presión de ruptura sea mayor, dependiendo del tipo de disco seleccionado.

➤ **Limitaciones.**

Los discos de ruptura de metal abultado serán instalados de tal manera que la presión ejerza sobre el lado cóncavo y para discos de ruptura de metal plano, la presión de abertura del sistema protegido, esta limitado generalmente a un 65-85% de la presión de estallido del disco. El porcentaje exacto depende del tipo de disco empleado. El valor bajo de este rango deberá ser usado si cualquier de lo siguientes sucesos son anticipados en el sistema:

- a) Presión de pulsación.
- b) Ondas continuas o periódicas en la presión.

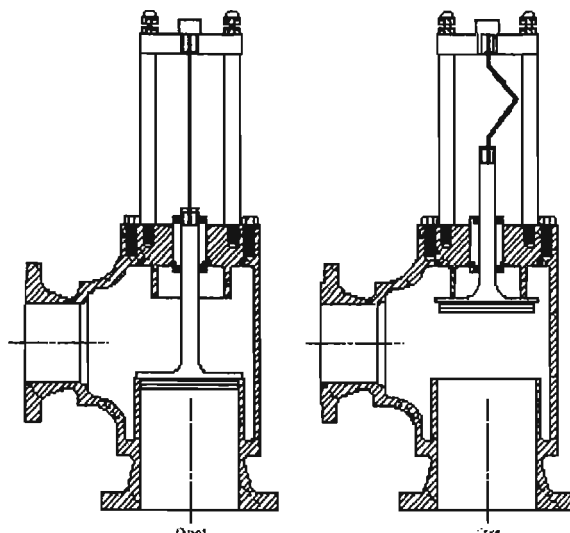
**1.5.2.4 Dispositivos de pin-rupture (API 526, 2002, Quinta edición.)**

Los dispositivos pin-rupture de presión, consisten en un disco movable expuesto al sistema de presión, y a un mecanismo externo que es semejante al disco, el pin-rupture puede tener su carga en la tensión. El pin-rupture detiene el movimiento del disco hasta que se alcanza la presión determinada. A este punto el pin se dobla y el disco se abre para evitar una sobrepresión, una vez que se restaura la presión del sistema el pin-rupture se vuelve a tensionar. Ver figura 1.11.

Quando se instale un dispositivo de pin-rupture se considerara un intervalo de acción con respecto a la presión del sistema  $\pm 5\%$  (ASME, Sec. VIII, caso 2091). Para el diseño de éste dispositivo se deben de tomar en cuenta las condiciones de temperatura ambiental externa y no a las del proceso, esto es con el fin de establecer correctamente la presión del sistema.



FIGURA 1.11 DISPOSITIVO DE SEGURIDAD PIN-RUPTURE



## 1.6 Redes de tubería

### 1.6.1 Cabezales de desfogue.

Es la tubería principal a la que llegan todas las tuberías secundarias de gas aliviado conduciéndolo hasta el quemador.

Las plantas del sistema que trabajan con equipos con rangos de presión diferentes y significativos, consideran la opción de utilizar cabezales independientes para la recolección de las descargas de las válvulas que releven a altas y bajas presiones, por lo que se calcula el sistema para ambas alternativas y se elige la más económica.

Las descargas de válvulas que manejen fluidos corrosivos se recolectan en cabezales independientes, si es requerido se envían a un sistema para tratamiento específico. En el caso de que la descarga de las válvulas de baja presión represente solo un pequeño porcentaje del total, se deben tener cabezales independientes. De otra manera estas descargas bajarían considerablemente la contrapresión permitida en el sistema y en consecuencia el diámetro obtenido para el cabezal sería mayor.

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



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

### 1.6.2 Determinación del tamaño de la tubería en un sistema.

De acuerdo a la información bibliografía de API B31.8 el flujo de gases y vapores a través de la tubería y otras restricciones estarán, frecuentemente afectados por el cambio en las condiciones de presión, temperatura y propiedades físicas. La condición de una diferencia de temperatura en un flujo compresible frecuentemente ocurre en un sistema de desfogue, equipo de destilación o vacío.

Algunas situaciones de diseño envuelven flujo de vapor a velocidades muy altas resultando en una caída de presión mayor de la presión corriente arriba. Tales casos serán: expansión del vapor a través de una válvula, flujos de vapor a velocidades elevadas en tuberías angostas y vapores fluyendo en líneas de proceso bajo condiciones de vacío.

En muchos casos, la diferencia de presión es crítica y requiere un análisis y diseño más preciso. Por ejemplo, la diferencia de presión a la entrada de la tubería de una válvula relevo-seguridad no deberá exceder el 3% de la presión de ajuste de la válvula de relevo a su capacidad de relevo para una operación estable. Este límite previene la rápida abertura y cierre de la válvula, un fenómeno conocido como traqueteo que resulta debido a una capacidad del fluido bajo y subsecuentemente perjudicial a las superficies del asiento de la válvula. Contrariamente, el extremo de la tubería o línea de desfogue de una válvula de relevo debería estar diseñado tal que la diferencia de presión sea menor al 10% de la presión de desfogue, presión de ajuste más sobrepresión en medida.

Determinando el fluido de la diferencia de presión para el diseño del sistema, con frecuencia tendremos la influencia dominante sobre la densidad. Conforme la presión disminuya debido a la resistencia de la tubería y sus componentes, la expansión del gas y su velocidad aumentaran. Un límite será alcanzado cuando la velocidad del gas o vapor no pueda exceder la velocidad sónica o crítica.

Aun si la velocidad bajo corriente es inferior que la presión requerida para alcanzar la velocidad sónica, la velocidad de flujo, sin embargo no se incrementará para una condición adiabática (tubería aislada, donde la transferencia de calor, es nula) que para una condición isotérmica tanto como el 20%. Sin embargo no hay diferencia si el conducto tiene una longitud de 1000 veces su diámetro.

En práctica, los flujos actuales estarán entre las 2 condiciones, y la diferencia en las velocidades de flujo es con frecuencia menor al 20% aun para líneas menores de 1000 veces al diámetro del tubo.



Pérdidas de presión, cabeza-velocidad y accesorios de tubería. Las pérdidas de presión en sistemas de tubería de proceso tienen un gran número de causas.

- Fricción en la tubería, la cual es una función de la rugosidad de la superficie de la pared del tubo interior, el diámetro interno de la tubería, la velocidad del fluido y sus propiedades físicas.
- Obstrucción en la trayectoria del flujo del fluido.
- Cambios repentinos y graduales en la sección transversal y forma de la ruta de flujo de fluidos.
- Cambios en la dirección del flujo.

Los accesorios tales como las válvulas constituyen el 20-30% del costo de la tubería total. La selección influirá en el costo que frecuentemente afecta la capacidad del fluido, y esta muchas veces afecta la capacidad de la planta. Curvas con radio grande serán frecuentemente preferidas a los codos para servicios con una calda de presión baja.

#### 1.6.2.1 Flujo crítico o sónico y el número de Mach.

La velocidad de flujo de un fluido compresible en un tubo con una presión o contracorriente dada, se aproximará a una cierta velocidad máxima que no podrá ser excedida aun con la disminución de la presión bajo corriente. La velocidad máxima respectiva está limitada por la velocidad de propagación de una onda de presión que viajará a la velocidad del sonido en el fluido. Por lo tanto la velocidad máxima que un fluido compresible puede llegar en un tubo, es conocida como velocidad sónica ( $V_s$ ) y puede ser expresada como:

$$V_s = 223 * \left( \frac{KT}{Mw} \right) * 0.5 = 68.1 * \left( \frac{KP_1}{P_1} \right) * 0.5 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \quad (1.13)$$

Con un flujo de vapor a velocidad alta, la posibilidad de alcanzar las condiciones de flujo sónicas o críticas en una tubería del sistema deberá ser investigado siempre que la caída de presión resultante se aproxime a los siguientes valores de la diferencia de presión como un porcentaje de la presión o contracorriente.

- Vapor saturado,  $\Delta P=42\%$
- Gases diatómicos,  $\Delta P=47\%$
- Gases triatómicos o con un peso molecular alto incluyendo vapores de hidrocarburos y vapor sobrecalentado,  $\Delta P=45\%$ .





En el caso de un cabezal de alta presión, el flujo deberá ser sónico a la salida. Por lo tanto, es frecuentemente necesario contener la presión a la salida de cada segmento de tubería para no ser crítica. Si  $P_c$  es menor que  $P_2$  terminal, el flujo es subcrítico. Sin embargo si  $P_c > P_2$ , entonces el flujo es crítico. Aunque esto pueda ser impráctico, para conservar el flujo en subcabezales a presión alta por debajo del sónico, Mak sugirió que el cabezal principal de un quemador no deberá ser diseñado por un flujo crítico a la salida dentro de un quemador elevado. Esto evitará el ruido indeseable y la vibración resultante del flujo sónico.

### 1.6.2.2 Dimensionamiento del cabezal de relevo.

Criterios de Diseño. Se busca utilizar un diámetro tal, que no produzca más caída de presión que la disponible, y que no sea mayor que lo necesario para reducir su costo.

Los factores principales que afectan al diseño de los cabezales y laterales en un sistema de relevo cerrado son:

- La distribución física de la planta.
- La máxima descarga simultánea a los cabezales.
- Tipo y características de las válvulas de relevo ya seleccionadas.
- La máxima caída de presión disponible o permisible.
- El método matemático para el cálculo de esta caída de presión para establecer diámetros en el sistema.

La capacidad máxima requerida de descarga, esta basada en el grupo de válvulas que han de relevar en forma simultánea. Esto puede suceder en las causas siguientes: fuego total o localizado, falla de agua de enfriamiento y falla de energía eléctrica.

### 1.6.2.3 Separación por tramos.

El dimensionamiento se hace por tramos. Generalmente el punto de partida es la punta del quemador o de la chimenea ya que ahí se conoce la presión, que es atmosférica, y los cálculos van hacia atrás o 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>.

En el punto corriente arriba en que empieza el primer tramo considerado, se tendrán las condiciones "iniciales" para el tramo inmediato anterior. El valor  $P_1$  que se cálculo para el primer tramo, será ahora el valor  $P_2$  del tramo siguiente y así sucesivamente.



Para cada tramo, se supone un diámetro, se calcula una presión inicial o contrapresión; este valor de presión inicial o contrapresión, se compara con un valor de referencia permisible. Si la presión inicial o contrapresión calculada es mayor que el valor de presión inicial de referencia o permisible, deberá aumentarse el diámetro para ese tramo.

#### **1.6.2.4 Caída de Presión Disponible.**

La máxima contrapresión permisible en el cabezal se establece de acuerdo a la presión de relevo más baja. Cuando a un cabezal se integran válvulas que relevan a baja presión y válvulas a alta presión, el tamaño estará dominado por la válvula de más baja presión. Si estas válvulas no se integran a ése cabezal, el tamaño del mismo se reducirá enormemente.

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

Cuando la contrapresión permisible de la válvula con la presión de ajuste más baja, se le resta la presión de salida del cabezal o sistema, se tendrá la caída de presión disponible o permisible. Evidentemente, la válvula balanceada nos permitirá tener un cabezal de diámetro menor que el necesario para válvulas convencionales, ya que el diámetro del cabezal será aquel que produzca una caída de presión total, igual o menor que la caída de presión disponible.

#### **1.6.3 Métodos de cálculo (API-RP-520 Parte I)..**

Si el sistema conduce un fluido compresible y la caída de presión del mismo es pequeña, la densidad del fluido será constante y en ese caso cualquier ecuación común del cálculo de caída de presión podría utilizarse. Pero si la caída de presión es grande, la densidad variará en forma notable y se tendrá un cambio en la energía cinética.

Una tubería de relevo, va a manejar fluidos compresibles a velocidades cercanas a la del sonido, con el objetivo de reducir el diámetro, consecuentemente, la caída de presión que se tenga será grande y vendrán los cambios de densidad y de energía cinética.

Un método de aproximación común es el de usar la densidad promedio en las ecuaciones de caída por fricción. En este caso, a pesar de que se toman en cuenta los cambios de presión en la línea, los resultados son aún pobres.

En el caso de un cabezal de relevo, se puede pensar en el caso adiabático y el caso isotérmico sin embargo, el flujo adiabático es el que más se acerca a la realidad, así que es válido aplicar ecuaciones de flujo adiabático.



### 1.6.3.1 Método de la doble K.

La velocidad en un tubo es obtenida a expensas de la cabeza estática y la disminución de la misma, debido a la velocidad esta definido como la cabeza velocidad. El flujo de fluido a través de los accesorios de la tubería también causará una disminución en la cabeza estática la cual es expresada en términos de la cabeza velocidad como lo indica la siguiente ecuación:

$$h_L = \frac{KV^2}{2gc} \quad (1.14)$$

El coeficiente de resistencia k, esta definido como el número de cabezas-velocidad perdidas debido a los accesorios y válvulas de la tubería. El método de la doble k de Hooper's es incorporado para determinar el número de cabezas velocidad. El método de la doble k es en general, es independiente de la rugosidad de los accesorios pero es una función del No. de Re., y de la geometría exacta del accesorio.

### 1.6.3.2 Método API.

Este método es el desarrollado por Lobo, Friend y Skaperdas. Es de flujo isotérmico, se recomienda solo para un chequeo rápido, pues comúnmente da resultados sobrados.

La ecuación utilizada es:

$$\frac{2\Delta P_E}{P_1} = 1 - \left[1 - \left(C_K \cdot \frac{2\Delta P_E}{P_1}\right)^2 + \frac{G^2}{\delta P_1 g} \cdot \ln \left(\frac{C_K \Delta P_E}{P_1}\right)^2\right] \quad (1.15)$$

El procedimiento consiste en calcular una caída de presión "estándar" por medio de la ecuación de Fanning y usando las propiedades físicas del fluido a las condiciones de entrada del cabezal; después se procede a calcular o estimar el valor del factor de corrección por energía cinética  $C_K$  y finalmente, ya teniendo el valor del factor de corrección por energía cinética, la caída de presión corregida  $\Delta P_C$  será:

$$\Delta P_C = \Delta P_E \cdot C_K \quad (1.16)$$

### 1.6.3.3 Método de Conison.

La ecuación desarrollada por Conison basada en condiciones de salida conocidas o calculadas por medio de la ecuación de Crocker para presión crítica, es el método más aceptado para el cálculo de cabezales y tuberías laterales. Este método se aplica para cualquier tubería en la cual el diámetro y el gasto permanecen constantes a lo largo del tubo y en donde los cambios el calor específico, viscosidad y temperatura no son significativos.



La ecuación de Conison es:

$$P_1 = \left[ \left( \frac{f * L_T * P_2 * V_2^2}{2gd} \right) * (2P_2) + P_2^2 + \frac{2V_2^2 * \delta_2 * P_2}{g} * \ln \frac{V_2}{V_1} \right]^{0.5} \quad (1.17)$$

Donde:

f :	Factor de fricción.
L <sub>T</sub> :	Longitud de tubo recto y accesorios en pies.
δ :	Densidad en lb/pie <sup>3</sup>
V :	Velocidad de flujo en pie/seg.
d :	Diámetro en pies.
P :	Presión en lb/pie <sup>2</sup> .
g :	Aceleración de la gravedad 32.2 pie/seg

Simplificando la ecuación puede quedar:

$$P_1 = \left[ P_2^2 + \frac{2V_2^2 * \delta_2 * P_2 * f * L_T}{gd} \right]^{0.5} \quad (1.18)$$

#### 1.6.3.4 Método adiabático.

La ecuación de flujo adiabático es más rigurosa pues toma en cuenta cambios que otros métodos no consideran como es el producto  $(PV)^K$ .

La ecuación adiabática es la siguiente:

$$P_1 = \left[ P_2^{\frac{K+1}{K}} + \left( \frac{5.59851 * 10^{-7} W^2 P_2^{1/K}}{D^4 \delta_2} \right) * \left( \frac{K+1}{K} \right) * \left( \frac{f L_T}{2D} + \ln \frac{P_1}{P_2} \right) \right]^{\frac{K}{K+1}} \quad (1.19)$$

El manejo de la ecuación se puede hacer:

$$\beta = \left( \frac{5.59851 * 10^{-7} W^2 P_2^{1/K}}{D^4 \delta_2} \right) * \frac{K+1}{K} \quad (1.20)$$

$$\alpha = P_2^{\frac{K+1}{K}} \quad (1.21)$$

$$K_F = \frac{f * L_T}{2D} \quad (1.22)$$



Se calcula el valor inicial de  $P_1$

$$P_1 = (\alpha + \beta K_F)^{\frac{\kappa}{\kappa+1}} \quad (1.23)$$

Con el valor de  $P_1$  inicial se corrige y calcula  $P_{1C}$

$$P_{1C} = (\alpha + \beta K_F \ln \frac{P_1}{P_2})^{\frac{\kappa}{\kappa+1}} \quad (1.24)$$

Se compara  $P_{1C}$  con  $P_1$ , si no son iguales, se toma  $P_1 = P_{1C}$  y se repite hasta convergencia.

#### 1.6.3.5 Método de Mak.

El método de Mak esta basado en la ecuación de flujo isotérmico y en las condiciones de salida. La ecuación es:

$$\frac{fL_1}{D} = \frac{1}{M_2^2} * \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^2 * \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^2\right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^2 \quad (1.25)$$

### 1.7 Quemadores de campo

El artículo de H. J. Klooster hace referencia de que el quemador es una de las piezas más visibles y espectacular de los equipos asociados a una planta de proceso o área de producción; bajo condiciones máximas de diseño, representa fuego o combustión en una escala masiva. Como punto crítico del proceso y como equipo de control de emisiones, se debe tener cuidado en el diseño de un quemador, considerando la estabilidad en el quemado, la radiación de la flama, la caída de presión, la filtración de aire, la eficiencia de la combustión, etc., de tal manera que el objetivo principal la seguridad, efectividad en la disposición de los gases no sea comprometido.

El tamaño del quemador deberá ser tal que a una altura determinada no existan problemas por radiación; sin embargo la altura efectiva del quemador será aquella en donde debido a un relevo de emergencia, la concentración máxima de compuestos al nivel de piso y en atmósferas adyacentes se encuentre por debajo de los límites de flamabilidad, toxicidad, explosividad, olor y ruido para no afectar al personal.



### 1.7.1 Propiedades de la combustión.

#### ➤ Propiedades de la flama.

Los dos tipos de flama básicas serán: (a) la flama de difusión, la cual se encuentra en quemadores convencionales y se lleva a cabo, durante la ignición de un combustible en presencia de aire, y (b) flama aérea, la cual ocurre cuando el combustible y el aire son, previamente, mezclados antes de llevarse a cabo la ignición. La velocidad de quemado, o velocidad de la flama, es la velocidad a la cual una flama viaja a través de una mezcla combustible sin quemar.

#### ➤ La formación del humo.

La flama de algunos hidrocarburos será luminosa dado que partículas de carbono incandescentes son formadas en la flama. Bajo ciertas condiciones, estas partículas serán liberadas, dentro de la flama luminosa en forma de humo. Para una flama típica del quemador, la característica visual dominante de la flama es el color amarillo; este color amarillo es causado debido a las partículas de carbono producidas en las zonas de combustión rica de hidrocarburos. Si las partículas de carbono se escapan de la flama sin llevar a cabo su oxidación total, el humo será producido.

#### ➤ Radiación

Un estudio común para determinar la radiación por parte de la flama es simplificar la geometría del problema asumiendo que la flama tiene un solo epicentro y usa un solo factor para cubrir un número de variables de transferencia de calor radiactiva.

La intensidad del calor emitido por la flama puede ser expresada como:

$$K = \frac{\tau F Q}{4\pi D^2} \quad (1.26)$$

Donde:

D =	Distancia mínima desde el punto medio de la flama hasta el objeto considerado, ft.
$\tau$ =	Fracción del calor radiado transmitido a la atmósfera
F =	Fracción de calor radiado
Q =	Calor liberado (mínimo valor de calentamiento), Btu/hr
K =	Intensidad de calor radiado por unidad de área, Btu/hrft <sup>2</sup> .



## 1.7.2 Clasificación de los quemadores

De acuerdo al manual de quemadores del IMP, los quemadores son, generalmente, clasificados de dos maneras: (1) por la altura de la boquilla del quemador (por ejemplo, de fosa o elevados), y (2) por el método de acrecentar el mezclado en la boquilla del quemador (por ejemplo, asistido por aire, asistido por vapor).

### 1.7.2.1 Altura de la boquilla de quemado.

#### ➤ Quemadores elevados.

Aunque existen diferentes tipos de quemadores, los elevados son los más usados, se deben instalar de acuerdo a la dirección de los vientos y localizarlos a distancias adecuadas de otras instalaciones y de áreas urbanas adyacentes para minimizar los riesgos por toxicidad, flamabilidad, explosividad y radiación al personal.

Un quemador elevado es una chimenea o una tubería alta soportada, en cuya punta se lleva a efecto la combustión de gases de desecho. En estos quemadores la combustión se lleva a cabo a gran altura, por lo que no requiere un área demasiado grande y se puede localizar dentro de los límites de proceso o en la periferia inmediata.

## 1.7.3 Tipos de quemadores elevados y de fosa.

Históricamente, tres tipos de quemadores elevados han sido empleados para asegurar servicios dependientes y desempeño eficiente. Obviamente la principal razón para que estos quemadores fueran elevados es la de reducir la radiación térmica a niveles aceptables para el personal de la planta y los equipos. Sin protección contra el viento, temperatura ambiente o ropa de protección, una radiación térmica conservativa para diseñar la altura del quemador será de  $1,500 \text{ Btu/hr} \cdot \text{ft}^2$ .

El más complicado, y el más limitado, dentro del sistema de quemadores es el quemador con humo. Este es usado para corrientes de hidrocarburos o vapor que se queman rápidamente y no producen humo, tales como el metano, hidrógeno, monóxido de carbono y amoníaco. Hidrocarburos pesados pueden ser quemados usando un quemador humeante, pero solamente con una eficiencia de combustión baja.

Un segundo tipo de quemador elevado es usado para hidrocarburos pesados. Este es designado como quemador sin humo y proporciona limpieza y eficiencia para disponer de todos los hidrocarburos de las corrientes. Sin embargo, este tipo consume bastante cantidad de energía, comúnmente en forma de vapor.

Otro diseño de quemador elevado es el usado para corrientes de desecho de bajo contenido calorífico, llamado comúnmente endotérmico debido a que el quemado es llevado a cabo adicionando energía a la corriente de desecho para completar la oxidación.



Siempre que el poder calorífico de la corriente de desecho este por debajo de los 115 Btu/ft<sup>3</sup>, entonces un quemador endotérmico asistido con gas deberá ser usado para asegurar la completa oxidación. Los quemadores endotérmicos serán usados para gases residuales de sulfuro y corrientes de desecho de amonio.

Tomando en cuenta la base de su estructura, los quemadores elevados son clasificados de la siguiente manera:

#### **1.7.3.1 Quemador tipo torre.**

En este tipo de quemador, la estructura no ocupa mucho espacio, pero si es más robusta para poder soportar el tubo de quemado. Los más comunes tienen soporte estructural de 4 lados, pero también existen de 3 lados, según sea el número de boquillas soportadas.

Es ideal su uso cuando no se dispone de mucho espacio para colocar el quemador y se necesita de mucha altura para mantener los límites de radiación por la cercanía de zonas donde hay equipo y personal en operación.

Es el más caro en construcción y mantenimiento. Puede tener alturas hasta de 300 ft (91.44 metros) y diámetro de base de 35 ft. (10.66 metros).

#### **1.7.3.2 Quemador tipo cableado.**

Este quemador se utiliza cuando se requieren alturas arriba de 350 ft (106.68 metros) y de gran diámetro. Se soporta mediante cables de 2 o 3 niveles, los cuales son anclados en concreto sobre el piso. Las anclas de los cables forman un círculo cuyo diámetro es, aproximadamente, la altura del quemador, por lo que requieren de gran espacio para su instalación. Cuando se tienen expansiones severas, debe tenerse cuidado en la manera en que se atan los cables, en el ángulo que formen con la tubería elevada y en el número de cables que se utilicen.

#### **1.7.3.3 Quemador tipo autoportado.**

Con este tipo de quemador, no se requiere estructura, se usan diferentes diámetros para la línea de elevación, teniendo el mayor diámetro en la base y el menor en la punta, lo cual reduce la oscilación del quemador causada por la fuerza del viento.

Es el más económico para alturas de 250 ft (76.2 metros) y ocupa menor área. Su erección es más fácil que la de los otros tipos. Por ejemplo, para una altura de 250 ft, el diámetro de la base es de, aproximadamente, 12 ft (3.65 metros), comparada con 24 ft (7.31 metros) de separación entre piernas para un tipo de torre.





#### 1.7.3.4 Quemadores de fosa.

Los quemadores de fosa están diseñados para eliminar “por combustión” corrientes gaseosas de plantas de refinación, petroquímica y almacenamiento, así como las instalaciones de explotación del petróleo de manera eficiente y cumpliendo con los lineamientos en seguridad y contaminación ambiental.

Los quemadores de fosa manejan relevos gaseosos que emiten productos de combustión tóxicos y se caracterizan por contar con boquillas de quemado instaladas dentro de una fosa, al nivel de piso o a un nivel inferior, colocadas generalmente en posición horizontal y, en algunos casos en posición vertical.

Es más económico que el quemador elevado ya que no requiere estructura, y es fácil darle mantenimiento. Sin embargo, el área requerida es mayor debido a que al encontrarse a nivel del piso los niveles de radiación son más altos y las distancias para protección del personal y equipo son mayores. Es recomendable para el quemado de líquidos.

No son recomendables cuando se manejan sustancias tóxicas, ya que si no se logra una combustión completa, las concentraciones al nivel de piso pueden alcanzar niveles mayores a los permisibles al no presentarse el efecto de dilución ocasionada por el viento, característico de los quemadores elevados.

➤ Clasificación de los quemadores de fosa.

La clasificación de los quemadores de fosa se efectúa basándose en las características del proceso de combustión que estén desarrollando combustión completa sin emisión de humo o combustión incompleta con emisión de humo. También se consideran en la clasificación los tipos y características de las boquillas que se hayan instalado en los quemadores de fosa.

a) Quemadores de fosa con emisión de humo.

Están constituidos por una o más boquillas de quemado colocados en posición horizontal dentro de una fosa; un sistema de ignición; piloto de encendido y un sistema de sello interno por medio de mamparas las cuales están protegidas interna y externamente con material refractario, para evitar el retroceso de flama en cada una de las boquillas que lo conforman.

Estos quemadores se deben utilizar para el quemado continuo de gases cuya combustión se efectúe con emisión de humo y no sean tóxicos, o para el quemado de gases no tóxicos con emanación de humo provenientes de relevos de emergencia.



b) Quemadores de fosa sin emisión de humo.

La eliminación de humo en los quemadores de fosa se logra distribuyendo adecuadamente la cantidad suficiente de aire en la zona de combustión para efectuar una combustión completa. Entre este tipo de quemadores está el siguiente:

I. Eliminación de humo por inyección de vapor de agua.

La inyección de vapor de agua a la zona de aeración localizada entre la base de la flama y la boquilla del quemador propicia la disminución en la temperatura de dicha zona, prolongando el proceso de oxidación y minimizando la descomposición térmica del hidrocarburo.

### 1.7.4 Equipo auxiliar para el quemado.

#### 1.7.4.1 Boquilla

Todas las boquillas que se utilizan en los quemadores deberán incluir lo siguiente:

- a) Pantallas rompevientos.
- b) Anillo para retención de flama.
- c) Pilotos con línea de suministro de gas combustible, líneas de ignición y termopares.
- d) Bridas para conexión a sellos o a líneas de relevo.

Los quemadores con emisión de humo deben utilizar boquillas del tipo convencional, constituidas, básicamente, por un tubo revestido internamente con material refractario así como las partes mencionadas anteriormente.

Para el quemado sin humo, pueden emplearse los siguientes tipos de boquillas:

- Boquilla con eliminación de humo por suministros de aire. Se caracterizan por contar con dos tubos coaxiales; la central maneja el extremo de la boquilla que debe tener ranuras múltiples a la descarga para asegurar un mezclado homogéneo antes de la combustión.
- Boquilla con eliminación de humo por suministros de vapor de agua. Existen dos variantes: con inyección central de vapor o con un anillo de inyección de vapor.



#### 1.7.4.1 Sellos líquidos.

Los sellos líquidos serán componentes muy comunes en el sistema de quemado. Estos serán incluidos como parte integral de la base de un quemador elevado. Algunas de las razones para su uso serán las siguientes:

- Protección contra el retroceso de la flama. Los sellos líquidos serán usados para suministrar protección acerca de la propagación de la flama dentro de la tubería de la planta. Si el quemador de gas contiene oxígeno dentro del mismo, la adición de un sello líquido, como una fuente cerrada de la flama, es recomendada.
- Mantener una presión positiva en el cabezal. Los sellos líquidos serán usados para asegurar que una presión positiva sea mantenida en el cabezal del quemador. Esto asegura que fugas en el cabezal del quemador no resulten en fugas de gas a la atmósfera y fugas de aire dentro del cabezal.

La fuga de aire dentro del cabezal del quemador puede dar como resultado un riesgo potencial, para la mezcla gas / aire, con la posibilidad de una explosión en el quemador o en el cabezal.

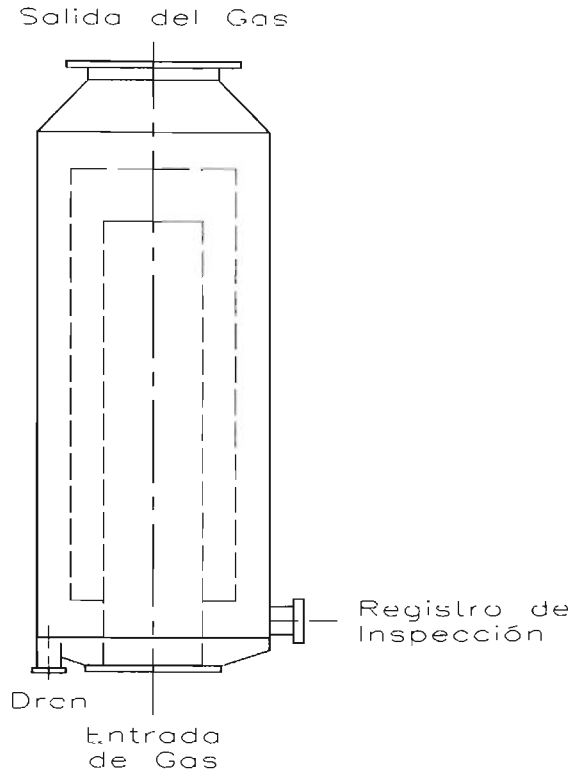
Existen dos tipos comunes de sellos mecánicos, generalmente, localizados en / o por debajo de la boquilla de descarga, que serán usados para reducir la cantidad de gas de purga continua, requerida para prevenir la infiltración del aire dentro de la chimenea:

a) Sello tipo difusión.

Este tipo de sello usa la diferencia entre el peso molecular del gas de purga y el aire que se infiltra para formar un sello de gravedad el cual previene que el aire entre dentro de la chimenea ( Ver figura 1.12). La fuerza de un cilindro provoca la entrada del aire a través de dos codos de 180° (uno arriba y otro abajo) antes de poder entrar a la chimenea. Si el gas de purga es más ligero que el aire, el gas de purga se acumula en la boquilla del sello y previene la infiltración del aire en el sistema. Este sello, normalmente, reduce la velocidad de gas de purga requerido a través de la boquilla, 0.01 ft/seg. También, con algunas composiciones del gas de purga, limitará los niveles de oxígeno por debajo del dispositivo, a menos de 0.1%. Sin embargo, estas relaciones bajas de purga no previenen el quemado interno de la boquilla del quemador, lo cual resulta en una vida corta de la boquilla. Este efecto es llamado cáncer debido a la degradación del metal, del cual esta compuesto la pared de la boquilla del quemador. Muchos sellos moleculares serán purgados en relaciones de 0.5 ft/seg para conservar la flama en la boquilla del quemador y asegurar el tiempo de vida del quemador.



FIGURA 1.12. SELLO TIPO DIFUSIÓN. (MOLECULAR)



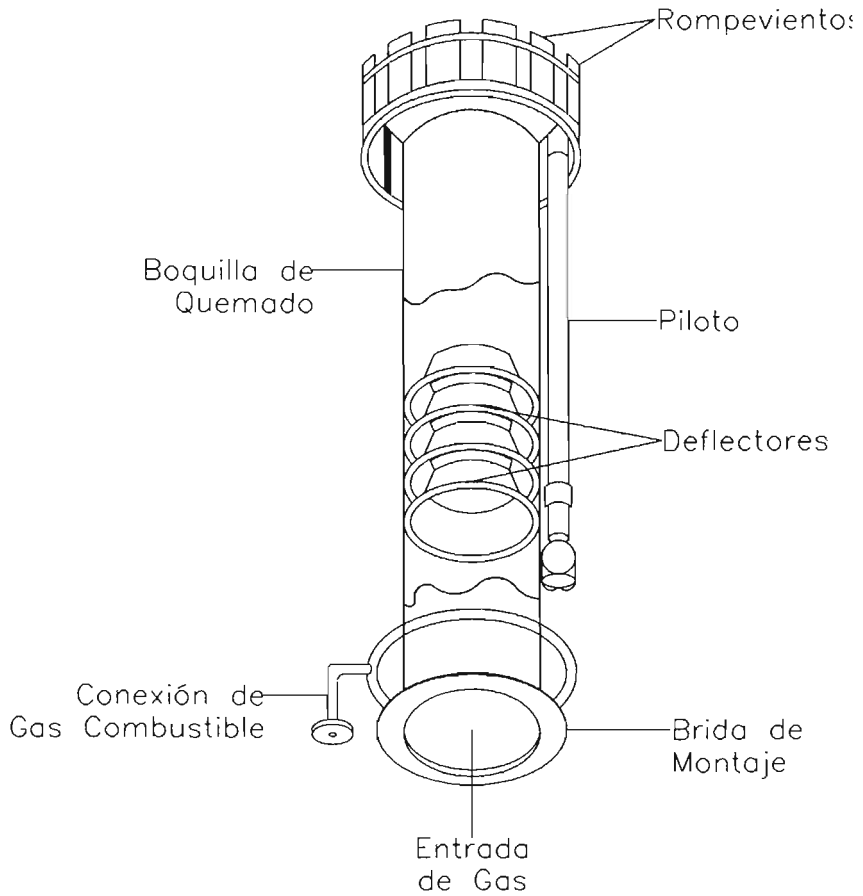
b) Sello de velocidad.

Este sello trabaja bajo la premisa que el aire infiltrado entra a través de la boquilla del quemador y estrecha la pared interna de la boquilla del quemador(Ver figura 1.13). El sello de velocidad tiene la forma de un cono obstruido con uno o múltiples baffles, el cual provoca el camino del aire de la pared donde se encuentre el flujo de gas de purga y pase rápidamente hacia fuera de la boquilla.

Este sello normalmente reduce la velocidad de gas de purga a través de la boquilla entre 0.02 ft/seg y 0.04 ft/seg, con lo cual se conserva las concentraciones de oxígeno por debajo del sello de 4% a 8% (aproximadamente 50% de la concentración límite de oxígeno requerido para crear una mezcla inflamable).



FIGURA 1.13: SELLO TIPO VELOCIDAD. (FLUÍDICO)





c) Sistema de ignición.

Un panel de ignición del piloto es una parte integral de un sistema de quemado utilizando la generación de una flama para la ignición. Un generador de flama ocupara una línea principal de ignición desde el panel hasta el piloto del quemador con una mezcla flamable de aire y gas combustible. Una chispa es, entonces, introducida en el panel hasta encender la mezcla y enviar una flama a través de la tubería hasta encender el piloto. Estos paneles pueden ser operados manualmente, o pueden ser automáticos para la reignición del piloto cuando la flama del piloto sea extinguida. El sistema de ignición electrónica, el cual no requiere propagación de flama, será también usada.

**1.7.4.3 Purga.**

El propósito de utilizar gas de purga (gas combustible o gas inerte) es asegurar un flujo positivo de gas en la chimenea y por lo tanto prevenir el retroceso o entrada de la flama al sistema de quemado. Sin el auxilio del gas de purga, el aire puede entrar a la chimenea como resultado de un fenómeno difusional. Esto puede originar el retroceso de la flama (flashback) o, incluso una explosión en la chimenea.



*CAPITULO II. BASES PARA  
SELECCIONAR EL ESQUEMA DE  
UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN  
DE GAS*



## 2.1 Generalidades.

En este capítulo se mencionaran antecedentes de sistemas de recuperación de gas en el mundo, así como las características generales de los equipos que estructuran a nuestro sistema de recuperación.

Actualmente la recuperación de hidrocarburos gaseosos dentro de un sistema de desfogue ha tenido relevancia en las refinerías del mundo por su valor económico al servir como fuente de energía. Además de reducir emisiones contaminantes que van al aire ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{NO}_x$ ).

Existen compañías que son especialistas en el diseño y fabricación de los sistemas de ignición y recuperación de gas que llegan en un sistema de desfogue. Estas compañías se dedican a seleccionar y hacer prueba de arranque para el equipo del sistema de recuperación. (compresor, tanque separador, enfriador, dispositivo de seguridad y control, tuberías y tanques de almacenamiento). El compresor es el equipo más importante dentro del sistema de recuperación, ya que de él depende la cantidad de flujo que se va a mandar a recuperar. En éste capítulo se mencionan criterios para la selección de un sistema de recuperación de gas tomando como parte importante la selección del equipo para estructurar el esquema adecuado en la recuperación. Estos equipos son : compresor, intercambiador de calor, tanque separador, instrumentación, válvulas de seguridad.

## 2.2 Compañías que se dedican a la recuperación de gas en un sistema de desfogue.

### 2.2.1 Compañía John Zink. (Tulsa, Oklahoma)<sup>(40)</sup>

La compañía de John Zink ha sido reconocida por mucho tiempo como líder en el diseño y fabricación de equipos en sistemas de desfogue, así como la recuperación de vapor y gas. La tecnología con la que cuenta la compañía permite reducir emisiones de subproductos de combustión tales como  $\text{NO}_x$ ,  $\text{CO}$ , y  $\text{CO}_2$ .

Las ventajas que proporciona la compañía Jhon Zink en la recuperación de gas en un sistema de desfogue son:

- Reducción de consumo de combustible en la planta.
- Reducción de consumo de vapor de la planta.
- Reducción de emisiones contaminantes.

La selección y el diseño del compresor son cruciales para la capacidad del sistema. Durante la fase del diseño del proyecto, la compañía Jhon Zink selecciona el tipo y el número más apropiados de los compresores para el uso dentro de la refinería.



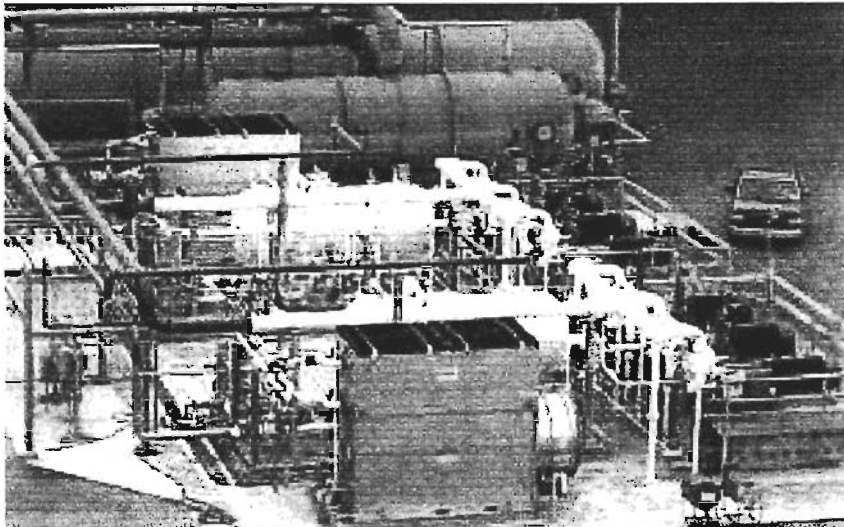


La tecnología del compresor tipo anillo de líquido se utiliza comúnmente por su resistencia a líquidos corrosivos y al gas sucio. Sin embargo, las especificaciones técnicas del uso dependen del flujo con el que trabaja la refinería; también pueden emplearse compresores tipo tornillo rotatorio, de paleta, o lóbulo rotatorio.

Esta compañía a realizado servicios para recuperación de gases por mas de 20 años y servicios de sistemas de desfogue por más de 70 años.

Como se muestra en la figura 2.1 un antecedente reciente, es la instalación de un equipo de recuperación de gas en la refinería de Arkansas. La compañía Jhon Zink realizó diversas pruebas para determinar la cantidad de flujo que llegaba al sistema de desfogue, estos flujos fueron medidos y registrados electrónicamente cada semana para entender los patrones de flujo en las operaciones normales de la refinería, posteriormente se tomaron algunas muestras de éste tipo de flujo para analizarlas en cromatografías y determinar la composición del gas. Una vez que se planteo el proceso de recuperación, se elaboro una base de diseño para evaluar los equipos que conforman tanto el sistema de desfogue como el de recuperación de gas.

FIGURA 2.1 SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE GAS EN LA REFINERIA DE ARKANSAS (Co. JHON ZINK)



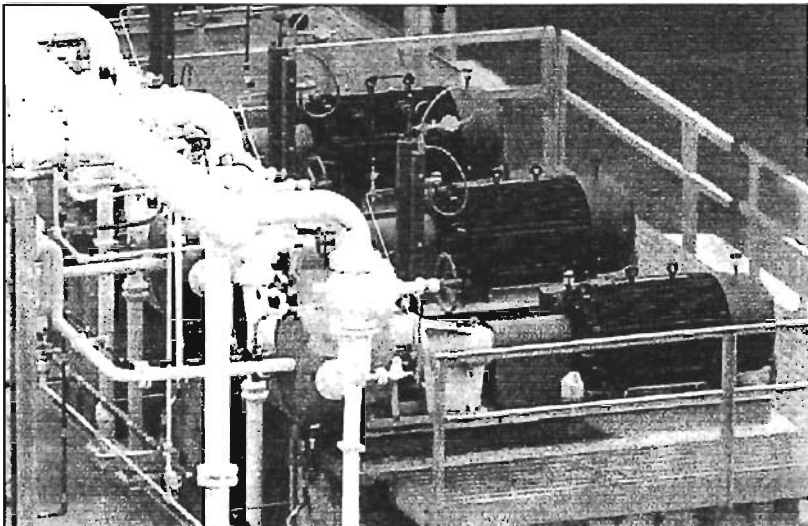


➤ Selección del compresor

Basándose en el diseño y la capacidad del sistema de recuperación del gas, se realizó la selección del compresor dependiendo de su costo, mantenimiento y la capacidad de recuperación para el proceso. Como lo muestra la figura 2.2, se instalaron tres compresores tipo anillo líquido, cada compresor fue especificado para una capacidad de 1.0 Mmsefd, una presión de descarga de 120 psig, 400 HP, 120 r.p.m, cada motor consta de 2300 V.

Estos tipos de compresores utilizan un líquido (generalmente es agua) como sello en forma de anillo en los extremos de la cubierta del compresor, ya que la fuerza centrífuga del líquido evita que el motor del compresor se caliente más de lo necesario. Una vez que el gas es comprimido se lleva directamente a un separador de tres fases donde se realizara la separación del gas que se va a recuperar.

FIGURA 2.2 COMPRESORES TIPO ANILLO LÍQUIDO. (Co. JHON ZINK)



**2.2.2 Compañía Nash\_Elmo. (Tecnología Alemana)<sup>(40)</sup>.**

La compañía Nash\_Elmo ofrece una amplia gama de los sistemas híbridos que utilizan el compresor rotatorio-paleta conjuntamente con los compresores anillo líquido, las bombas rotatorias de tornillo, los sopladores y eyectores de vapor como tecnología combinada para dirigir algunos usos corrosivos. Estos sistemas híbridos permiten un funcionamiento mejorado además de reducir el consumo de energía.



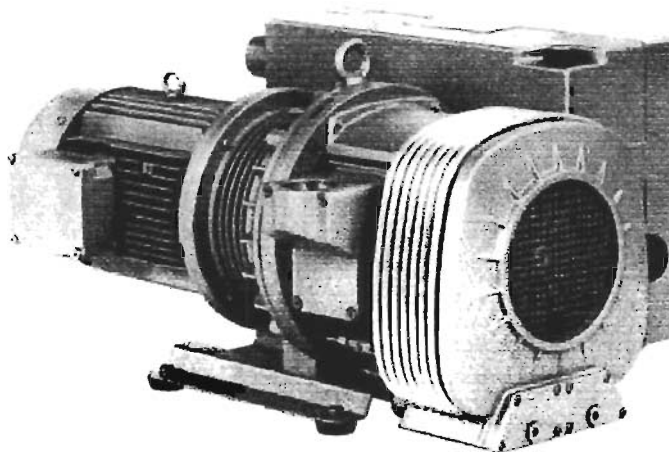
Entre los beneficios del proceso de recuperación encontramos que se puede utilizar el gas recuperado como fuente de energía, además de disminuir emisiones contaminantes que se llevan al aire.

➤ Selección del compresor.

El compresor rotatorio tipo paleta fabricado por la compañía Nash Elmo es muy confiable y durable y tiene una duración aproximada de 25 años de vida. En la figura 2.3 muestra un esquema general de un compresor tipo paleta modelo V200 de la compañía Nash\_Elmo.

El costo de éste tipo de compresor es bajo, ya que el material con el que esta diseñado permite ahorrar tanto en su mantenimiento como en la reposición de las piezas.

FIG.2.3: COMPRESOR TIPO PALETA



Ventajas:

- a) No se requiere agua para su funcionamiento adecuado.
- b) Requiere de un mínimo de espacio para su instalación.
- c) Optimiza la operación y reduce costos.



### 2.2.3 Jamnagar (India).

En la refinería Jamnagar, la recuperación de gas consiste en disminuir la cantidad de flujo que llega al quemador. Se propuso un estudio durante 6 meses para analizar el flujo que llegaba al sistema de desfogue, ya que el promedio de se mandaba al quemador era de 45 TPD de hidrocarburo, por lo que se propuso un esquema para reducir esta a cantidad a 14 TPD.

#### ➤ Descripción del sistema.

Los equipos que conforman un sistema de recuperación de gas dentro de un sistema de desfogue son: compresor, un tanque separador, línea de recirculamiento, sistema de instrumentos de válvulas, tubería y dispositivos de seguridad. El sistema de recuperación consta de dos compresores que succionan el gas que va la quemador, estos equipos se instalan antes de que el gas pase por el recipiente de sello líquido. Una vez que el gas es llevado al proceso de recuperación se lleva a un recipiente separador para llevar a cabo la recuperación.

Dentro de éste sistema se lleva un recirculamiento de agua o aire para mantener estable la temperatura del gas y evitar algún problema de calentamiento dentro de los equipos, además de prevenir la acumulación y contaminación provenientes de la mezcla del gas con sólidos y líquidos.

#### ➤ Selección del compresor.

Sé realizaron diversos estudios para adaptar el tipo de compresor que sé utilizaría para comprimir el gas a recuperar bajo las condiciones del proceso. Se llego a la conclusión que el compresor tipo anillo líquido era él más conveniente (tomando en consideración otros compresores como el de tipo tornillo, centrifugo etc.), ya que éste tipo de compresor puede trabajar con flujos sucios, mezcla de gas con sólidos y líquidos.

## 2.3 Compresores.

### 2.3.1 Generalidades.

La documentación bibliografica de Richard W. Greene menciona que en por compresor se entiende como un instrumento mecánico que reduce el volumen ocupado por un gas (aire) a través de cierta presión ejercida sobre él. Esta presión se obtiene mediante un trabajo mecánico que reciben los elementos que componen el compresor, para así dar cumplimiento a su funcionamiento.



Los compresores utilizados en las plantas de la industria de procesos químicos suelen ser complejos, contruidos con precisión y costosos. Por ello, su selección, operación y mantenimiento deben ser cuidadosos. Por ejemplo, la operación incorrecta puede ocasionar oscilaciones de presión (inestabilidad), condición en la cual se invierte un instante el flujo de gas dentro del compresor. Estas oscilaciones pueden dañar los componentes internos del compresor, producir daños por miles de dólares en un corto tiempo y aumentar el costo de tiempo perdido para su reparación.

➤ La adecuada selección de un compresor

A continuación nombraremos algunas ideas para la correcta selección de un compresor, también se verá algo sobre su utilización e instalación:

- a) El uso que se va a destinar aquellos otros requerimientos relativos a presión, aire exento de aceite, etc.
- b) Máxima y mínima demanda de aire, variaciones estacionales, desarrollo futuro previsto, etc.
- c) Condiciones ambientales; los factores que hay que considerar aquí son: temperaturas extremas, grado de contaminación del aire, altitud, etc.
- d) Clase de edificación en la que se va a instalar el compresor; los factores a considerar son: limitaciones del espacio, carga que puede soportar el suelo, limitaciones de la vibración, etc.
- e) Cuál es el costo de la energía.
- f) Qué cantidad de calor puede recuperarse.
- g) Qué límites de disponibilidad de potencia existen.
- h) Qué limitaciones de ruido hay.
- i) Continuidad o intermitencia en la necesidad de aire.
- j) Conocer si el costo de una parada es aceptable.
- k) Qué experiencia tiene tanto el usuario como el personal de mantenimiento.



### 2.3.2 Compresores dinámicos

En un compresor dinámico, el aumento de presión se obtiene comunicando un flujo de gas a cierta velocidad o energía cinética, cuando este pasa a través de un difusor.

#### Diseño básico <sup>(27)</sup>.

Dentro de los criterios de diseño de un compresor de anillo líquido se deben considerar los siguientes factores:

- El equipo será capaz de funcionar en todas las condiciones especificadas.
- El compresor debe de cumplir con un mínimo de 20 años de servicio y por lo menos con cinco años de operación interrumpida.
- El criterio de diseño y especificación para seleccionar el líquido de enfriamiento para el compresor, será especificado por el comprador ( tabla 2.1).
- El vendedor tiene la responsabilidad de especificar la estructura del compresor. El equipo será clasificado por el tipo de motor y su velocidad real para las condiciones de trabajo a las que será sometido el compresor.

TABLA 2.1. CRITERIO DE DISEÑO Y ESPECIFICACIÓN PARA EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO (AGUA) PARA COMPRESORES DINAMICOS

CONDICIONES	PARAMETROS	
	SISTEMA INTERNACIONAL	SISTEMA INGLES
Velocidad de la superficie en el intercambio de calor.	1203.5-2.5 m/seg.	5-8 ft/seg.
Máxima presión de trabajo permisible.(MAWP)	7.0 bar	100 psig
Presión de prueba (1.5 MAWP)	10.5 bar	150 psig
Caída de presión máxima.	1 bar	15 psi
Máxima temperatura de entrada	30°C	90°F
Máxima temperatura de salida	50°C	120°F
Rango de temperatura máxima	20°K	30°F
Rango de temperatura mínima	10°K	20°F
Factor de ensuciamiento del agua	0.35 m <sup>2</sup> °K/kW	0.002 hr-ft <sup>2</sup> °F/Btu
Corrosión permisible	3.0 mm	1/8 in

En este tipo de compresores tenemos: los Centrifugos y los Axiales.



### 2.3.2.1 Compresores centrífugos<sup>(27)</sup>.

En los compresores centrífugos, el desplazamiento del fluido es esencialmente radial. El compresor consta de uno o más impulsores y de números de difusores. La mayor parte de los impulsores para la industria petroquímica son del tipo de inclinación hacia atrás o inversa, que permite mejor control porque su curva de rendimiento tiene mayor pendiente. La velocidad en las puntas de un impulsor convencional suele ser de 800 a 900 ft/s. Esto significa que el impulsor podrá producir alrededor de 9 500 ft de carga, lo que depende del gas que se comprima.

Las velocidades de funcionamiento son bastante altas comparadas con otros compresores. La gama comprendida entre 50.000 - 100.000 r.p.m. es bastante frecuente en industrias aeronáuticas y especiales donde el peso es un factor dominante.

Los compresores centrífugos, con velocidades próximas a los 20.000 r.p.m., suelen ser la gama comercial más común, aún cuando están fabricando con velocidades un tanto mayores.

- Las ventajas del empleo de un compresor centrífugo son:
  - a) En el intervalo de 2 000 a 200 000 ft<sup>2</sup>/min, y según sea la relación de presión, este compresor es económico porque se puede instalar una sola unidad.
  - b) Se pueden obtener grandes volúmenes en un lugar de tamaño pequeño. Esto puede ser una ventaja cuando el terreno es muy costoso.
  - c) Cuando se genera suficiente vapor en el sistema, un compresor centrífugo será adecuado para moverlo con una turbina de vapor de conexión directa.
- Las desventajas son:
  - a) Los centrífugos son sensibles al peso molecular del gas que se comprime. Los cambios imprevistos en el peso molecular pueden hacer que las presiones de descarga sean muy altas o muy bajas.
  - b) Se necesitan velocidades muy altas en las puntas para producir la presión. Con la tendencia a reducir el tamaño y a aumentar el flujo, hay que tener mucho más cuidado al balancear los rotores y con los materiales empleados en componentes sometidos a grandes esfuerzos.
  - c) Un aumento pequeño en la caída de presión en el sistema de proceso puede ocasionar reducciones muy grandes en el volumen del compresor.



### 2.3.2.2 Compresores axiales<sup>(27)</sup>.

Se caracterizan, y de aquí su nombre, por tener un flujo axial en forma paralela al eje. El gas pasa axialmente a lo largo del compresor, que a través de hileras alternadas de paletas, estacionarias y rotativas, comunican cierta velocidad del gas o energía, que después se transforma en presión. Los compresores de tipo axial están disponibles desde unos 20 000 PCMS hasta más de 400 000 PCMS y producen presiones de hasta 65 psig en un compresor industrial típico de 12 etapas, y un poco más de 100 psig, con los turbocompresores de 15 etapas; estos tipos se emplean en turbinas de gas y motores de reacción (jet) para aviones, excepto los muy pequeños.

Una aplicación muy frecuente es el soplado de los altos hornos. Normalmente se utilizan para capacidades alrededor de los 65 m<sup>3</sup>/segundo y para presiones efectivas de hasta 14 bar.

### 2.3.3 Compresores de desplazamiento positivo<sup>(42)</sup>.

Estos compresores se pueden dividir en reciprocantes y rotatorios para las aplicaciones más comunes en un proceso. Al contrario de los centrífugos, son de capacidad constante y tienen presiones de descarga variables. La capacidad se cambia por la velocidad o con el descargador de la válvula de succión. Además, sólo hay una pequeña variación en el flujo en una amplia gama de presiones.

#### 2.3.3.1 Compresores reciprocantes<sup>(28)</sup>.

Funcionan con el principio adiabático mediante el cual se introduce el gas en el cilindro por las válvulas de entrada, se retiene y comprime en el cilindro y sale por las válvulas de descarga, en contra de la presión de descarga.

Los compresores reciprocantes tienen piezas en contacto, como los anillos de los pistones con las paredes del cilindro, resortes y placas o discos de válvulas que se acoplan con sus asientos y entre la empaquetadura y la biela. Todas estas partes están sujetas a desgaste por fricción.

Estos compresores pueden ser del tipo lubricado o sin lubricar. Hay que tener cuidado de no lubricar en exceso, porque la carbonización del aceite en las válvulas puede ocasionar adherencia y sobrecalentamiento. Además, los tubos de descarga saturados con aceite son un riesgo potencial de incendio, por lo que se debe colocar corriente abajo un separador para eliminar el aceite.

En los compresores sin lubricar, la mugre suele ser el problema más serio. En los compresores no lubricados, los anillos del pistón y de desgaste se suelen hacer con materiales rellenos con teflón, bronce, vidrio o carbón, según sea el gas que se comprime. Una fuente de información para compresores reciprocantes es la Norma API 618<sup>(22)</sup>.





Si se aplica, aumenta el costo del equipo, pero representa muchos años de experiencia y puede significar la reducción de costosas reparaciones al arranque o después de empezar el funcionamiento.

Diseño básico<sup>(28)</sup>

Dentro de los criterios de diseño de un compresor de anillo líquido se deben considerar los siguientes factores:

- a) El compresor debe de cumplir con un mínimo de 20 años de servicio y por lo menos con tres años de operación interrumpida.
- b) El criterio de diseño y especificación para seleccionar el líquido de enfriamiento para el compresor, será especificado por el comprador ( tabla 2.2).
- c) El equipo será diseñado para funcionar a los ajustes de la válvula para evitar daños por la velocidad del flujo y la descarga de presión.
- d) Las cubiertas de aceite que incluyen piezas lubricadas del equipo (tales como cojinetes, sellos del eje, piezas, instrumentos, y elementos de control) serán diseñadas para reducir al mínimo la contaminación por la humedad, y el polvo, durante períodos de operación y mantenimiento.

TABLA 2.2 CRITERIO DE DISEÑO Y ESPECIFICACIÓN PARA EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO (AGUA) PARA COMPRESORES RECIPROCANES

CONDICIONES	PARAMETROS	
	SISTEMA INTERNACIONAL	SISTEMA INGLES
Velocidad de la superficie en el intercambio de calor.	1.5-2.5 m/seg.	5-8 ft/seg.
Máxima presión de trabajo permisible.	≥ 7 bar	≥ 100 psi
Presión de prueba	1.5 x MAWP	1.5 x MAWP
Caída de presión máxima.	1 bar	15 psi
Máxima temperatura de entrada	30°C	90°F
Máxima temperatura de salida	50°C	120°F
Rango de temperatura máxima	20°K	30°F
Rango de temperatura mínima	10°K	20°F
Factor de ensuciamiento del agua	0.35 m <sup>2</sup> °K/kW	0.002 hr-ft <sup>2</sup> °F/Btu
Corrosión permisible	3.0 mm	0.125 in
Para el cilindro y el embalaje máximo permitido:		
Máxima presión de trabajo permisible	≥ 5 bar	≥ 75 psi
Presión de prueba	1.5 x MAWP	1.5 x MAWP



En este tipo de compresores tenemos: los de pistón, pistón tipo laberinto y compresores de diafragma.

➤ **Compresores de pistón.**

Estos son los tipos de compresores de desplazamiento positivo más antiguos y conocidos. Los de simple efecto, son normalmente del tipo entroncado, mientras que los de doble efecto utilizan un diseño de cruceta. Los compresores del tipo entroncado, no lubricados tienen un orificio seco, con rodamientos lubricados permanentemente.

Las del tipo crucetas tienen una biela más larga, para que la parte engrasada no penetre en el espacio de compresión. Los compresores alternativos tienen válvula de aspiración, controladas por válvulas rotativas. Una válvula auto-accionada, abre y cierra con una diferencia de presión.

➤ **Compresores de pistón tipo laberinto.**

Estos son unos tipos especiales de compresores reciprocantes, de desplazamiento positivo, exentos de aceite y sin segmentos en el pistón.

El sellado entre pistón y pared del cilindro, se logra mediante una serie de laberintos. Las superficies interiores de los cilindros están selladas y los pistones llevan unas roscas mecanizadas. Las empaquetaduras de las bielas son también del tipo laberinto, el aire suministrado está extremadamente exento de contaminación.

Los discos de válvulas concéntricos y flotantes, tienen la ventaja de ofrecer baja resistencia al flujo de aire y puede dárseles un tratamiento térmico para mejorar su vida de servicio.

➤ **Compresores de diafragma**

Estos son compresores de desplazamiento positivo, exentos de aceites, que utilizan una membrana flexible o diafragma, en lugar de pistón. El diafragma puede activarse mecánica o hidráulicamente.

Los de accionamiento mecánico, tienen sobre el eje de accionamiento del compresor, una biela, el cual produce un movimiento alternativo al diafragma, sujetado entre dos soportes.

Los de accionamiento hidráulico, el diafragma se mueve a con la acción de una presión hidráulica alternativa, que actúa en su parte inferior. La presión hidráulica está generada por una bomba de pistón, el cual es impulsado por una biela desde la cruceta.



Los compresores de diafragma accionados mecánicamente, se usan únicamente para pequeñas capacidades y presiones moderadas, además como bombas de vacío. Las unidades con accionamiento hidráulico son más apropiadas para la producción de altas presiones.

### 2.3.3.2 Compresores rotativos<sup>(30)</sup>.

Son de capacidad fija con contrapresión variable. Por lo general, estos compresores tienen una capacidad máxima de unos 25 000 ft<sup>3</sup>/min, en los de espiral rotatoria y de lóbulos. El diseño de anillo de agua tiene la ventaja de que el gas no hace contacto con las paredes rotatorias metálicas. Los aspectos críticos son la presión de vapor del gas de entrada, comparada con la presión de vapor del fluido que forma el anillo de agua y el aumento de temperatura en el mismo. La presión de vapor del fluido para sellos debe ser muy inferior al punto de ebullición, pues en otra forma se evaporará el anillo de agua, ocasionará pérdida de capacidad y quizás serios daños por sobrecalentamiento.

#### Diseño básico<sup>(30)</sup>.

Dentro de los criterios de diseño de un compresor de anillo líquido se deben considerar los siguientes factores:

- El compresor debe de cumplir con un mínimo de 20 años de servicio y por lo menos con tres años de operación interrumpida.
- El criterio de diseño y especificación para seleccionar el líquido de enfriamiento para el compresor, será especificado por el comprador ( tabla 2.3).
  - a) Estos tipos de compresores evitan que el flujo que entra se condense dentro del equipo.
  - b) El comprador especificara si el compresor trabajara en un sitio cerrado o al aire libre, así como el tiempo y las condiciones ambientales en las cuales el equipo trabajara( temperatura máxima y mínima, humedad y las condiciones corrosivas).



TABLA 2.3 CRITERIO DE DISEÑO Y ESPECIFICACIÓN PARA EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO (AGUA) PARA COMPRESORES ROTATIVOS

CONDICIONES	PARAMETROS	
	SISTEMA INTERNACIONAL	SISTEMA INGLES
Velocidad de la superficie en el intercambio de calor.	1.5-2.5 m/seg.	5-8 ft/seg.
Máxima presión de trabajo permisible.	>6.9 bar	> 100 psig
Presión de prueba 1.5 * MAWP	>10.4 bar	>150 psig
Caída de presión máxima.	1 bar	15 psi
Máxima temperatura de entrada	30°C	90°F
Máxima temperatura de salida	50°C	120°F
Rango de temperatura máxima	20°K	30°F
Rango de temperatura mínima	10°K	20°F
Factor de ensuciamiento del agua	0.35 m <sup>2</sup> °K/kW	0.002 hr-ft <sup>2</sup> °F/Btu
Corrosión permisible	3.0 mm	0.125 in

En este tipo de compresores tenemos: los de tipo tornillo, tipo paleta, tipo anillo líquido y soplantes rotativos de dos impulsores.

➤ Compresores tipo tornillo.

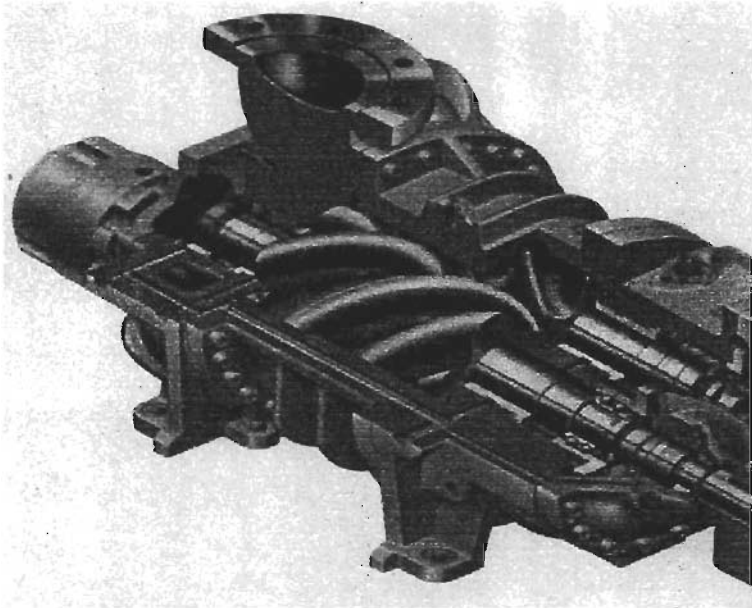
El compresor de tornillo es un compresor de desplazamiento con pistones en un formato de tornillo como se muestra en la figura 3.4. Las piezas principales del elemento de compresión de tornillo comprenden rotores machos y hembras que se mueven unos hacia otros, mientras se reduce el volumen entre ellos y el alojamiento.

La relación de presión de un tornillo depende de la longitud y perfil de dicho tornillo y de la forma del puerto de descarga.

El tornillo no está equipado con ninguna válvula y no existen fuerzas mecánicas para crear ningún desequilibrio. Por lo tanto, puede trabajar a altas velocidades de eje y combinar un gran caudal con unas dimensiones exteriores reducidas.



FIG.:3.4: COMPRESOR TIPO TORNILLO



a) Capacidades de compresión:

La gama de tornillo rotatorio de compresión con aire opera entre 4 a 250 KW (5 a 535 CV), produciendo presiones de trabajo de 5 a 13 bar (72 a 188 psi).

b) Tipos característicos de aplicaciones:

Comestibles y bebidas, elaboración militar, aeroespacial, automoción industrial, electrónica, fabricación, petroquímica, hospitales, farmacéutica, aire para instrumentos

c) Descripción general<sup>(44)</sup>.

Los compresores rotativos incorporan un bloque rotor de tornillos asimétricos montados sobre rodamientos. Su accionamiento se realiza mediante motor eléctrico con protección IP 55/F-B, a través de correas trapezoidales. El montaje del equipo, está realizado sobre un chasis de viga de acero el cual tiene bases antivibratorios.



Todas las tuberías por donde circula la mezcla aire-aceite están fabricadas en acero y con cierres herméticos para evitar pérdidas. Para ver esquemáticamente como está diseñado el compresor tipo tornillo ver figura 2.5.

Se ha dispuesto un filtro de aceite a la entrada del compresor para evitar la posible aparición de partículas en el bloque rotor, de este modo cualquier impureza arrastrada a lo largo del circuito queda depositada.

Para no originar cambios bruscos de temperatura y como consecuencia la aparición de condensados, el termostato realiza su apertura de forma progresiva, equilibrando de este modo todo el circuito. Es decir, sólo pasará a través del refrigerador la cantidad de aceite necesaria para conseguir este propósito. El resto del aceite retornará directamente al rotor.

Pensando siempre en facilitar la labor de los técnicos de mantenimiento, este sistema de compresión se puede desmontar en un tiempo aproximado de 22 segundos, dando así acceso completo a todos los elementos del compresor.

Los diferentes modelos de compresores de tornillo abarcan:

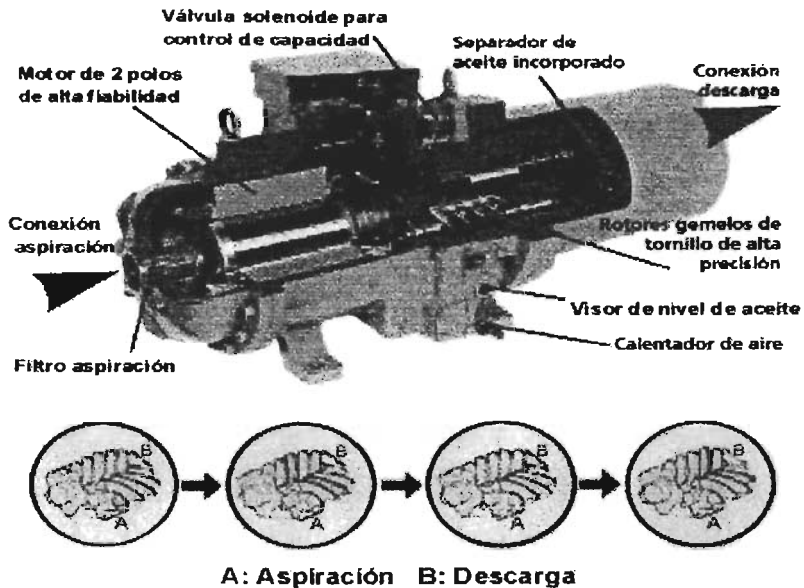
- Presión: de 8 a 13 bar.
- Potencia: de 7,5 a 50 HP.
- Caudal: de 770 a 4350 lit./min.
- Largo: de 810 a 1250 mm.
- Ancho: de 660 a 950 mm.
- Alto: de 1090 a 1400 mm.
- Peso: de 245 a 650 Kg.

En el caso del compresor de tornillo húmedo se inyecta aceite a presión entre los rotores para conseguir lubricación y refrigeración. Los compresores de tornillo se utilizan en generación de potencias térmicas elevadas a partir de 500 Kw. Los compresores de tornillo se utilizan para grandes potencias, de 100 a 200 Kw, y suelen ser semiherméticos.

El panel de mandos está situado en la parte superior y controla todos los parámetros (temperatura, intervalos de mantenimiento, horas de trabajo, consumo eléctrico, etc.) mediante un microprocesador. El acabado final de la máquina es realizado en pintura GRIS RAL-7038 y AZUL RAL-5002 esmaltada al horno



FIG.:2.5 PARTE ESTRUCTURAL DE UN COMPRESOR TIPO TORNILLO



d) Descripción técnica.

Este compresor tiene las siguientes características técnicas:

Cabezal del compresor.

- Desplazamiento de aire a una presión máxima de acuerdo con normativa DIN-1945 y con condición de aspiración de 1 bar, 0 °C: 141 m<sup>3</sup>/h.
- Presión máxima de trabajo: 10 Bar = 144 psi.
- Temperatura máxima ambiente: 40 °C.
- Diferencia entre temperatura del aire comprimido y temperatura de aspiración: 10 – 15 °C.
- Volumen aire de refrigeración: 5600 m<sup>3</sup>/h = 3293 cfm.
- Contenido de aceite: 8,5 lts.
- Contenido residual aceite en aire comprimido: 2-3 mg/m<sup>3</sup>.



- Nivel sonoro: 71 Db (A).
  - Motor Eléctrico:
  - Potencia estimada: 18,5 Kw = 25 HP
  - Voltaje/Frecuencia: 220-380 V-50 Hz.
  - Protección/ISO: IP 55/F-B.
  - r.p.m.: 2950.
- Compresores tipo paleta.

Son máquinas de desplazamiento positivo, de un sólo eje y relación de compresión determinada. Este tipo de compresores consiste básicamente de una cavidad cilíndrica dentro de la cual está ubicado en forma excéntrica un rotor con ranuras profundas, unas paletas rectangulares se deslizan libremente dentro de las ranuras de forma que al girar el rotor la fuerza centrífuga empuja las paletas contra la pared del cilindro. El gas al entrar, es atrapado en los espacios que forman las paletas y la pared de la cavidad cilíndrica es comprimida al disminuir el volumen de estos espacios durante la rotación.

Los compresores de paletas, son generalmente del tipo en baño de aceite. Sin embargo, también hay exentos de aceite y, en este caso, las paletas son de bronce o de carbón grafitado

- Compresor tipo anillo líquido<sup>(31)</sup>.

Tiene un principio exclusivo de funcionamiento, diferente al de cualquier otro rotatorio. Un rotor con aspas gira en una cubierta circular u ovalada, dentro de la cual siempre hay agua u otro líquido sellador (Figura 2.6). La fuerza centrífuga hace que el líquido forme un anillo en la periferia de la carcasa durante el funcionamiento. El aire o gas avanza hacia el centro del rotor y, en forma gradual, se reduce su volumen y aumenta su presión hasta que pasa por orificios de descarga y sale de la carcasa. El líquido contenido en el aire o gas descargado se separa y se enfría, y se recircula o se desecha en un sistema de una sola pasada.

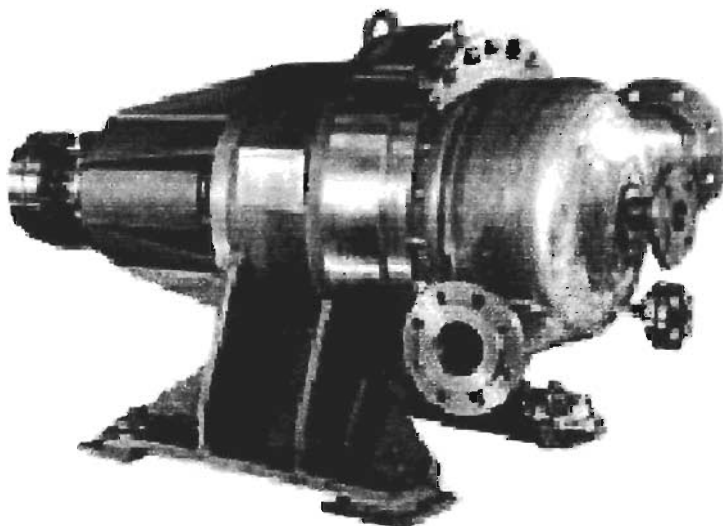
El tipo de anillo de líquido es el que más se utiliza como bomba de vacío hasta 3 o 4 pulgadas absolutas. También se puede utilizar como soplador a baja presión hasta unas 25 psig o como compresor de aire a presiones intermedias, hasta 100 psig para instrumentos.

Sus tamaños van desde los pequeños, para unos 10 ft<sup>3</sup> / min., Hasta los más grandes, de carcasa sencilla, para 10 000 ft<sup>3</sup> / min.





FIGURA 2.6: COMPRESOR TIPO ANILLO LIQUIDO



Entre las características de éste compresor encontramos:

- a) Tiene presión de descarga de 200 psig.
- b) Para procesos isotérmicos.
- c) Trabaja entre los rangos de temperatura de  $-60^{\circ}\text{F}$  hasta  $480^{\circ}\text{F}$
- d) Designado para gases orgánicos (cloro, hidrogeno, amonio cloruro de vinilo, ozono,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ , vapor, gasolina y acetileno), en refinerías químicas y petroquímicas, para gases explosivos, servicios corrosivos, caudales sucios, mezcla de gas con sólidos y líquidos, tratamiento de desulfurización de gas y recuperación de solventes.
- e) El material del que normalmente esta estructurado es de acero inoxidable 316, hierro flexible y titanio.

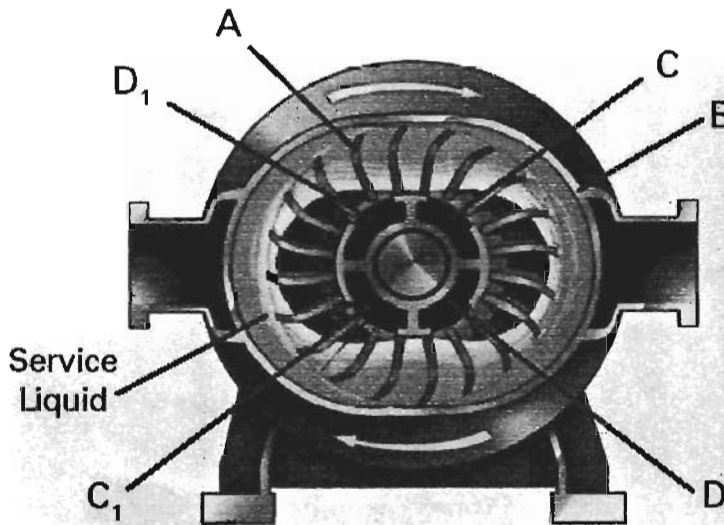
#### Principio de Operación.

La Figura 2.7 muestra el funcionamiento de un compresor tipo anillo líquido, donde el eje en el rotor montado (A) se ajusta al centro de un equipo elíptico dentro del compresor (B). Cuando ejerce una fuerza centrífuga el rotor da como resultado el servicio del líquido en forma elíptica alrededor del compresor.



Durante el movimiento del rotor, las láminas se sumergen totalmente en el líquido (agua). El gas entra a través de la entrada de succión (C) y (C<sub>1</sub>) donde el servicio del líquido se encuentra en las extremidades del compresor. Usando el rotor que gira completamente, el gas se comprime y sale con la descarga del mismo equipo (D) y (D<sub>1</sub>). Durante el ciclo de compresión, el líquido de servicio absorbe el calor que se genera dentro del compresor. El flujo del líquido de servicio debe ser igual a la cantidad del líquido de servicio que se va al separador.

FIGURA 2.7: PRINCIPIO DE OPERACIÓN DE UN COMPRESOR TIPO ANILLO LÍQUIDO.



### Diseño Básico<sup>(30)</sup>

Dentro de los criterios de diseño de un compresor de anillo líquido se deben considerar los siguientes factores:

- El compresor debe de cumplir con un mínimo de 20 años de servicio y por lo menos con tres años de operación interrumpida.
- El fabricante especificara detalladamente con hojas de datos las partes que estructuran al compresor, así como el especificar las condiciones de operación a las que se someterá al equipo solicitado.
- El criterio de diseño y especificación para seleccionar el líquido de enfriamiento para el compresor, será especificado por el comprador ( tabla 2.4).



- d) El diseño del compresor se ajustara a las válvulas de seguridad y descarga, así como a la conexión de la tubería.
- e) Se adecuaran las piezas del compresor (cojinete, sellos del eje, instrumentos y elementos de control) para evitar contaminación dentro del compresor por factores como la humedad, el polvo y agentes externos durante periodos de operación y mantenimiento.
- f) El comprador especificara si el compresor trabajara en un sitio cerrado o al aire libre, así como el tiempo y las condiciones ambientales en las cuales el equipo trabajara( temperatura máxima y mínima, humedad y las condiciones corrosivas).

TABLA 2.4. CRITERIO DE DISEÑO Y ESPECIFICACIÓN PARA EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO (AGUA) PARA COMPRESORES ANILLO LÍQUIDO

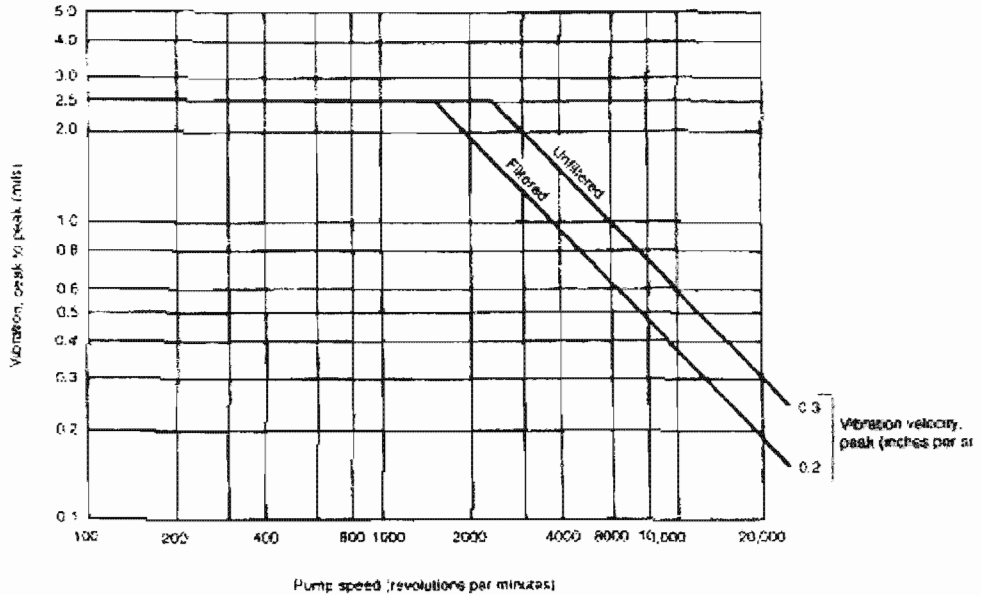
CONDICIONES	PARAMETROS	
	SISTEMA INTERNACIONAL	SISTEMA INGLES
Velocidad de la superficie en el intercambio de calor.	1.5-2.5 m/seg.	5-8 ft/seg.
Máxima presión de trabajo permisible.	$\geq 5.2$ bar	75 psig
Presión de prueba	$\geq 1.5 \times$ MAWP	115 psig
Caída de presión máxima.	1 bar	15 psi
Máxima temperatura de entrada	30°C	90°F
Máxima temperatura de salida	50°C	120°F
Rango de temperatura máxima	20°K	30°F
Rango de temperatura mínima	10°K	20°F
Factor de ensuciamiento del agua	0.35 m <sup>2</sup> °K/kW	0.002 hr-ft <sup>2</sup> °F/Btu
Corrosión permisible	3.0 mm	0.125 in

#### Vibración y Balance.

El comprador deberá especificar la cantidad de flujo y presión que entrara al compresor para evitar fricciones dentro del equipo del compresor y provocar fuertes vibraciones dentro del mismo equipo. La figura 2.8 muestra los limites de vibración en el que estos equipos pueden trabajar para evitar algún problema en el compresor y disminuir al máximo el ruido en el área de trabajo.



FIGURA 2.8 LÍMITES DE VIBRACIÓN DE LOS EQUIPOS ANILLO LIQUIDO (COJINETES ANTIFRICCIONADOS)



➤ Compresores soplantes rotativos de dos impulsores.

Estos compresores, llamados frecuentemente soplantes Roots, son un tipo de máquinas de desplazamiento, en las que no hay ni válvulas ni compresión interna. Tiene dos rotores, con dos lóbulos idénticos y simétricos, que giran en dirección opuesta dentro de una carcasa cilíndrica. Para la sincronización de dichos rotores, incorporan un juego de engranajes: la cámara de compresión no va lubricada y normalmente van refrigerados por aire. Tiene poca capacidad para presión diferencial, por lo general, de 15 psi. También se utiliza mucho como bombas de vacío, que son en realidad  $\text{ft}^3 / \text{min.}$ , compresores que funcionan con presiones de succión inferiores a la atmosférica y con presiones de descarga iguales a la atmósfera.

La compresión se produce por contra-flujo de la descarga, cada vez que un rotor deja abierta la lumbrera de descarga. Estas máquinas tienen un bajo rendimiento, por lo que se utilizan para bajas relaciones de presión.



### 2.3.4 Control para la capacidad de un compresor

La capacidad de un compresor debe regularse, ajustándose así al consumo real del sistema. Generalmente, es la presión de descarga la que se toma como variable de control.

El tipo de control a seleccionar, dependerá de las características del compresor, de la unidad de accionamiento y del sistema o red de distribución. Dependerá también de la gama de control requerida. Dicho control puede ser manual o automático. De una forma más generalizada, los controles de los compresores pueden ser continuos (variación de la velocidad, de estrangulación de la aspiración) o discontinuos.

El arranque en vacío del compresor, debe preverse en aquellos casos, en los que el par de la unidad de accionamiento, no sea lo suficiente como para acelerar al compresor con carga.

En los compresores dinámicos son:

En este tipo de compresores la capacidad del compresor se puede controlar de las formas siguientes, que a continuación se listan:

- Variando la velocidad del eje, lo que por razones de costo, sólo se utiliza cuando la unidad de accionamiento es una turbina.
- Regulando continuamente la aspiración, que es el método más económico, cuando la velocidad del eje no puede cambiarse.
- Control con by-pass o por escape, procedimientos un tanto derrochadores, que sólo han de emplearse para el control de caudales reducidos, raramente necesarios. Para la regulación por by-pass, es necesario instalar un refrigerador para enfriar el gas de recirculación.

En los compresores de desplazamiento:

- Mediante una válvula de apertura variable, situada en la entrada, reduce la presión de entrada, reduce también la cantidad de aire admitida por el compresor. Este tipo de control presenta un inconveniente, que es el incremento de la relación de presión.
- Control por by-pass. Es bastante utilizado en compresores de proceso, y algunas veces, también en compresores de aire.
- Con él, no se controla directamente el funcionamiento del compresor, pero dicho sistema, si permite que funcione a plena carga de manera continua, recirculando el exceso de aire desde la descarga de entrada.



- El consumo de potencia es igual al de plena carga. El aire de recirculación debe refrigerarse, al objeto de evitar un incremento de temperatura, consecuencia de la compresión del aire de recirculación.
- Regulación de la válvula de aspiración. Es el método más frecuente para producir la descarga del compresor. Este sistema utiliza el mecanismo de fuerza, que mantiene abiertos los discos de la válvula de entrada, siempre y cuando no exista demanda de aire del compresor. Con las válvulas mencionadas en posición abierta, el aire fluirá dentro o hacia fuera del cilindro, de acuerdo con el movimiento del pistón. Se precisará por tanto de una cierta presión mínima.
- En los compresores de doble efecto, la descarga se realizará en tres pasos, poniendo en carga y por separado una parte del cilindro (zona superior o inferior del pistón). De esta forma el caudal puede ajustarse con mayor precisión a la demanda real. El consumo de potencia de descarga se debe, lógicamente, a las pérdidas por rozamiento y mecánicas del compresor.
- Una variante de este método de descarga, permite el que se abran normalmente las válvulas de aspiración, llenándose así los cilindros, y también, el que las mantenga abiertas un intervalo de tiempo predeterminado, durante la carrera de compresión, mientras los discos de válvulas se liberan y se inicia la compresión. Este sistema, que permite un infinito número de pasos o etapas, se utiliza solamente en los compresores de procesos.
- Control por cámaras muertas. Se conectan al cilindro de la primera etapa, una o varias cámaras, disminuyéndose así el rendimiento volumétrico y la cantidad de aire suministrado. Estas cámaras pueden controlarse de forma manual o automática. Normalmente tiene un volumen fijo aún cuando para compresores de gas, se utilizan cámaras de volumen, continuamente variable. Este tipo de control, origina un consumo de potencia relativamente elevado.

## 2.4 Intercambiador de calor.

### 2.4.1 Generalidades<sup>(33)</sup>.

Estos aparatos sirven para evitar el sobrecalentamiento de las máquinas, y así lograr mantener una temperatura ideal de trabajo. Por otro lado hay otros tipos de intercambiadores que fueron construidos para mantener temperaturas bajas, ya sea para alimentos, medicinas etc.

El desarrollo de los intercambiadores es variado y de una amplia gama de tamaños y tecnología como plantas de potencia de vapor, plantas de procesamiento químico, calefacción y acondicionamiento de aire de edificios, refrigeradores domésticos, radiadores de automóviles, radiadores de vehículos especiales, etc.



Los tipos más comunes son los intercambiadores de coraza y tubos, ya que la transferencia de calor se realiza fundamentalmente por conducción y convección desde un fluido caliente a otro frío que está separado por una pared metálica.

En las calderas y los condensadores, la transferencia de calor es por ebullición y condensación. En ciertos tipos de intercambiadores de calor, como las torres de enfriamiento, el flujo caliente ( agua) se enfría mezclándola directamente con el fluido frío (aire), es decir el agua se enfría por convección y vaporización al dejarla caer en una corriente inducida de aire.

#### **2.4.2 Clasificación de intercambiadores de calor.**

Para la clasificación de los intercambiadores de calor tenemos tres categorías importantes:

➤ **Regeneradores:**

Los regeneradores son intercambiadores en donde un fluido caliente fluye a través del mismo espacio seguido de uno frío en forma alternada, con tan poca mezcla física como sea posible entre las dos corrientes. La superficie, que alternativamente recibe y luego libera la energía térmica, es muy importante en este dispositivo.

➤ **Intercambiadores de tipo abierto:**

Como su nombre lo indica, los intercambiadores de calor de tipo abierto son dispositivos en los que las corrientes de fluido de entrada fluyen hacia una cámara abierta, y ocurre una mezcla física completa de las corrientes.

Las corrientes caliente y fría que entran por separado a este intercambiador salen mezcladas en una sola. El análisis de los intercambiadores de tipo abierto involucra la ley de la conservación de la masa y la primera ley de la termodinámica; no se necesitan ecuaciones de relación para el análisis o diseño de este tipo de intercambiador.

➤ **Intercambiadores de tipo cerrado o recuperadores:**

Los intercambiadores de tipo cerrado son aquellos en los cuales ocurre transferencia de calor entre dos corrientes fluidas que no se mezclan o que no tienen contacto entre sí. Las corrientes de fluido que están involucradas en esa forma están separadas entre sí por una pared de tubo, o por cualquier otra superficie que por estar involucrada en el camino de la transferencia de calor. En consecuencia, la transferencia de calor ocurre por la convección desde el fluido más caliente a la superficie sólida, por conducción a través del sólido y de ahí por convección desde la superficie sólida al fluido más frío.



### 2.4.3 Tipos de intercambiadores de calor.

Los intercambiadores de calor se pueden clasificar basándose en:

➤ Clasificación por la distribución de flujo

Tenemos cuatro tipos de configuraciones más comunes en la trayectoria del flujo.

- a) Distribución de flujo en paralelo: Los fluidos caliente y frío, entran por el mismo extremo del intercambiador, fluyen en la misma dirección y salen por el otro extremo.
- b) Distribución en contracorriente: Los fluidos caliente y frío entran por los extremos opuestos del intercambiador y fluyen en direcciones opuestas.
- c) Distribución en flujo cruzado de un solo paso: Un fluido se desplaza dentro del intercambiador perpendicularmente a la trayectoria del otro fluido.
- d) Distribución en flujo cruzado de paso múltiple: Un fluido se desplaza transversalmente en forma alternativa con respecto a la otra corriente de fluido.

➤ Clasificación según su aplicación

Para caracterizar los intercambiadores de calor basándose en su aplicación se utilizan en general términos especiales.

Los términos empleados para los principales tipos son:

- a) Calderas: Las calderas de vapor son unas de las primeras aplicaciones de los intercambiadores de calor. Con frecuencia se emplea el término generador de vapor para referirse a las calderas en las que la fuente de calor es una corriente de un flujo caliente en vez de los productos de la combustión a temperatura elevada.
- b) Condensadores: Los condensadores se utilizan en aplicaciones tan variadas como plantas de fuerza de vapor, plantas de proceso químico y plantas eléctricas nucleares para vehículos espaciales. Los tipos principales son los condensadores de superficie, condensadores de chorro y los condensadores evaporados. El tipo más común es el condensador de superficie que tiene la ventaja de que el condensado sé recircula a la caldera por medio del sistema de alimentación.
- c.) Intercambiadores de calor de coraza y tubos: Las unidades conocidas con este nombre están compuestas en esencia por tubos de sección circular montados dentro de una coraza cilíndrica con sus ejes paralelos al eje de la coraza. Los intercambiadores de calor líquido-líquido pertenecen en general a este grupo y también en algunos casos los intercambiadores gas-gas.





Un factor muy importante para determinar el número de pasos del flujo por el lado de los tubos es la caída de presión permisible. El haz de tubos está provisto de deflectores para producir de este modo una distribución uniforme del flujo a través de él.

- d) Torres de enfriamiento: Las torres de enfriamiento se han utilizado ampliamente para desechar en la atmósfera el calor proveniente de procesos industriales en vez de hacerlo en el agua de un río, un lago o en el océano. Los tipos más comunes son las torres de enfriamiento por convección natural y por convección forzada. Se han construido grandes torres de enfriamiento del tipo de convección natural de más de 90 m de altura para desechar el calor proveniente de plantas de fuerza. En una torre de enfriamiento por convección forzada se elimina el agua en una corriente de aire producida por un ventilador, el cual lo hace circular a través de la torre. El ventilador puede estar montado en la parte superior de la torre aspirando así el aire hacia arriba, o puede estar en la base por fuerza de la torre obligando al aire a que fluya directamente hacia dentro.

#### **2.4.4 Diseño térmico de equipos para transferencia de calor.**

El diseñador debe estar consciente constantemente de las diferencias entre las condiciones idealizadas por y sobre las cuales se obtiene el conocimiento básico y las condiciones reales de la expresión mecánica de su diseño y su ambiente. Comúnmente, el diseño de un intercambiador de calor de proceso sigue las etapas que se dan a continuación:

- Se deben especificar las condiciones del sistema (composición del vapor, velocidades de flujo, temperaturas, presiones, etc.).
- Se deben obtener las propiedades físicas que se requieren sobre los intervalos de temperatura y presiones que interesan.
- Se escoge el tipo de intercambiador de calor que se va a emplear.
- Se hace una estimación preliminar del tamaño del intercambiador, utilizando un coeficiente de transferencia de calor apropiado para los fluidos, el proceso y el equipo.
- Se escoge un primer diseño, completo en todos los detalles que se necesitan para llevar a cabo los cálculos de diseño.
- Se evalúa el diseño escogido en la etapa 5 o se clasifica, en cuanto a su capacidad para satisfacer las especificaciones de proceso, con respecto tanto a la transferencia de calor como la caída de presión.



- Sobre la base de los resultados obtenidos en la etapa 6, se escoge una nueva configuración, en caso necesario, y se repite la etapa 6. Si el primer diseño era inapropiado para satisfacer la carga calorífica requerida, suele ser necesario incrementar el tamaño del intercambiador, permaneciendo todavía dentro de límites especificados o factibles de caída de presión, longitud del tubo, diámetro de la coraza, etc.
- El diseño final debe satisfacer los requisitos del proceso, el costo mas bajo. Este ultimo debería incluir los costos de operación y mantenimiento, las ventajas de la capacidad para satisfacer cambios del proceso a largo plazo, además de los costos instalados.

#### 2.4.5 Ensuciamiento y formación de escamas<sup>(13)</sup>.

El ensuciamiento se refiere a cualquier capa o depósito de materias extrañas en una superficie de transferencia de calor. Comúnmente, esos materiales tienen baja conductividad térmica, lo que provoca una resistencia mayor a la transferencia de calor. Muchas corrientes de proceso se polimerizan y el material resultante a la transferencia, menos soluble, se deposita en la superficie como película, con frecuencia de una resistencia y espesor considerables. Los productos de la corrosión pueden oponer una resistencia importante a la transferencia de calor, como lo muestra la tabla 2.5.

- Control de ensuciamiento: Con frecuencia se agregan inhibidores a las corrientes de enfriamiento para minimizar la tendencia a la deposición de sales, la corrosión y el crecimiento de algas. El diseño para obtener una velocidad alta en las corrientes de proceso es muy eficaz para reducir el ensuciamiento; pero ésta limitado en su aplicación debido a la caída cada vez mayor de presión que se requiere y porque la erosión daña las superficies.
- Tipos de ensuciamiento y periodos operacionales: Se observan dos conductas comunes en el desarrollo de una película de suciedad a lo largo de cierto tiempo. Una de ellas, se denomina ensuciamiento asintótico, y en él, la resistencia se acumula con mucha rapidez al principio pero se hace asintótico en un valor de estado estacionario si las condiciones no varían. La otra conducta momentánea es la de un aumento más o menos lineal de la resistencia de la suciedad durante todo el periodo operacional.

Esto sucede con frecuencia cuando se mantiene constante el flujo de calor, incrementando la diferencia de temperaturas, lo que da como resultado una temperatura casi constante en la interfase del depósito de ensuciamiento del fluido.



TABLA 2.5. COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA DEPÓSITOS.

Temp. Del medio de calentamiento. Temperatura del agua. Velocidad del agua, ft/s.	AGUA BTU/(H°FT <sup>2</sup> °F)			
	Hasta 240°F		240-400°F.	
	125°F o menos		Por encima de 125°F	
	≤ 3	> 3	≤ 3	> 3
Destilado	2000	2000	2000	2000
Agua del mar	2000	2000	1000	1000
Agua tratada de alimentación de calderas	1000	1000	1000	1000
Material tratado para torres de enfriamiento.	1000	1000	500	500
Pozo municipal, Grandes Lagos	1000	1000	500	500
Agua fluvial salobre y limpia	500	1000	330	500
Agua fluvial, limosa y turbia	330	330	250	330
Agua dura (mas de 15 g./gal.)	330	330	200	200
Canal sanitario de Chicago	125	170	100	125

#### 2.4.6 Intercambiadores de calor de coraza y tubo.

Los intercambiadores del tipo de coraza constituyen la parte más importante de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las plantas de procesos químicos, aun cuando se está haciendo cada vez mayor hincapié en otros diseños.

##### 2.4.6.1 Numeración de tamaños y designación de tipos.

Las prácticas recomendadas para la designación de intercambiadores de calor convencionales de coraza y tubo mediante números y letras las estableció la Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA). Esta información se reproduce en los siguientes párrafos.

Se recomienda que el tipo y el tamaño del intercambiador de calor se designe mediante números y letras.

- **Tamaño.** Los tamaños de las corazas ( y los haces de tubos) se deben designar mediante números que describan los diámetros de la coraza ( y el haz de tubos) y las longitudes de los tubos.
- **Diámetro.** El diámetro nominal tiene que ser el diámetro interior de la coraza, en pulgadas, redondeado al número entero más cercano. Para los rehervidores de caldera, el diámetro nominal será el diámetro del orificio seguido por el de la coraza, redondeados al entero más cercano.



- Longitud. La longitud nominal será la del tubo, en pulgadas. La longitud del tubo para tramos rectos se considerará como la longitud real total. Para tubos en U, la longitud será la del tramo recto desde el extremo del tubo a la tangente al acodamiento.
- Tipo. La designación de tipo se hará mediante letras que describen el cabezal estacionario, la coraza y el cabezal posterior.

TEMA sirve para complementar y definir el código ASME para todas las aplicaciones de intercambiadores de calor del tipo de coraza y tubo (aparte de la construcción de tubería doble). El diseño de clase R de la TEMA es "para los requisitos generalmente severos de las aplicaciones petroleras y de procesamientos conexos. Los equipos fabricados según esas normas se diseñan para obtener seguridad y duración en el servicio riguroso y las condiciones de mantenimiento que se requieren en esas aplicaciones". El diseño de clase C de la TEMA es "para los requisitos comúnmente moderados de las aplicaciones comerciales y generales de procesamiento", mientras que la clase B de la TEMA es "para servicios de procesos químicos".

Entre las normas de TEMA se encuentran nomenclaturas, tolerancias de fabricación, inspección, garantías, tubos, corazas, deflectores y placas de apoyo, cabezales flotantes, empaques, espejos, canales, toberas, bridas de los extremos y pernos, especificaciones sobre materiales y resistencias al atascamiento por acumulación de suciedad.

#### **2.4.6.2 Corrosión en intercambiador de calor.**

Se tomarán en cuenta consideraciones especiales sobre la corrosión de los intercambiadores de calor.

- **Materiales de Construcción.**

El material de construcción más común en los intercambiadores de calor es el acero al carbono. La construcción de acero inoxidable se utiliza a veces en los servicios en plantas químicas y, en raras ocasiones, en las refinerías petroleras. Muchos intercambiadores se construyen con metales disímolos. Esas combinaciones funcionan satisfactoriamente en algunos servicios. Se requiere un cuidado extremo en su selección, puesto que pueden producirse ataques electrolíticos.

Las aleaciones en servicios en plantas químicas y petroquímicas, en orden aproximado de utilización, son el acero inoxidable de la serie 300, el níquel, el metal monel, las aleaciones de cobre, aluminio, el Inconel, el acero inoxidable de la serie 400, el acero de baja aleación y el aluminio se están convirtiendo en las aleaciones que más se utilizan.



Los tubos de aleaciones de cobre, sobre todo el latón Admiralty inhibido, se emplean en general con enfriamiento por agua. Los espejos y deflectores de aleaciones de cobre son, en general, de latón naval. Los cabezales del lado del tubo para servicio con agua se hacen en gran variedad de materiales: acero al carbono con pintura especial o recubierta de plomo o plástico.

## 2.5 Recipientes

### 2.5.1 Clasificación

Existen tres tipos de recipientes de proceso comúnmente empleados en los procesos de la industria de refinación y petroquímica, para los que se dan procedimientos de dimensionamiento y recomendaciones de diseño. Estos tipos son:

#### 2.5.1.1 Recipientes de balance para líquido.

Los recipientes de balance para líquidos se emplean para proporcionar capacidad de almacenamiento o de balance para corrientes líquidas saturadas o subenfriadas. Cuando se emplean para almacenar la alimentación a otras unidades de proceso, proporcionan un medio conveniente de asegurar un flujo relativamente sin fluctuaciones. Los recipientes de balance pueden construirse en posición horizontal o vertical.

#### 2.5.1.2 Separadores líquido-líquido.

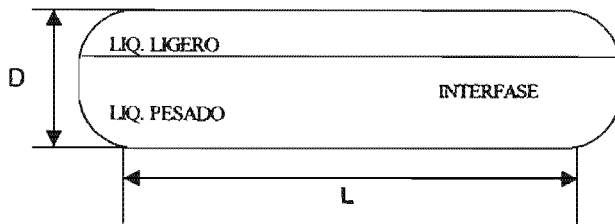
Estos tanques se emplean para separar por gravedad dos líquidos inmiscibles de densidades diferentes, esencialmente libres de vapor. Para lograr una buena separación en un asentador, el tiempo de retención para una fase líquida debe ser mayor que el tiempo requerido para romper la emulsión de ambas fases. Los recipientes horizontales proporcionan una relación tiempo de retención/tiempo de asentamiento mayor que los recipientes verticales. Por tanto, los tanques separadores líquido-líquido normalmente son horizontales como lo muestra la figura 2.9.

Las aplicaciones de proceso que requieren separadores líquido-líquido son:

- Sistemas de lavado cáustico de hidrocarburos.
- Sistemas de lavado acuoso de hidrocarburos.
- Sistemas de extracción por solventes.
- Sistemas de endulzamiento de líquidos.



FIGURA 2.9: SEPARADOR LÍQUIDO-LÍQUIDO



### 2.5.1.3 Separadores vapor-líquido.

Los tanques de desfogue evitan que cualquier líquido, producto de algún relevo, pueda llegar al quemador. Además, las corrientes gaseosas de desecho frecuentemente arrastran partículas líquidas (hidrocarburos condensados), que deben ser separados antes de que lleguen al quemador ya que podrán ser arrojadas por éste como gotas encendidas (lluvia de fuego) presentando un peligro para la planta, el personal y los alrededores. Esta situación es aún más peligrosa si el quemador, debido a limitaciones de terreno, fuera instalado en una de las áreas de proceso de la planta. La entrada de partículas líquidas ocasiona también pérdida de eficiencia en la operación del quemador.

Los tanques de desfogue deben usarse para recuperar gran parte de líquidos ya sea a partir de gotas o como descarga de condensado del cabezal. Estos líquidos pueden llegar a tener un alto valor económico. 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.

Los separadores vapor-líquido pueden ser horizontales o verticales.

Las aplicaciones típicas de los separadores vapor-líquido son:

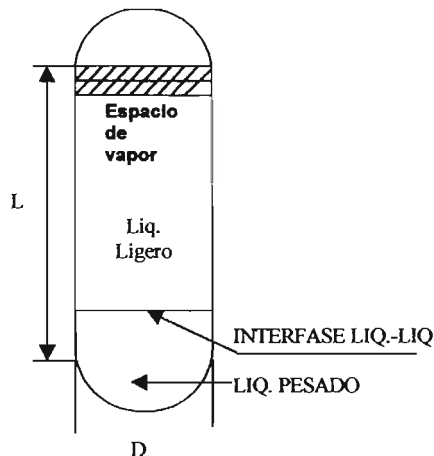
- Acumuladores de reflujo.
- Tanques de vaporización instantánea.
- Tanques separadores de arrastre para compresores.
- Tanques separadores de arrastre para sistemas de manejo de gas combustible.
- Tanques de purga.
- Tanques separadores de agua.



- Tambores de vapor.
- Tanques KO.

Los separadores verticales vapor-líquido se prefieren para el manejo de mezclas con una elevada relación de flujo en masa vapor/líquido, y usualmente sólo una fase líquida. La figura 2.10 muestra un separador vertical. En ciertos casos, la separación vapor-líquido puede llevarse a cabo simultáneamente con la separación por asentamiento de las dos fases líquidas. En los casos donde únicamente esté presente una pequeña cantidad de líquido, aún pueden usarse recipientes verticales.

FIGURA 2.10: SEPARADOR VERTICAL VAPOR-LÍQUIDO



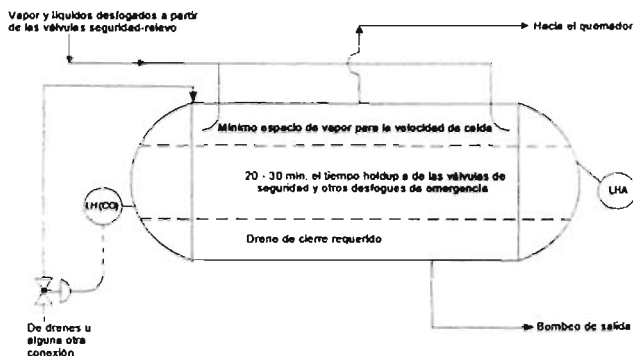
Los Separadores horizontales vapor-líquido se manejan para los siguientes casos:

- a) Mezclas con una relación pequeña de flujo en masa vapor/líquido y con una sola fase líquida, como se muestra en la figura 2.11.
- b) Mezclas que contengan vapor y dos fases líquidas inmiscibles.

En ciertos casos puede emplearse un pequeño recipiente unido por una boquilla a la parte inferior del separador para extraer la fase pesada fuera del separador, permitiendo de esta manera un mejor control de la operación y posiblemente reduciendo el tamaño del recipiente, o bien un pequeño recipiente soldado en todo su diámetro a la parte inferior del recipiente; a éste comúnmente se le denomina pierna del recipiente mayor.



FIGURA 2.11: SEPARADOR HORIZONTAL VAPOR-LÍQUIDO



## 2.5.2 Criterios para establecer las bases de diseño mecánico.

### 2.5.2.1 Presión de diseño.

#### ➤ Presiones de operación superiores a la presión atmosférica

La presión de diseño será equivalente a la máxima presión de operación en el recipiente, más 10% ó 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 anteriores valores, se considerará una presión de diseño equivalente a la presión de vapor a dicha temperatura, más 2 kg/cm<sup>2</sup> ó 10% de sobrediseño, empleándose el valor que resulte mayor.

#### ➤ Presiones de operación inferiores a la presión atmosférica

#### ➤ Se considerará como condición de diseño el vacío total.

#### ➤ Presiones de operación positivas y subatmosféricas

Para el caso de recipientes que operen a presiones superiores a la atmosférica, pero que en determinadas circunstancias, aunque sólo fuera momentáneamente, también operen a presiones inferiores a la atmosférica, como sería el caso de recipientes y equipos asociados a la succión de compresores, se considerarán las dos condiciones de diseño respectivas, es decir, 10% sobre la presión máxima o 2 kg/cm<sup>2</sup> y vacío total.





### 2.5.2.2 Temperatura de diseño.

- Temperaturas máximas de operación de -29 a 340°C.

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.

- Temperaturas máximas de operación inferiores a -29°C.

Se considerará como condición de diseño la temperatura mínima de operación esperada.

- Temperaturas máximas de operación superiores a 340°C.

Los recipientes que vayan a operar a estas condiciones serán diseñados para una temperatura igual a la temperatura máxima de operación, sin considerar ningún sobrediseño adicional.

### 2.5.2.3 Materiales de construcción<sup>(14)</sup>.

- Selección.

Los materiales normalmente se seleccionan en función de las características de los fluidos que van a estar en contacto con dichos materiales, así como las condiciones a las que serán sometidos (principalmente temperatura).

En algunas ocasiones es conveniente fabricar un recipiente de acero al carbón y recubrirlo parcial o totalmente con alguna aleación, el procedimiento para llevar a cabo este recubrimiento metálico puede ser por "lining", por "clad" o por "overlay". El más recomendable, aunque más caro, es el último.

El "lining" consiste en soldar por puntos placas del material del recubrimiento. Esta operación se efectúa y se prueba con aire a presión en el campo.

El "clad" consiste en la placa con su respectivo recubrimiento metálico; este sándwich es el que se usa para fabricar el recipiente.

El "overlay" consiste en recubrir la parte que se desee de un recipiente, con cordones traslapados de soldadura.

- Recubrimientos internos no metálicos.

El problema que se presenta por la abundancia de información acerca de materiales de construcción de recipientes, son común a los recubrimientos, agravado por el hecho de que, para estos últimos, no fue posible obtener reglas



sencillas en forma de recomendaciones específicas para la selección de determinado recubrimiento comercial con base en su resistencia a sustancias química, límites de temperatura, etc. Constituye una excepción a esta regla la mención que, de algunos de estos aspectos, se hace en la Norma No. 2.132.01 (Protección anticorrosiva basándose en recubrimientos) de Petróleos Mexicanos que se incluye (anexo 3.4.1.). Se considera por lo tanto, que cada caso deberá tratarse de manera especial, auxiliándose con la información disponible.

➤ Código ASME para recipientes de presión.

El código ASME, UW-11 y UW-12 indica las condiciones y precauciones a las que se deben someter cualquier tipo de recipiente por medio de diseños, figuras y tablas (un ejemplo es la tabla 2.6 que indica a los diferentes tipos de materiales). El código detalla los requisitos comunes de la eficacia y el porcentaje de la tensión permisible que será utilizada en los cálculos principales de las tensiones (axiales) circunferenciales (aro) y longitudinales.



TABLA 2.6 CLASES DE MATERIALES.

MATERIAL	CÓDIGO DE LA PIEZA DE LA CUBIERTA	CÓDIGO APLICABLE A TABLAS DEL VALOR DE LA TENSIÓN	OBSERVACIONES
Acero al Carbón y Aceros de Baja Aleación	UCS	Sección II, parte D, Tabla A	La Base para establecer la tensión se valora en el apéndice P, UG-23.  Para el servicio de temperatura baja se requiere el uso de materiales resistentes UCS-65, UCS-66, UCS-67, UCS-68, UG-84.  Corrosión permisible- Código Parte UCS-25.  Diseño de temperatura Código. UG-20.  Diseño de presión Código UG-21.
Metales no ferrosos	UNF	Código, Sección II. Parte D, Tabla 1B.	Valores para establecer las bases del Código. Apéndice P, UG-23.  Características del metal, Código. Parte UNF, Apéndice NF, NF-1 y NF-14.  Operación de temperatura baja Código Part. UNF-65.
Acero de Alta Aleación.	UHA	Sección II, Parte D, Tabla 1*.	Selección y Tratamiento de acero de cromo-níquel. Código UHA-11 UHA A Apéndice HA, UHA-100 y UHA-109
Hierro Fundido	UCI	UCI-23	Selección de materiales Código parte UCI-5, UCI-12, UG-11, UCS-10, UCS-13, UCI-1, UG-10.  Recipientes que no son permitidos para contener sustancia letal o inflamable.
Materiales de baja temperatura	ULT	ULT-23	La operación en las temperaturas muy bajas, requiere el uso de los materiales resistentes



## 2.6 Filosofías de control.

### 2.6.1 Elementos de control de un sistema

Los elementos dinámicos de control de un sistema son los siguientes:

➤ Control de flujo

Es la variable controlada, ya que en un flujo gaseoso, conforme se expande hay un cambio en la presión y provoca una variación dentro del recipiente, por lo que se debe estar controlando la cantidad de flujo que se manda al recipiente.

➤ Regulación de la presión

El estado termodinámico de un sistema se puede definir por la presión, entalpía, y volumen. Si una fase de gas solamente está presente, la presión y el volumen son inversamente proporcionales, con la entalpía. Los líquidos por otra parte, son virtualmente incompresibles, ya que la presión y la entalpía no ejercen mayor influencia sobre el volumen del sistema.

Por otra parte la entalpía de un gas es más una función de la temperatura que de la presión. Por lo tanto la presión de gas debe ser controlada manipulando el sistema. Pero en un sistema donde están el vapor y el líquido en equilibrio, la presión podría ser controlada ajustando el flujo del material o del calor.

El nivel líquido en un tanque se utiliza a menudo para controlar flujo en otra parte del proceso. Es cierto que las fluctuaciones amplias en nivel de entrada no están toleradas en la mayoría de las operaciones.

➤ Control de la temperatura.

La temperatura es realmente problema del traspaso térmico, ya sea por radiación, conducción, o convección. A continuación se mencionan los elementos dinámicos importantes en el proceso:

- a) Capacidad de calor contenido en un reactor
- b) Capacidad de calor en la pared
- c) La temperatura de la circulación



➤ Control de la composición.

La composición es una característica de una corriente que fluye. La más significativa de todas, es la composición de una corriente en función del equipo de proceso.

**2.6.2 Control de proceso multivariable.**

➤ Clasificación de variables

Las variables pueden ser utilizadas como medidas reales de proceso siempre y cuando sean posibles. En esos casos cuando una medida real no está disponible, todas las fuentes de error en cualquier medida deberán ser examinadas. La introducción de un tercer componente, puede ser una fuente de error común. La tabla 2.7 muestra una lista de variables comunes con sus fuentes de errores más significativas.

TABLA: 2.7 VARIABLES COMUNES CON LAS POSIBLES CAUSAS DE ERRORES.

VARIABLE	PARAMETRO	FUENTES DE ERROR
Composición	Líquido denso	Temperatura
	Gas denso	Temperatura. Presión.
	Conductividad eléctrica	Temperatura
	Viscosidad	Temperatura
	Constante Dieléctrica	Temperatura
	Punto de Rocío	Presión
Flujo masico	Velocidad masica	Densidad y viscosidad
Peso	Nivel del líquido	Densidad
Nivel del líquido	Diferencia de presión	Densidad

**2.6.3 Instrumentación en la industria de la petroquímica<sup>(36)</sup>**

Hay muchas maneras de controlar el flujo y la presión de las corrientes de descarga de las bombas, intercambiadores de calor y compresores, para obtener una mayor eficiencia en estos equipos. Tener una válvula en la línea de descarga de una bomba centrífuga puede ser conveniente, pero también puede afectar si se trabajan en periodos de flujo largo.

**2.6.3.1 Control de bombas.**

La capacidad una bomba se puede ver afectada por:

- Una válvula de control ubicada en la descarga de una bomba.
- En la variación de velocidad de la bomba.
- El movimiento constante a la que se somete la bomba.



La aplicación de estos métodos de control de capacidad se relaciona con el tipo de bomba, tal como centrífugo, rotatorio o reciprocante. Los posibles métodos de control de bombas se resumen en la tabla 2.8.

TABLA 2.8 METODOS DE CONTROL DE BOMBAS

METODO DE CONTROL	POSIBLES TIPOS DE CONTROL	
	ABIERTO-CERRADO	REGULADOR
INTERRUPTOR ENCENDIDO.PAGADO	CENTRIFUGO, ROTATORIO O RECIPROCANTE.	
VALVULA DE CONTROL Y REGULACION	CENTRIFUGA	O ROTATORIO
VELOCIDAD DE CONTROL	CENTRIFUGO, RECIPROCANTE	ROTATORIO O
ARREGLO DE AJUSTE	RECIPROCANTE	

➤ Bombas de Desplazamiento Positivo.

En bombas de desplazamiento positivo el volumen del liquido esta controlado mecánicamente en la parte de succión.

Si la velocidad de una bomba se puede ajustar al sistema se puede medir una cantidad exacta de liquido. Esta exactitud se puede medir cuando la bomba esta libre de alguna clase de descarga en la succión. Cuando se utilizan con líquidos limpios, las bombas pueden medir valores para control de flujo, particularmente donde se encuentran las altas presiones de la descarga.

Otros tipos de bombas de desplazamiento positivo son aquellos que llevan el fluido con engranes o paletas que rotan. Su salida es continua, aunque es ruidosa. Este tipo de bomba debe ser protegido por una válvula conectada a la descarga de succión

➤ Bombas rotatorias.

Las características típicas de este tipo de bomba rotatoria, son los engranajes, lóbulo, y su rotación de tornillo o de paleta, además de tener una velocidad constante con los cambios grandes en la presión de la descarga. Este tipo de bombas trabaja en un rango de 1 centipoise hasta 500 000 centipoises para líquidos muy viscosos, cosa que no hacen las bombas centrífugas.



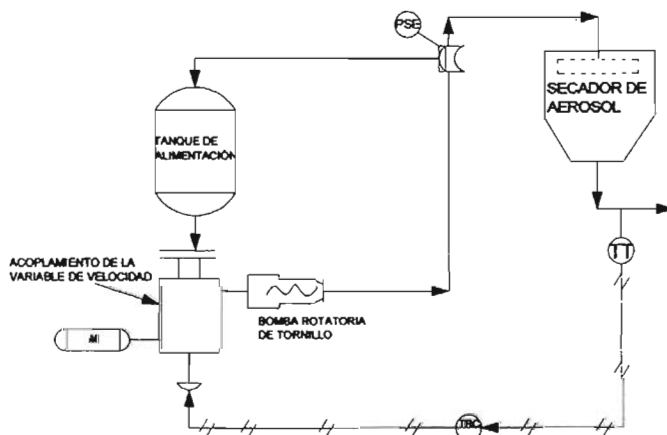
a) Control encendido-apagado.

Este criterio consiste en evitar un esfuerzo en los motores en las bombas rotatorias, puesto que este esfuerzo de torsión puede ser muy grande debido al tipo de líquido con el que se trabaja. En este tipo de controles no se recomienda trabajar en mezclas, ya que contiene una cierta cantidad de sólidos que podrían ocasionar serio problemas al motor de la bomba.

b) Control regulador.

Este tipo de control cuenta con una válvula de descarga de seguridad, ya que le permite evitar un posible bloqueo en la línea de descarga, además de llevar el líquido bombeado a la succión o al tanque de alimentación. Otro dispositivo de seguridad con el que cuenta este tipo de control es un disco de ruptura que se encuentra en la línea de descarga para evitar problemas de sobrepresión. La figura 2.12 muestra una bomba rotatoria de tornillo que alimenta la mezcla de látex a un secador de aerosol.

FIGURA 2.12 CONTROL DE VELOCIDAD DE UNA BOMBA ROTATORIA DE TORNILLO.





### 2.6.3.2 Control de Intercambiadores de Calor.

En cierta forma todas las plantas químicas cuentan con equipo de transferencia térmico, La naturaleza de este tipo de equipo térmico, incluye a los cambiadores, calentadores del vapor y condensadores.

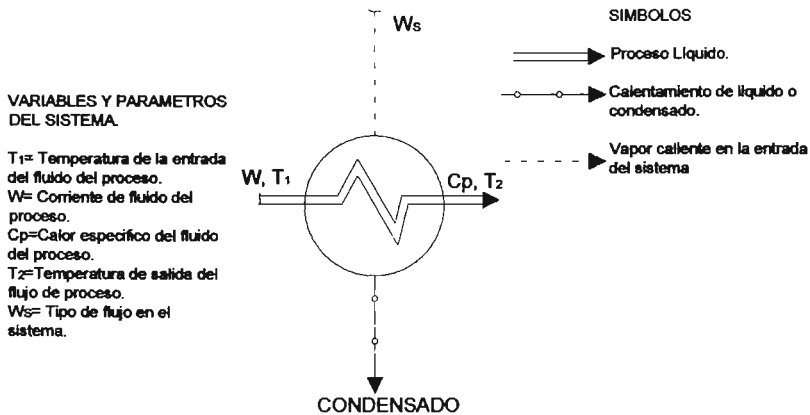
➤ Variables y grados de libertad.

Todas las conexiones de control funcionan basándose en una variable manipulada. Es importante poder determinar el número máximo de controladores automáticos, independientemente como puedan ser colocados en un proceso.

En la figura 2.13 muestra un intercambiador de calor con sus variables y los parámetros a definir. Los grados de libertad se representan a través de la ecuación 2.1.

$$\text{Grados de libertad} = (\text{número de variables}) - (\text{número de ecuaciones}) \quad (2.1)$$

FIGURA 2.13 INTERCAMBIADOR DE CALOR CON SUS VARIABLES Y PARAMETROS.



➤ Intercambiador de Calor líquido-líquido.

La figura 2.14 y 2.15 ilustran instalaciones de enfriamiento y calentador con la válvula de control ubicada en la entrada del cambiador respectivamente por lo que no hay diferencia alguna si la válvula de control se pone arriba o en sentido contrario del Intercambiador.





FIGURA 2.14

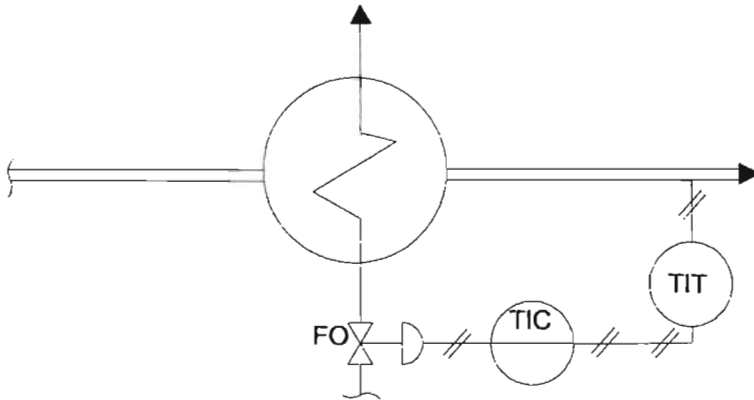
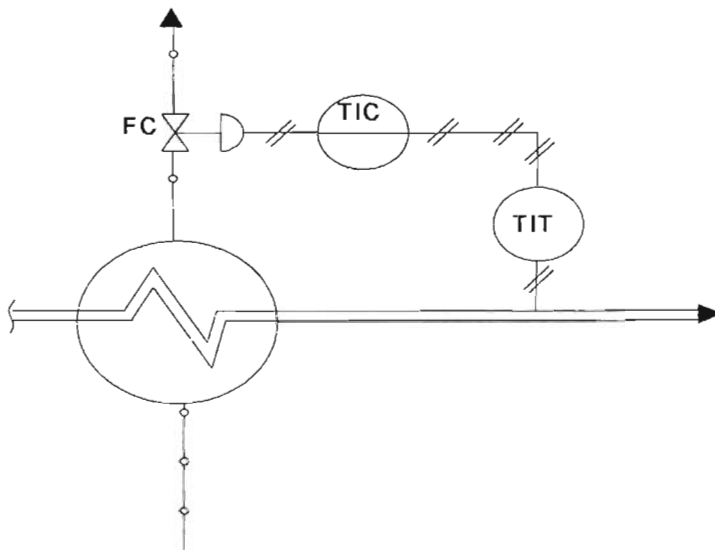


FIGURA 2.15





### 2.6.3.3 Control de Compresores.

El control de los compresores y las bombas viene siendo la misma función sin embargo la salida del flujo en el compresor permite realizar fácilmente la medición del flujo. La mayoría de estos tipos de compresores con varios cilindros pueden equiparse con descargadores, solenoides o neumáticos que pueden funcionar desde la salida de un regulador. Una vez que se controla la velocidad del flujo permite obtener ventajas en la continuidad y eficiencia del flujo. Los métodos de control para cada tipo de compresor se muestran en la tabla 2.9. El método de control que se emplea es determinado por los requisitos de proceso, el tipo de conductor y el costo del equipo.

TABLA 2.9 MÉTODOS DE CONTROL DE LA CAPACIDAD DE COMPRESORES

TIPO DE COMPRESOR	MÉTODOS DE CONTROL DE CAPACIDAD
CENTROFUGO	Succión reducida
	Descarga reducida.
	Entrada de variables por medio de paletas rotatorias
	Control de velocidad
ROTATORIO	Control de paso
	Control de velocidad.
RECÍPROCANTE	Control encendido-apagado
	Velocidad de descarga constante.
	Control de velocidad.
	Control de velocidad y descarga

➤ **Compresores centrífugos.**

a) **Control de la succión.**

La capacidad de un compresor centrífugo puede ser controlada con una válvula de control en la línea de succión, de tal modo que modifica la presión de la entrada ( $P_1$ ).

b) **Entrada de variables por medio de paletas rotatorias**

Este método de control emplea un sistema de paletas rotatorias ajustables en la entrada de cada etapa del compresor. El movimiento que hace este tipo de paletas permite que la corriente del gas vaya en dirección al cabezal de la descarga.



➤ Compresores rotatorios.

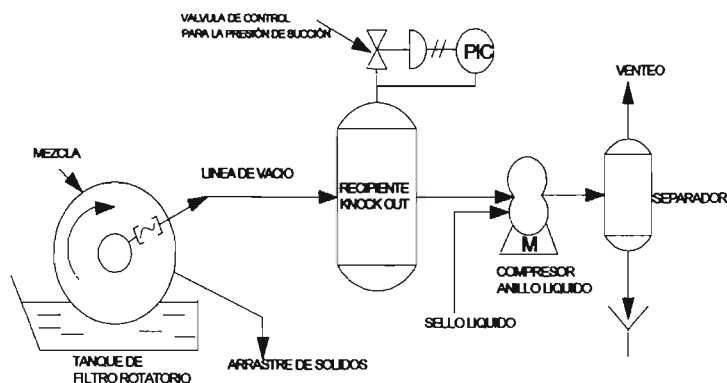
a) Variable de velocidad.

El compresor rotatorio es una máquina que realiza variaciones con la presión de la descarga. Esta conformado este tipo de compresor por un lóbulo, paletas rotatorias y un anillo líquido.

b) Control de la succión.

Un uso importante del compresor rotatorio anillo líquido está en el servicio para vacío. La figura 2.16 muestra la instrumentación de un control de la presión de succión equipado con un compresor tipo anillo líquido, donde la presión de succión es la variable independiente por lo que esta se puede controlar.

FIGURA 2.16 COMPRESOR TIPO ANILLO LIQUIDO INSTRUMENTADO CON UN CONTROL DE PRESION DE SUCCION.



2.6.3.4 Instrumentación: identificación y símbolos.<sup>(07)</sup>

➤ Aplicación a la industria.

Esta normatividad se aplica cuando se trabaja con productos químicos, petróleo, la generación de energía, la refinación del metal y en la industria del proceso.

➤ Contorno del sistema de la identificación

Cada instrumento o función que se identifica dentro de cualquier proceso, es señalado por un código alfanumérico o un número de etiqueta como lo muestra la tabla 2.10. Además de agregar un sufijo o un prefijo para terminar la identificación.



TABLA 2.10 NUMERO DE IDENTIFICACIÓN

NUMERO DE IDENTIFICACION TIPICO	
TIC 103	Identificación del instrumento o número de etiqueta
T 103	Identificación de la corriente
103	Numero de la corriente
TIC	Identificación Funcional
T	Primera letra
IC	Letras sucesivas
NUMERO DE IDENTIFICACION AMPLIO	
10-PAH-5 <sup>a</sup>	Numero de identificación
10	Prefijo opcional
A	Sufijo opcional
NOTA: ALGUNOS DE ESTOS NUMEROS DE IDENTIFICACION SON OPCIONALES PARA SEPARADORES.	

### 2.6.3.5 Control de válvula<sup>(36)</sup>

Una válvula de control es un dispositivo que modifica el caudal del flujo en un sistema de control de proceso. Consiste en una válvula conectada con un mecanismo llamado actuador, donde permite controlar y cambiar la posición de un elemento que controla el flujo en la válvula. Se puede clasificar como:

➤ Válvula de control tipo movimiento lineal.

Estos tipos de válvulas cuentan con un sistema cerrado que se mueve linealmente y permite modificar el flujo cuando pasa por la válvula de control. Se clasifican estos tipos de válvulas como:

- Válvula de diafragma.
- Válvula de puerta.
- Válvula del globo.
- Válvula de tornillo o sujetador

➤ Válvula de control tipo movimiento rotatorio.

Estos tipos de válvulas cuentan con un sistema cerrado que se mueve rotatoriamente y permite modificar el flujo cuando pasa por la válvula de control.

Se clasifican estos tipos de válvulas como:



- a) Válvula de bola.
- b) Válvula de mariposa.
- c) Válvula de enchufe.
- d) Válvula de disco.

➤ Control de válvula de actuador

Un actuador: es un dispositivo que se puede accionar eléctricamente o mecánicamente al sistema que provee la fuerza y el movimiento a un elemento dentro de la válvula permitiendo que esta tenga un mejor funcionamiento en el control del flujo. Estos tipos de actuadores pueden ser:

- a) Hidráulicamente.
- b) Neumáticamente.
- c) Eléctricamente



*CAPITULO III. DESARROLLO DE LA  
INGENIERÍA CONCEPTUAL*



### 3.1 Antecedentes

En la ingeniería conceptual se realiza una estructuración general del sistema de recuperación de gas para que sirva de base en el desarrollo de la ingeniería básica. También se mencionan los fundamentos teóricos de la simulación que se va a emplear ya que es la parte importante de este trabajo para que se puedan cumplir con los objetivos especificados que se dieron en la introducción.

La refinería de Salamanca cuenta actualmente con tres quemadores elevados y dos quemadores de fosa. Los quemadores de fosa actualmente son el medio para desfogar los hidrocarburos inflamables durante la operación normal para el control de algunas plantas, y en situaciones de emergencia de más de cuarenta plantas de proceso.

Los quemadores de fosa fueron diseñados y construidos hace más de cincuenta años, treinta años después fueron reacondicionados, en esa época el ahorro de energía y la protección al medio ambiente no eran factores de diseño a considerar en la definición de una planta industrial. Hoy en día, las restricciones ambientales son más exigentes, por lo que es necesario tomar medidas preventivas para tener resultados tanto económicamente como ambiental.

Debido a lo anterior se contempla diseñar un sistema de recuperación de hidrocarburos gaseosos dentro del sistema de desfogue de la refinería

### 3.2 Descripción básica del sistema de recuperación de gas

El consumo reducido del gas de combustible puede generar un retorno atractivo. También puede ser posible utilizar el gas recuperado del quemador como la materia de base o producto en vez del combustible.

Los procesos básicos empleados en el sistema de recuperación de gas son compresión y separación física. La compresión del gas es realizada por los compresores líquidos del anillo y la separación de la fase recuperada del vapor de un líquido mezclado se logra en un recipiente horizontal del separador.

Los gases del sistema de venteo son recuperados del cabezal del quemador de la refinería y los compresores del anillo del líquido alcanzan la presión de la corriente del gas del quemador. Los compresores del gas descargan directamente a un separador de proceso donde el líquido del servicio se separa del gas del quemador y se retorna a la refinería como gas de combustible.

El líquido del servicio, en este caso el agua, se utiliza en el compresor como sello entre el rotor y la caja del compresor. El líquido del servicio se separa de la corriente recuperada del gas, se refresca, y se recircula al tren del compresor del gas.



La capacidad del sistema de recuperación varía automáticamente para mantener una presión positiva en el cabezal del quemador contra la corriente del tanque de sello líquido existente. Esto se asegurará de que el aire no sea dibujado dentro del sistema del quemador o el sistema de recuperación de gas. Si el volumen de venteos de proceso relevados en el sistema del quemador excede la capacidad de la unidad de recuperación de gas, la presión en el cabezal del quemador se acumulará hasta que exceda la contrapresión controlada generada por el sello líquido del recipiente. En este evento el exceso de volumen de gas pasará a través del sello líquido del recipiente y será quemado en el quemador.

### 3.2.1 Equipos que conforman al sistema de recuperación de gas.

#### ➤ Sellos líquidos del Recipiente

Un sello líquido directamente corriente arriba de cada quemador es un componente crítico para la operación exitosa del equipo del sistema de recuperación. Típicamente, el sello líquido está instalado cerca de la base del quemador.

El sello líquido es un componente crítico del sistema de recuperación por las razones siguientes:

- a) Produce la contrapresión necesaria para la operación apropiada de los compresores del sistema de recuperación. Un requisito del sistema.
- b) Previene el retroceso de flama dentro de la tubería del sistema del quemador, previniendo la entrada del aire (oxígeno) al quemador y/o la tubería, esto como requisito de seguridad
- c) Reduce la cantidad de gas de purga requerida para la tubería del sistema del quemador llevando a cabo una presión positiva en la tubería de la colección del quemador. Con el sello líquido instalado, el gas de purga se puede introducir en el espacio del vapor del sello líquido en lugar de la contracorriente adentro de las áreas de proceso. Esto es un requisito de seguridad y una ventaja económica
- d) Un sello líquido correctamente diseñado promoverá la operación suave eficiente del sistema de recuperación y del extremo del quemador. Durante los flujos bajos del quemador, el sistema de recuperación tendrá bastante contrapresión para modular la operación de los compresores. Durante los flujos más altos del quemador, el sello líquido proporcionará una suave transición desde el quemado mínimo y hasta el quemado máximo.





➤ Compresores

Los parámetros principales para seleccionar el tipo y tamaño de los compresores para el servicio del sistema de recuperación incluyen:

- a) La composición del quemador de gas.
- b) Flujos de quemado normal
- c) Requerimiento de presión en el punto de entrega del gas recuperado

Dependiendo de la operación de la refinería, la composición del gas de desfogue cambia frecuentemente. Durante los episodios de desfogue la composición puede cambiar dramáticamente con cambio correspondiente en la temperatura del gas. Además la composición cambia, el gas del quemador también fluctúa sobre una base irregular. Las condiciones en el cabezal del quemador no son constantes y estables. El compresor del gas de desfogue debe poder aguantar un amplio rango de la composición, de la temperatura y del flujo.

Muchos tipos de compresores están disponibles para la compresión de gas, incluyendo, reciprocantes, tornillo y anillo líquido. Para nuestro sistema de recuperación de gas de desfogue, se ha decidido seleccionar el compresor del anillo líquido por las siguientes razones:

- a) La operación más segura
- b) El servicio del líquido es normalmente agua y la compresión de gas del quemador ocurre dentro de un anillo de agua . Al mismo nivel con mezclas de gas flamable, la compresión con anillo líquido de el compresor es una operación segura por que ocurre rodeada por agua.
- c) Capacidad de procesar gas sucio de desfogue para un cambio de composición.
- d) El anillo líquido del compresor es especialmente un pozo para manejar el gas que puede contener productos químicos de partículas o corrosivos. La composición del desfogue de gas puede cambiar rápidamente dependiendo de la operación en la refinería. El anillo líquido del compresor puede aguantar grandes cambios y rápidos en la composición sin ningún efecto adverso en la operación.
- e) Pocas partes móviles, el rotor y las caras del sello mecánico rotatorias son las únicas partes móviles en el anillo líquido del compresor. El diseño mecánico simple promueve una larga vida al equipo y un menor mantenimiento.



- f) Baja velocidad Operación, la velocidad de operación seleccionada para el anillo líquido de los compresores es 880 r.p.m. La velocidad lenta promueve una vida larga para el equipo y menor mantenimiento.
- g) Baja temperatura de operación, la temperatura de descarga del anillo líquido del compresor es aproximadamente 130°F, esta baja temperatura de operación no requiere aislamiento para protección del personal y permite el uso común de instrumentación, válvulas y otros componentes. La falta de temperaturas de operación extremas también promueve larga vida al equipo.

➤ Tanque separador

Durante la operación, los gases recuperados del quemador se separan del líquido de servicio y cualquier hidrocarburo condensado también se separa del líquido del servicio. Hay un vertedero interno que separa el líquido del hidrocarburo condensado. El separador esta diseñado con una orientación horizontal.

El separador es dimensionado para la condición de baja presión del gas de combustible, así que la operación en las presiones más altas no presenta ningún problema. No hay mallas internas u otros dispositivos de eliminador de niebla en el separador que podrían ensuciarse y crear una presión excesiva u otros problemas de mantenimiento.

➤ Enfriador de líquido de servicio

El agua de enfriamiento de la refinería se utiliza en el lado de los tubo para remover el calor de compresión del líquido del servicio. El enfriador de líquido de servicio es dimensionado para transferir la carga máximo de calor del líquido del a su flujo máximo. Dimensionando los enfriadores para la máxima condición de máxima transferencia de calor proporciona área superficial adecuada para la operación eficiente en las cargas reducidas.

### **3.2.2 Servicios auxiliares con los que debe contar el sistema de recuperación de gas.**

Requerimientos de servicios estimados para el sistema de recuperación:

- Corriente eléctrica para los compresores y los paneles de control
- Agua de torre de enfriamiento para los Enfriadores del líquido de servicio
- Agua de servicio para la lubricación del sello mecánico y reposición del líquido de servicio.
- Aire del instrumentos para los actuadores de las válvulas de control



### 3.3 Antecedentes de los simuladores de sistemas

Con el advenimiento de la computadora, una de las más importantes herramientas para analizar el diseño y operación de sistemas complejos es la simulación. Aunque la construcción de modelos arranca desde el Renacimiento, el uso moderno de la palabra simulación data de 1940, cuando los científicos Von Neuman y Ulam que trabajaba en el proyecto Monte Carlo, durante la segunda guerra mundial, resolvieron problemas de reacciones nucleares cuya solución experimental sería muy cara y el análisis matemático demasiado complicado.

Thomas H. Naylor define la palabra simulación como: Una técnica numérica para conducir experimentos en una computadora digital. Estos experimentos comprenden ciertos tipos de relaciones matemáticas y lógicas, las cuales son necesarias para describir el comportamiento y la estructura de sistemas complejos del mundo real a través de largos periodos de tiempo.

H. Maisel y G. Gnugnoli define simulación como: Técnica numérica para realizar experimentos en una computadora digital. Estos experimentos involucran ciertos tipos de modelos matemáticos y lógicos que describen el comportamiento de sistemas de negocios, económicos, químicos, biológicos o físicos a través de largos periodos de tiempo.

➤ Ventajas del uso de un simulador:

- a) A través de un estudio de simulación, se puede estudiar el efecto de cambios internos y externos del sistema, al hacer alteraciones en el modelo del sistema y observando los efectos de esas alteraciones en el comportamiento del sistema.
- b) Una observación detallada del sistema que está simulando puede conducir a un mejor entendimiento del sistema y por consiguiente a sugerir estrategias que mejoren la operación y eficiencia del sistema.
- c) La simulación de sistemas complejos puede ayudar a entender mejor la operación del sistema, a detectar las variables más importantes que interactúan en el sistema y a entender mejor las interrelaciones entre estas variables.



### **3.4 Fundamentos del uso del programa Pro II en la simulación del sistema de recuperación de gas.**

La simulación se utiliza ampliamente en Ingeniería, con la finalidad de evaluar, optimizar y entender los problemas que existen en los sistemas que se encuentran en operación así como para el diseño de nuevos procesos. Se cuentan con diversos simuladores como son: HYSIS, HYSIM, PRO II, ASPEN PLUS, para poder simular este tipo de plantas (refinerías petroquímicas).

Los simuladores Hysys y PRO-II son simuladores generales de sistema; el principal uso de estos simuladores es en la industria del petróleo. Las bases de datos del simulador PRO-II son un poco más robustas y en general pueden realizarse simulaciones de procesos más complejos o de equilibrios más complicados como plantas de alquilación. PRO-II también es para simulación en estado estacionario además de que sus algoritmos de convergencia de ciclos son algo más veloces y tiene modelos especiales de endulzamiento de gas.

#### **3.4.1 Selección de método de cálculo.**

Cuando se tiene un sistema con una gran cantidad de componentes desde muy ligeros como son el hidrogeno hasta componentes pesados como el combustoleo o los hexanos, además de un porcentaje significativamente alto en agua en el sistema de hidrocarburos, teniendo CO y CO<sub>2</sub>.

Existen dos ecuaciones de estado que pueden utilizarse para este tipo de sistemas: Peng-Robinson y Redlich-Kwong-Soave. La ecuación que se escogió para la simulación de la recuperación de gas en un Sistema de Desfogue es la de Peng-Robinson, esta ecuación de estado calcula todas las propiedades termodinámica, además de es recomendable para procesamiento de gas, aplicaciones de refinerías y petroquímicas en plantas de gas y torre de crudo.



## *CAPITULO IV. ANÁLISIS TÉCNICO*



#### 4.1 Antecedentes

Una vez planteado el sistema de recuperación de gas y el equipo que lo estructura, a continuación se realiza la ingeniería básica que contiene un reporte detallado de la información que se requiere para la elaboración del proyecto del sistema de recuperación de gas. También se realiza la simulación del sistema para obtener resultados del gas que se recupera en el sistema de recuperación de gas.

Actualmente la refinería de Salamanca cuenta con tres quemadores elevados y dos quemadores de fosa. Los quemadores de fosa son el medio para desfogar los hidrocarburos inflamables durante la operación o en situaciones de emergencia de más de cuarenta plantas de proceso. Los quemadores elevados desfogan los hidrocarburos inflamables de alta y baja presión así como los desfogues ácidos del área Bechtel. Se tomó la decisión de instalar el sistema de recuperación en un quemador elevado ya que se necesita de mucha altura para mantener los límites de radiación por las cercanías de zonas donde hay equipo y personal en operación, y los quemadores de fosa no cumplen con las condiciones adecuadas de seguridad y ambiental. Tanto la figura 4.1 como la 4.2 muestran los dos tipos de quemadores que hay generalmente en las Refinerías de México.

Se analizará cada quemador elevado que se encuentra ubicada en la refinería para colocar medidores de flujo y tomas de muestra para la caracterización de las corrientes de desfogue a enviarse al sistema de recuperación de desfogues y tomar la decisión en que quemador se manda a desfogar mayor cantidad de gas.

FIGURA 4.1. QUEMADOR DE FOSA

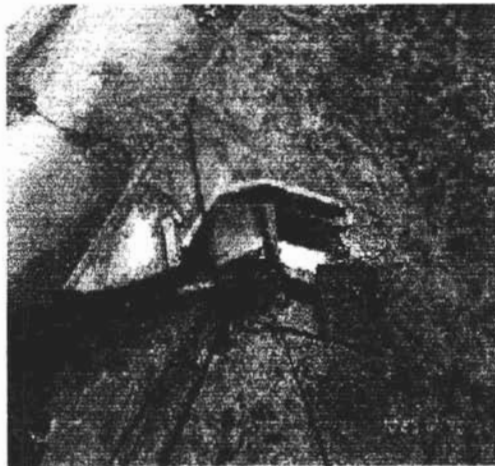
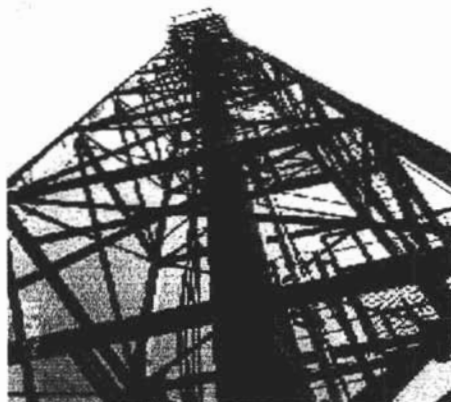




FIGURA 4.2 QUEMADOR ELEVADO



#### 4.2 Análisis técnico del sistema seleccionado para la recuperación del gas.

Para diseñar el sistema de recuperación es necesario realizar la Ingeniería Básica donde vienen siendo todas las actividades que se desarrollan para determinar la elaboración de dicho sistema. Es decir los elementos técnicos que se elaboran son:

- Bases de diseño.
- Descripción del sistema.
- Diagrama de Tubería e instrumentación.
- Diagrama de flujo de proceso.

Con éste tipo de sistema de recuperación se puede cubrir las características técnicas y requisitos de la legislación vigente, por lo que se esperan obtener los siguientes beneficios:

- Reducción del consumo de vapor. Se usa frecuentemente el vapor de agua para suprimir o disminuir el humo en los quemadores elevados. Si se recupera el gas del quemador elevado, la cantidad de vapor que se emplea disminuirá consecuentemente de forma proporcional.
- Reducción en el consumo de gas combustible. Las operaciones en las Refinerías, resultan en el quemado de gas con un substancial valor calorífico, pero si se recupera, este puede ser usado como combustible o para cualquier otro uso, incluyendo su procesamiento.



### 4.3 Ingeniería básica

Función de la Planta: El sistema de recuperación de gases de desfogues que se localizará en el área de quemadores de la refinería, tendrá como función elevar la presión de los gases de desfogue proveniente del tanque separador de líquidos para su envío a recuperación. El tipo de proceso del sistema consistirá básicamente de la compresión de los gases de desfogue, enfriamiento de condensados y separación mecánica de gas y arrastres de líquidos. El gas comprimido se enviará al tanque separador y los hidrocarburos líquidos recuperados se mandarán al punto que determine el cliente.

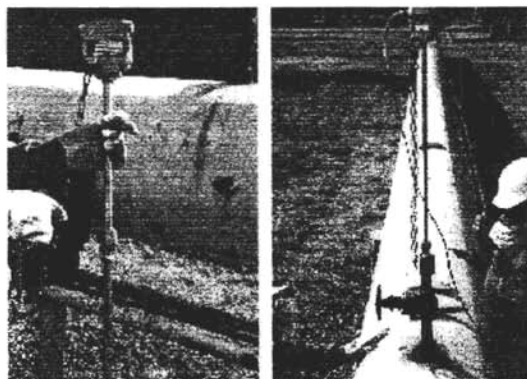
#### 4.3.1 Bases de diseño del sistema.

Una de las principales bases para el desarrollo de este proyecto, fue la determinación de la capacidad del sistema, para lo cual se efectuaron mediciones en 4 puntos, quedando definido como la mejor opción de recuperación, el cabezal de desfogue que envía hacia el quemador elevado.

##### 4.3.1.1 Análisis Histórico de Datos de Flujo del Quemador.

Los datos de flujo del quemador elevado de la refinería, se obtuvieron empleando un medidor de flujo del tipo "Dispersión Térmica" (figura 4.3), teniendo como resultado los flujos representativos para las condiciones de operación normal del quemador. Los datos de flujo registrados se corrigieron de acuerdo al criterio establecido por el cliente, con el propósito de eliminar valores de flujo fuera del rango de interés.

FIGURA 4.3 MEDIDOR PORTÁTIL PARA LA INSTALACIÓN EN UN SISTEMA DE DESFOGUE



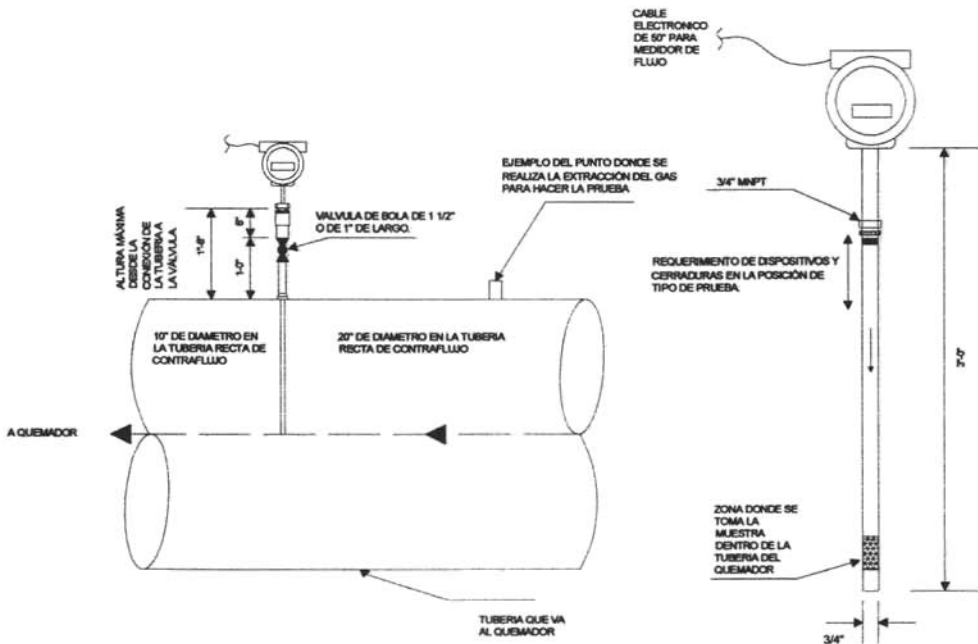




a) Medidor de flujo.

Para realizar las actividades de mediciones electrónicas, se utiliza un equipo adecuado para la recolección de datos confiables y seguros en el sistema de desfogue. El medidor de flujo funciona con una corriente eléctrica de 120 VAC/1 FASE/ 60 Hz.; viene con 50 pies de cable, así que la porción electrónica del medidor podrá estar localizada hasta 50 pies de la conexión del medidor. La porción electrónica del medidor es contenida en un encapsulado a prueba de intemperie y puede ser dejado en el exterior mientras se acumulan datos. En la figura 4.4 muestra las características y estructuración de un medidor de flujo generalmente usado en un sistema de desfogue

FIG 4.4 INSTALACIÓN DE UN MEDIDOR DE FLUJO



En la figura 4.5, se presenta de manera gráfica los flujos de gas medidos para el quemador en un periodo de tiempo de 12 días.

Realizando una evaluación gráfica del perfil de flujo para el quemador (figura 4.5) se obtuvo el siguiente flujo promedio:

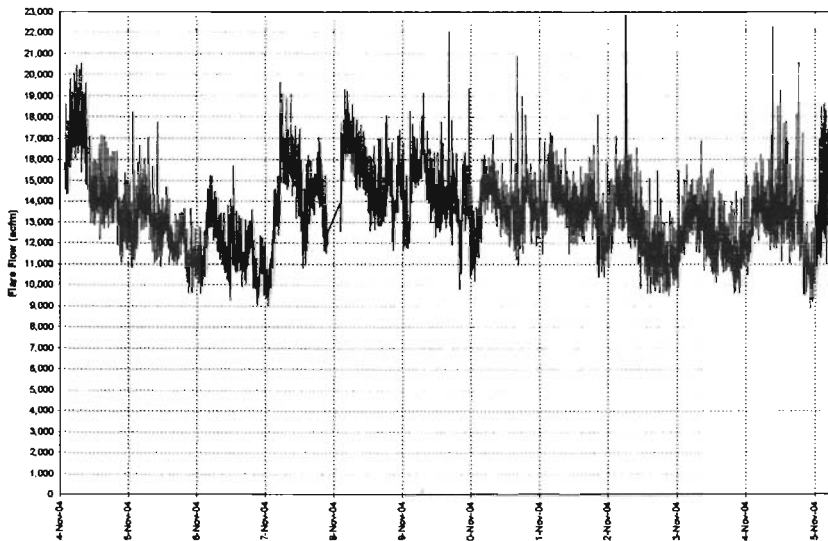


Estos son los resultados obtenidos durante la medición de flujo:

FLUJO MINIMO (acfm)	FLUJO MINIMO (lb.-mol/hr.)	FLUJO MÁXIMO (acfm)	FLUJO MÁXIMO (lb.-mol/hr)	FUJO NORMAL (acfm)	FUJO NORMAL (lb.-mol/hr)
8842	19458.98	22885	50364.036	13482	29670.43

(\*).- Las condiciones actuales para los flujos mostrados son a: 0.14 Kg/cm<sup>2</sup> abs. y 104°F

FIGURA 4.5.- PERFIL DE FLUJO DEL QUEMADOR DE LA REFINERÍA



Los datos históricos del flujo del quemador proporcionan la indicación del promedio del flujo de gas hacia el quemador. El ciclo de vida de los beneficios de un sistema de recuperación de gases de desfogue está definido por la disponibilidad del promedio del gas a recuperar, considerando que hay una demanda de éste dentro de la refinería como combustible.

La evaluación de los datos históricos del flujo hacia el quemador, es una manera eficaz de identificar las aplicaciones que se le podrían dar al gas recuperado, y de esta manera proceder al desarrollo de las bases de diseño.

Los datos de flujo también son útiles para seleccionar en el sistema de recuperación, el tipo de compresor, el tiempo de corrida del mismo, así como el establecimiento de la capacidad de diseño y normal del sistema.



#### 4.3.1.2 Capacidad, rendimiento y flexibilidad.

➤ Factor de servicio.

El sistema de recuperación de gases de desfogue será diseñado para operar los 365 días del año, factor de servicio de 1.0.

➤ Capacidad y rendimiento

a) Capacidad de Diseño

La capacidad de diseño del sistema de recuperación de gases de desfogue es de acuerdo a las curvas de operación del compresor seleccionado.

b) Capacidad mínima

La capacidad mínima del sistema de recuperación de gases de desfogue será la equivalente al 60% de la capacidad de diseño. La capacidad mínima del sistema será de acuerdo a las curvas de operación del compresor.

➤ Flexibilidad

a) Se deberán tener facilidades para un paro ordenado y seguro del sistema de recuperación en caso de una eventualidad.

b) El sistema de recuperación no operará a falla de energía eléctrica, ni a falla de aire de instrumentos. Para este caso el gas se enviará directamente al cabezal general de desfogue.

➤ Ampliaciones futuras.

No se consideran ampliaciones futuras para el Sistema.

➤ Servicios auxiliares

a) Agua de Enfriamiento



- |   |   |
|---|---|
| Fuente de suministro                        | Cabezal de integración, torre de la U-32. |
| Condiciones de suministro:                  | Límites de batería                        |
| Presión de entrada, kg/cm <sup>2</sup> man. | Min / Nor / Max                           |
| Temperatura de entrada, °C                  | 4.0 / 4.5 / 5.2                           |
| Presión de retorno, kg/cm <sup>2</sup> man. | 26 / 28 / 30                              |
| Temperatura de retorno, °C                  | 2.0 / 2.5 / 3.2                           |
| Disponibilidad                              | 38 / 40 / 42                              |
|   | La requerida                              |
- b) Agua contra incendio
- |                                  |   |
|----------------------------------|---|
| Fuente de suministro             | Sistema de la red de la Refinería, a especificar por PEMEX-RIAMA. |
| Condiciones de suministro        | Límites de batería  |
| Presión, kg/cm <sup>2</sup> man. | Min / Nor / Max   |
| Disponibilidad                   | - / 7.0 / 14.0  |
|                                  | La requerida  |
- c) Energía eléctrica
- |                                     |   |
|-------------------------------------|---|
| Fuente de suministro                | Subestación Eléctrica No. 55, ubicada al oriente de calle 14, entre las calles 21 y 23. |
| Características de la alimentación: |   |
| Tensión, Volts:                     | 13,800 / 4,160 / 480 / 220 / 127  |
| No. de fases:                       | 3 / 3 / 3 / 1   |
| Frecuencia, Hz:                     | 60  |
| Factor de potencia                  | 0.9   |
| Acometida                           | Subterránea   |
| Disponibilidad                      | La requerida  |
- d) Sistemas de desfogue
- En caso de que se supere la capacidad máxima de diseño del sistema de recuperación de gases de desfogue el gas se enviará al quemador elevado.



➤ Sistemas de seguridad.

Debido a que el manejo de gases en el área de quemadores de la refinería puede representar un riesgo, se hace necesario desarrollar los lineamientos técnicos para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle de los sistemas de seguridad (sistema de agua contra incendio, sistema de detección y alarma, sistema de supresión de fuego a base de un agente extinguidor limpio, sistema de señalización, etc.) para la protección al personal y a las instalaciones de la refinería.

➤ Especificación de la alimentación en límites de batería.

Composición de gas de desfogue, proveniente del tanque separador de líquidos (alimentación):

Componente del gas de desfogue		Rango de la composición del gas <sup>(1)</sup>		Fracción Mol Promedio <sup>(2)</sup>
		Mínimo	Máximo	
Metano	CH <sub>4</sub>	0.0531	0.2083	0.1462
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0260	0.1437	0.0883
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0057	0.1861	0.0360
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0046	0.0514	0.0223
Isobutano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0000	0.0368	0.0163
n-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0000	0.0096	0.0033
Isopentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0000	0.0104	0.0039
n-Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.0000	0.0075	0.0028
Propeno	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.0000	0.1280	0.0104
1-Buteno	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0.0000	0.0090	0.0022
Monóxido de Carbono	CO	0.0000	0.0020	0.0001
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	0.0000	0.0046	0.0012
Hidrógeno	H <sub>2</sub>	0.0044	0.7642	0.5400
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0.0234	0.8138	0.1120
Oxígeno	O <sub>2</sub>	0.0000	0.0715	0.0149
				1.0000

(1).- Por la variabilidad de composición del gas a recuperar, el Contratista debe considerar los rangos de composición (fracción mol) máximo y mínimo de cada componente.

(2).- Composición a condiciones normales de operación.



#### 4.3.2 Descripción del sistema seleccionado para la recuperación de hidrocarburos gaseosos

El sistema de recuperación de gas de desfogue, ubicado corriente arriba del tanque de sello, al tener una señal del controlador de presión succiona gas del desfogue del cabezal principal; llevando así a recuperar el gas que sería llevado al quemador. En este proceso se utiliza el flujo que generalmente va al sistema de desfogue de la refinería de Salamanca. Comúnmente se lleva un flujo normal de 29670 lb-mol/hr. (13482 ft<sup>3</sup>/min.) proveniente del cabezal principal. El sistema de recuperación opera para mantener una presión positiva sobre el cabezal principal en contracorriente con el regulador de contrapresión (líquido de sello). Asegurando así que no exista aire en el sistema de desfogue o el sistema de recuperación de gas. Si el volumen de gas relevado en el sistema de desfogue excede la capacidad de la unidad de recuperación, la contrapresión en el cabezal principal se acumula hasta que excede el punto de control de la contrapresión (nivel de líquido de sello). En ese momento, el exceso de volumen de gas fluye hacia el quemador.

Si el volumen de gas relevado en el sistema de desfogue es menor que la capacidad de la unidad de recuperación; una válvula reduce el volumen de gas que esta siendo recuperado para descargar el gas al cabezal de succión del compresor. El gas de desfogue que se recupera, pasa directamente al compresor de anillo líquido donde succiona el gas del cabezal principal bajo las siguientes condiciones de operación que normalmente hay en un sistema de desfogue presión de 2 psig (0.140 kg/cm<sup>2</sup>)<sup>(7)</sup> y una temperatura de 104°F<sup>(7)</sup>. Los gases y una parte del líquido de sello se unen en el compresor y se descargan como mezcla la cual se envía hacia el tanque separador para su separación.

El líquido de sello recuperado en el separador es enfriado usando un intercambiador de calor con una transferencia de flujo a una presión máxima de 70 psig (4.92 kg/cm<sup>2</sup>) y una temperatura máxima de 127°F y un flujo de retorno con una presión mínima de 18 psig (1.26 kg/cm<sup>2</sup>) y una temperatura máxima de 115°F al cual es reinyectado al compresor. El gas comprimido proveniente de la unidad de recuperación es enviado hacia donde el cliente disponga.

El control volumétrico se realiza por un sensor de presión a la succión, el cual envía una señal al PLC. Donde controla el equipo necesario para mantener un flujo apropiado al sistema de recuperación de gas.



#### 4.3.2.1 Características específicas del equipo que conforman al sistema recuperación de hidrocarburos gaseosos.

El sistema de recuperación seleccionado esta constituido por un compresor, un separador trifásico, un enfriador, tanque sello liquido y sistema de control de los cuales se dieron referencias en los capítulos anteriores.

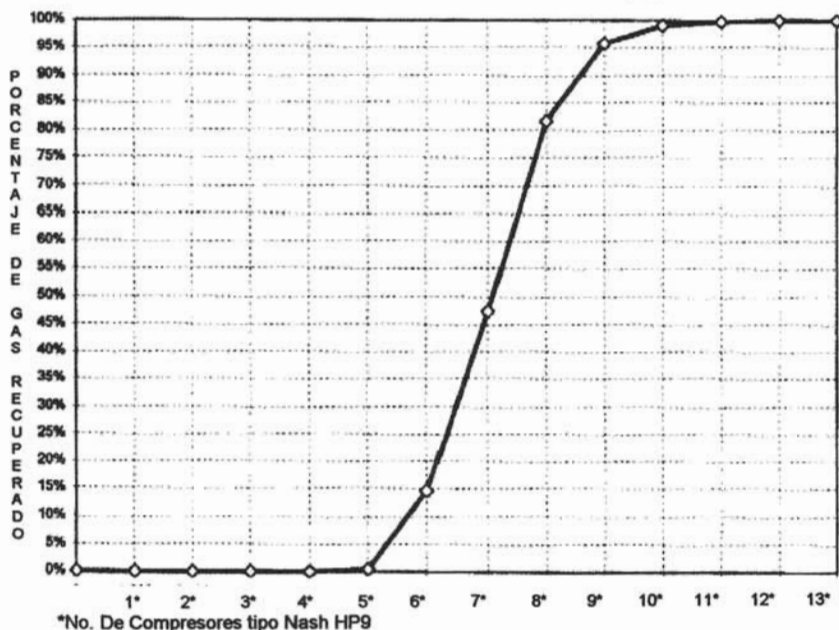
- **Compresor.** El componente más crítico en este sistema es el compresor, por lo que se requiere de 8 compresores para nuestro sistema de recuperación distribuido en 4 módulos para tener la flexibilidad adicional en para la operación y el mantenimiento. El tipo de compresor utilizado es el compresor de anillo líquido, el cual tiene varias ventajas sobre otros tipos de compresores como son: trabaja a presiones bajas, una construcción rugosa y alta resistencia a "slugs" de líquidos así como resistencia a incrustaciones provenientes de gases sucios. Adicionalmente para su operación este tipo de compresores emplea un liquido, generalmente agua, como agente motriz. Las características del compresor que se utiliza en este sistema de recuperación se mencionan a continuación:

CARACTERISTICAS DEL COMPRESOR	
Manufactura	NASH
Modelo	HP9
Capacidad (ft <sup>3</sup> /min.)	1900
Potencia requerida (HP)	900
Presión de descarga (PSIG)	85
LOS MATERIALES DE LA CONSTRUCCIÓN SON:	
Cuerpo, cabeza, placas	ACI CF-3M Acero Inoxidable
Eje	ANSI 316 Acero Inoxidable
CARACTERISTICAS DEL MOTOR ELÉCTRICO	
Fuente Eléctrica	4160 VAC/3 Fases/60Hz.
Enfriador	Incluye ventilador (TEFC)
Aislamiento	Clase "F" con una temperatura máxima de 80°C
Velocidad (r.p.m.)	880
Clasificación de área de Riesgo	Clase 1, División 2, Grupo C y D
Factor de Servicio	1.0



De acuerdo con datos proporcionados por el fabricante se muestra un diagrama (figura 4.6) donde se hace un estudio estimado de acuerdo al porcentaje de recuperación y número de compresores. Esta curva indica que la recuperación con 6 compresores tiene como resultado una disminución del 14.5% de gas que va al sistema de desfogue, mientras que con 8 compresores se obtiene una disminución del 81.7% de gas al quemador y con 10 compresores tendríamos una disminución casi del 100%, sin embargo en este sistema de recuperación no esta considerado la recuperación total por la inversión económica y el estudio de viabilidad. Además un punto importante es que entre mayor sea la recuperación de gas aumenta el costo de los equipos, por lo que se pone a consideración del cliente.

FIGURA 4.6 DIAGRAMA DONDE MUESTRA EL PORCENTAJE QUE SE RECUPERA DE GAS DEPENDIENDO DE LA CANTIDAD DE FLUJO QUE SUCCIONA UN COMPRESOR



CAPACIDAD DE FLUJO RECUPERADO DE ACUERDO AL NUMERO DE COMPRESORES UTILIZADOS EN EL SISTEMA DE RECUPERACIÓN (ft<sup>3</sup>/min.)





- Separador trifásico. El separador trifásico recibe el gas de desfogue proveniente del compresor de anillo líquido con el propósito de remover él líquido (agua) del gas así como de los posibles hidrocarburos condensados. El líquido se envía a un enfriador para su recirculación hacia el compresor, el gas recuperado para su empleo como servicio auxiliar y los hidrocarburos líquidos a disposición. El separador se equipa de un sistema de control del nivel que mantiene automáticamente el nivel líquido del servicio y proporciona una purga continua. La purga es para desechar el hidrocarburo condensado del líquido del servicio que recircula. El recipiente separa el hidrocarburo condensado del líquido de funcionamiento (agua) con un nivelador de líquido normal y proporciona una purga automática del agua contaminada. Las características del separador trifásico utilizado en éste proceso se mencionan a continuación:

CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR TRIFASICO	
Base, Cabeza	SA-516-70 Acero al Carbón
Recubrimiento	SA-105 Acero al Carbón
Condiciones de Diseño	150 PSIG A 400°F
Código de Diseño	Designado para ASME, Sección VIII
Factor de Servicio	1.0

- Enfriador. Con la finalidad de disminuir la temperatura del líquido que se envía nuevamente al compresor, éste se envía a un enfriador. En este caso se emplea un intercambiador de calor de coraza y tubos. Sin embargo hay que señalar que si en otro proceso de recuperación no se cuenta con servicio de agua de enfriamiento se puede utilizar un aroenfriador. Las características del enfriador utilizado en éste proceso se mencionan a continuación:

CARACTERÍSTICAS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR (TUBO Y CORAZA)	
CORAZA Y TUBO	SA-53B o SA-106B Acero al Carbón
Recubrimiento	SA-214 Acero al Carbón
Condiciones de Diseño	150 PSIG A 400°F
Código de Diseño	Designado para ASME, Sección VIII
Cabeza (Succión y Descarga)	SA-516-70 Acero al Carbón



- Sistema de control. Las estrategias de instrumentación y de control utilizadas en el SRGD serán manipuladas por un PLC (Control Lógico Programable).

El mínimo de señales de salida del sistema de control para el monitoreo remoto en el cuarto de control deberán ser:

1. Presión en el cabezal de desfogue	8. Flujo del líquido de sello (en caso de que aplique).
2. Temperatura de entrada del gas de desfogue	9. Valor de PH de la circulación del líquido de sello
3. Temperatura de gas de desfogue recuperado	10. Temperatura del líquido de sello compensada
4. Presión de gas de desfogue recuperado	11. Flujo de líquido de sello compensado
5. Nivel de líquido de sello en el Separador.	12. Todas las Alarmas y paros por fallas
6. Nivel de hidrocarburos en el Separador	13. Estatus del equipo.
7. Temperatura del líquido de sello al Compresor(es) (en caso de que aplique)	14. Flujo de recirculación de gas del compresor

El sistema de recuperación arrancará y parará en función de las señales de control del PLC. La operación del compresor estará en función de la presión de entrada del gas a recuperar. La válvula de control de presión de recirculación, también trabajará en función de la presión de entrada del gas a recuperar. El inicio de la operación del sistema de recuperación es como sigue:

- Seleccionar el compresor a operar.
- Presionar el botón de "reset" y confirmar que ya no existen fallas en el sistema.
- Accionar el interruptor del sistema a "Arranque".
- Si no hay fallas presentes, el sistema de recuperación de gas arrancará sin mayor problema.

Una vez que el gas de desfogue empieza a fluir hacia el cabezal, se establece una cabeza hidrostática en el sello del líquido evitando que el gas de desfogue pase hacia el quemador, ocasionando un incremento de presión en el cabezal. Cuando la presión del cabezal de gas de desfogue alcanza la presión de succión del compresor, el sistema de recuperación de gas comenzará a operar.



El gas comprimido descargará en el separador trifásico donde el gas y las fases orgánica y acuosa se separan. El gas recuperado se enviará al sistema de distribución de gas combustible.

Conforme se incrementa el flujo de gas en el cabezal de desfogue, la presión en el cabezal aumentará la derivación hacia el compresor de recuperación de gas hasta el flujo máximo para el que fue diseñado el sistema de recuperación de gas. Si el flujo de gas, en el cabezal de desfogue, continúa aumentando, entonces el gas de desfogue empezará a pasar a través del tanque de líquido del sello y finalmente al quemador elevado.

De igual forma, si el flujo se incrementa repentinamente, tal como en un relevo de emergencia, el gas de desfogue fluirá a través del sello líquido directamente hacia el quemador, por lo que la seguridad de la refinería queda garantizada.

#### 4.3.3 Diagrama de flujo de proceso

En este documento se muestra la secuencia seguida por un proceso, las operaciones unitarias y la cantidad de materia y energía que se transfiere. A continuación se muestra la lista de equipo que conforma el sistema de recuperación de gas.

LISTA DE EQUIPO DEL DFP DISEÑADO (figura 4.7)		
CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS (4)
FA-100	Separador Trifásico	Presión=150 PSIG Temperatura= 204.4°C
GA-100	Compresor de gases de Desfogue	Potencia=900 HP Velocidad=880 r.p.m. Temperatura= 80°C
EA-100	Enfriador de Agua	Temperatura=400°C Presión= 10.54 Kg/cm <sup>2</sup> Material Acero al Carbón
PA-100	Sistema de Recuperación de gases.	Flujo = 13482 ft <sup>3</sup> /min. Presión 0.14061 kg/cm <sup>2</sup> Temperatura =40°C

La figura 4.7 contiene la siguiente información:

- Equipos de proceso del sistema de recuperación.
- Líneas que interconectan los equipos.
- Balance de materia y energía de las corrientes principales.
- Controles básicos (presión, temperatura y flujo).



- Identificación de corrientes.

#### **4.3.4 Diagrama de tubería e instrumentación.**

En este documento muestra todas las tuberías e instrumentación para la operación de nuestro sistema de recuperación en condiciones normales, paro, arranque, emergencia y mantenimiento.

La figura 4.8 contiene la siguiente información:

- Tuberías.
- Instrumentos.
- Accesorios.
- Codificación de tuberías.
- Válvulas.
- Características de equipos.
- Origen y destino de corrientes.
- Datos generales del plano.







#### 4.3.5 Simulación de l sistema de recuperación de gas con el programa PRO II

➤ Datos de la simulación

DATOS QUE REQUIERE LA SIMULACIÓN (\*)

COMPONENTES DE LA MEZCLA QUE VA A DESFOGUE		RANGO DE LA COMPOSICIÓN DE LA MEZCLA		COMPOSICIÓN PROMEDIO DE LA MEZCLA
		MINIMO	MAXIMO	
Metano	CH <sub>4</sub>	0.0531	0.2083	0.1409
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0260	0.1437	0.0851
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0057	0.1861	0.0347
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0046	0.0514	0.0215
Isobutano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0000	0.0368	0.0157
n-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0000	0.0096	0.0032
Isopentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0000	0.0104	0.0038
n-Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.0000	0.0075	0.0027
Propeno	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.0000	0.1280	0.0100
1-Buteno	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.0000	0.0090	0.0021
Monóxido de Carbono	CO	0.0000	0.0020	0.0001
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	0.0000	0.0046	0.0012
Hidrogeno	H <sub>2</sub>	0.0044	0.7642	0.5203
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0.0234	0.8138	0.1079
Oxígeno	O <sub>2</sub>	0.0000	0.0715	0.0144

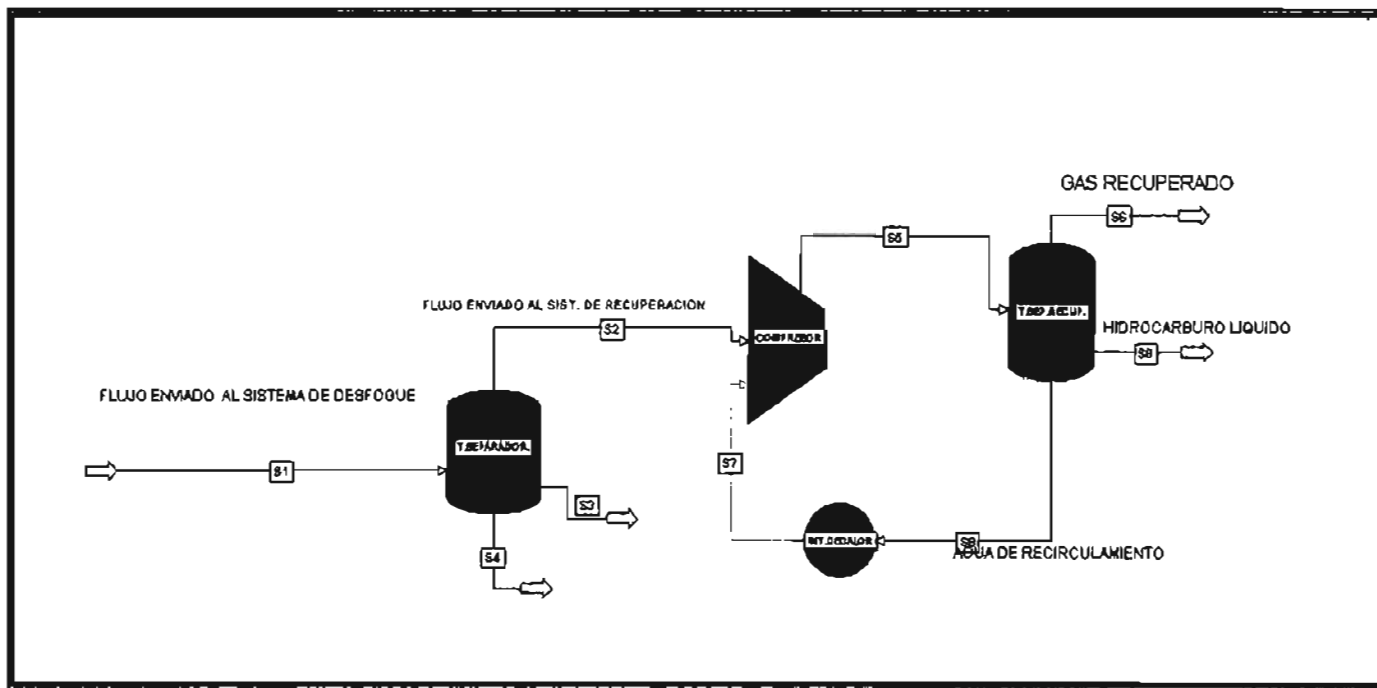
PRESION (kg/cm <sup>2</sup> )	0.1406
TEMEPRATURA (°F)	104
ΔT (°F)	36
FLUJO NORMAL lb-mol/hr.	29670.43
ΔP (PSIG)	10

REFERENCIA:

(\*) DATOS TÍPICOS DE UNA REFINERIA DADOS POR PEMEX



FIGURA 4.9 REPRESENTACION DE LA SIMULACION EN LA RECUPERACIÓN DE GAS EN UN SISTEMA DE DESFOQUE







➤ Resultados de la simulación

DATOS DEL COMPRESOR		
NOMBRE		COMPRESOR
DESCRIPCION DEL COMPRESOR		DE RECUPERACION
PRESIÓN	PSIG	2
TEMPERATURA	F	130
CABEZA	FT	10883.8193
POTENCIA	HP	756.7144
COEFICIENTE ISOENTROPICO	k	1.2582



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
F.E.S. ZARAGOZA  
CAPITULO 4 DESARROLLO DE LA INGENIERIA CONCEPTUAL

RESULTADOS DE COMPOSICIÓN										
NOMBRE DEL SISTEMA		S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9
FASE DEL SISTEMA		Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Mezcla	Vapor	Agua	Agua	Agua
Flujo total molar	LB-MOL/HR	3708	3708	n/a	n/a	81298	2967	81296	866	81296
COMPOSICIÓN TOTAL (PORCENTAJE)										
H2S		3.66	3.66	n/a	n/a	0.09	3.58	n/a	n/a	n/a
H2		52.02	52.02	n/a	n/a	1.29	50.92	n/a	n/a	n/a
METHANE		14.09	14.09	n/a	n/a	0.35	13.79	n/a	n/a	n/a
ETHANE		8.51	8.51	n/a	n/a	0.21	8.33	n/a	n/a	n/a
PROPANE		3.47	3.47	n/a	n/a	0.09	0.01	n/a	n/a	n/a
CO		0.01	0.01	n/a	n/a	0.00		n/a	n/a	n/a
CO <sub>2</sub>		0.12	0.12	n/a	n/a	0.00	0.12	n/a	n/a	n/a
N <sub>2</sub>		10.79	10.79	n/a	n/a	0.27	10.56	n/a	n/a	n/a
PROPENE		1.00	1.00	n/a	n/a	0.02	0.98	n/a	n/a	n/a
IBUTANE		1.57	1.57	n/a	n/a	0.04	1.54	n/a	n/a	n/a
BUTANE		2.15	2.15	n/a	n/a	0.05	2.1	n/a	n/a	n/a
IPENTANE		0.38	0.38	n/a	n/a	0.01	0.37	n/a	n/a	n/a
PENTANE		0.32	0.32	n/a	n/a	0.01	0.31	n/a	n/a	n/a
HEXANE		0.27	0.27	n/a	n/a	0.01	0.26	n/a	n/a	n/a
1BUTENE		0.21	0.21	n/a	n/a	0.01	0.21	n/a	n/a	n/a
O <sub>2</sub>		1.44	1.44	n/a	n/a	0.04	1.41	n/a	n/a	n/a
AGUA		n/a	n/a	n/a	n/a	97.52	2.11	100	100	100
Temperatura	°F	104.00	104.00	n/a	n/a	127.4	127.4	114.8	127.4	127.4
Presión	PSIG	2.00	2.00	n/a	n/a	86.00	85.3	82.3	85	70.3
Flujo total masa	LB/HR	32551	32551	n/a	n/a	1432365	32444	1401460	2283	1401460
Peso Molecular		16.62	16.62	n/a	n/a	17.96	15.7	18.01	71.11	18.01
Fracción mol líquido		0.00	0.00	n/a	n/a	0.03	0.00	1.00	1.00	1.00
Fracción mol vapor		1.00	1.00	n/a	n/a	0.97	1.00	0.00	0.00	0.00
Fracción peso líquido		0.00	0.00	n/a	n/a	0.01	0.00	1.00	1.00	1.00



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**F.E.S. ZARAGOZA**  
**CAPITULO 4 DESARROLLO DE LA INGENIERIA CONCEPTUAL**

PROPIEDADES TERMODINAMICAS										
NOMBRE DEL SISTEMA		S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9
FASE DEL SISTEMA		Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Mezcla	Vapor	Agua	Agua	Agua
Flujo total molar	LB-MOL/HR	3708	3708	n/a	n/a	81298	2967	81298	868	81298
Flujo total masa	LB/HR	32551	32551	n/a	n/a	1432365	32444	1401460	2283	1401460
Temperatura	F	104.00	104.00	n/a	n/a	127.4	104	114.8	127.4	127.4
Presión	PSIG	2.00	2.00	n/a	n/a	86.00	2	82.3	85	70.3
Peso Molecular		15.62	15.62	n/a	n/a	17.96	15.7	18.01	71.11	18.01
Fracción Mol vapor		1.00	1.00	n/a	n/a	0.954	1.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía total	MM BTU/HR	24.28	24.28	n/a	n/a	26.21	26.21	0.021	0.021	0.021
Flujo de vapor molar	LB-MOL/HR	3708	3708	n/a	n/a	81298	2967	n/a	n/a	n/a
Flujo de vapor masico	LB/HR	32551	32551	n/a	n/a	1432365	32444	n/a	n/a	n/a
Flujo de vapor	FT <sup>3</sup> /HR	101093	101093	n/a	n/a	289899.74	80509.99	n/a	n/a	n/a
Peso molecular del vapor		15.62	15.62	n/a	n/a	17.96	15.7	n/a	n/a	n/a
Vapor Z (para densidad)		1.00	1.00	n/a	n/a	1.00	1.00	n/a	n/a	n/a
Vapor Actual. Densidad	LB/FT <sup>3</sup>	0.04	0.04	n/a	n/a	0.25	0.25	n/a	n/a	n/a
Vapor estándar. Densidad	LB/FT <sup>3</sup>	0.04	0.04	n/a	n/a	0.04	0.04	n/a	n/a	n/a
Vapor de viscosidad	CP	0.01	0.01	n/a	n/a	0.01	0.01	n/a	n/a	n/a
Vapor condiciones termodinámicas	BTU/HR-FT-F	0.04	0.04	n/a	n/a	0.04	0.04	n/a	n/a	n/a
Vapor CP/CV		1.28	1.28	n/a	n/a	1.28	1.28	n/a	n/a	n/a
Flujo de líquido masico	LB/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	1432365	32444	1401460	2283	1401460
Flujo de líquido	FT <sup>3</sup> /HR	n/a	n/a	n/a	n/a	289899.74	n/a	378194.27	3469.97	378194.27
Líquido Z (para densidad)		n/a	n/a	n/a	n/a	0.00	0.004	0.003	0.003	0.003
Líquido CP	BTU/LB-F	n/a	n/a	n/a	n/a	0.999	0.998	0.998	0.998	0.998
Flujo Vol. Del Líquido	Gal/HR.	n/a	n/a	n/a	n/a	2166601	n/a	2829090	25957.18	2829090

NOTA: La cantidad de flujo que se manda a desfogar normalmente es de 29670.43 lb-mol/hr. En la simulación tenemos un resultado de recuperación de **2967 lb-mol/hr** considerando un solo compresor. Como nuestro sistema requiere de 8 compresores obtenemos mayor cantidad de recuperación de gas: **23736 lb-mol/hr.**, es decir se recupera el 80% de gas que normalmente se envía al quemador



*CAPÍTULO V. ANÁLISIS ECONÓMICO*



## 5.1 Antecedentes

Una vez teniendo el diseño del equipo y los resultados obtenidos por la simulación se realiza un presupuesto de ingresos y gastos para saber la rentabilidad de los capitales utilizados y en cuanto tiempo se puede recuperar la inversión. Hay que señalar que datos económicos son obtenidos por medio de una cotización a los fabricantes y los precios están dados en dólares.

Las cuestiones que comprende el análisis económico son:

- La productividad del proceso de recuperación del gas, que viene determinada por el grado de eficiencia, tanto cualitativa como cuantitativa, del equipo productivo en la obtención de un determinado volumen y calidad del producto.
- La rentabilidad externa, la cual trata de medir el mayor o menor rendimiento de los capitales invertidos en el proceso de recuperación del gas.
- El examen de la cuenta de resultados, analizando sus distintos componentes tanto en la vertiente de ingresos y gastos.

## 5.2 Evaluación y resultados económicos.

La recuperación de un producto reciclable y valioso es la base del beneficio económico de la recuperación de gas de desfogue. Suponiendo que la operación de la recuperación de gas de desfogue es constante en años futuros, una escalación puede ser aplicada para predecir el incremento al valor del gas recuperado después del primer año .

Los costos que se considerarán para el sistema de recuperación incluyen el costo del equipo, instalación, operación y mantenimiento. El costo del equipo estimado para el sistema de recuperación de gas de desfogue en la refinería de Salamanca es \$9,101,000. Para propósitos presupuestarios, el costo de la instalación se estima ser del 50% de los costos del equipo o \$4,550,000. Estos costos del proyecto son incrementados al año "0" del proyecto, durante la instalación y antes del prearranque para la operación

El factor de funcionamiento del compresor se computa para determinar el consumo de energía de operación del sistema de recuperación de gas de desfogue. Para los compresores de anillo líquido, el control de la capacidad es por reciclo, así que cada compresor siempre consume la energía de diseño.

Multiplicar la energía del compresor de diseño por el factor de funcionamiento anualizado del compresor rendirá la tarifa media del consumo de energía. Multiplicado el costo de energía eléctrica, \$0,062 por KWH, indica un costo anual de energía para la refinería de Salamanca de \$2,500,000, en el primer año de operación de la FGRU. Cada año subsiguiente se asume para proporcionar el mismo tiempo de funcionamiento, y el costo de la energía es escalado de acuerdo a un incremento predicho.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
F.E.S. ZARAGOZA  
CAPÍTULO V. ANÁLISIS ECONÓMICO

La depreciación para el equipo de recuperación de gas de desfogue es calculada sobre un modelo de 10 años. En estos 10 años, el equipo se desprecia completamente con un valor final de \$0.

PARAMETROS DE PROCESO	
Tarifa para el diseño del gas (ft <sup>3</sup> /min estándar)	11978
Tarifa para el proceso normal del gas (ft <sup>3</sup> /min estándar)	10439
Recuperación normal del gas combustible (ft <sup>3</sup> /min estándar)	10439
Reducción de gas en el quemador lb/hr.	0
Recuperación normal del producto de la mezcla (lb/hr.)	0
Recuperación del gas combustible LHV, (MMBtu/ft <sup>3</sup> estándar)	688
Días de operación/Año	365
Presión de Descarga en la Recuperación del gas (psig)	85
Factor de Operación normal del compresor	0.92
Eficiencia del Compresor (%)	30
Potencia Requerido del Compresor (BHP)	7200

VALORACIÓN	
Precio del Gas Combustible (\$/MMBtu)	\$3.00
Precio del gas que va al quemador (\$/lb)	\$0.00
Precio del gas Recuperado (\$/lb)	\$0.00
Costo de la Energía Eléctrica (\$/kw/h)	\$0.062
Costo de Capital (%)	5.00%
Tarifa fiscal	0.00%
Tarifa por expansión	3.00%
Valor después de la depreciación	0.00%
Gastos en la inversión inicial	\$9,101,000



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
F.E.S. ZARAGOZA  
CAPÍTULO V. ANÁLISIS ECONÓMICO

Para los propósitos de la evaluación, los costos de mantenimiento normales se estiman para a un 0.95% de los costos del equipo inicial y mantenimiento, anualmente se estima un gasto de mantenimiento de \$86,400. Este análisis económico también considera un periodo de mantenimiento en un periodo a partir de los 7 años y otro a los 14 años con una inversión de \$50,000.

Actualmente el valor del proyecto de recuperación es de un costo de \$90,855,638, con un índice de retorno de 67%, un tiempo estimado de recuperación en la inversión de 20 meses y una reducción considerable de gas que o será enviado al quemador es del 81.7%

AÑO	INGRESOS
	Recuperación del gas combustible
0	—
1	\$11,321,336
2	\$11,660,976
3	\$12,010,805
4	\$12,371,130
5	\$12,742,263
6	\$13,124,531
7	\$13,518,267
8	\$13,923,815
9	\$14,341,530
10	\$14,771,776
11	\$15,214,929
12	\$15,671,377
13	\$16,141,518
14	\$16,141,518
15	\$16,625,764



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**F.E.S. ZARAGOZA**  
**CAPÍTULO V. ANÁLISIS ECONÓMICO**

O	GASTOS						
	Inversión Estimada del Sistema de Recuperación	Gastos	Costo Energético	Mantenimiento	Prepago de Impuestos	Depreciación	Impuesto
0	\$9,101,000	\$4,550,500	—	—	\$13,651,500	\$0	\$0
1	\$0	\$0	\$2,487,939	\$86,460	\$8,746,937	\$910,100	\$0
2	\$0	\$0	\$2,562,577	\$89,053	\$9,009,345	\$910,100	\$0
3	\$0	\$0	\$2,639,466	\$91,725	\$9,279,628	\$910,100	\$0
4	\$0	\$0	\$2,718,838	\$94,477	\$9,558,015	\$910,100	\$0
5	\$0	\$0	\$2,800,198	\$97,311	\$9,844,755	\$910,100	\$0
6	\$0	\$0	\$2,884,203	\$100,230	\$10,140,098	\$910,100	\$0
7	\$0	\$50,000	\$2,970,730	\$103,237	\$10,394,301	\$910,100	\$0
8	\$0	\$0	\$3,059,851	\$106,334	\$10,757,630	\$910,100	\$0
9	\$0	\$0	\$3,151,647	\$109,524	\$11,080,358	\$910,100	\$0
10	\$0	\$0	\$3,246,198	\$112,810	\$11,412,769	\$910,100	\$0
11	\$0	\$0	\$3,343,582	\$116,194	\$11,755,152	\$0	\$0
12	\$0	\$0	\$3,443,890	\$119,880	\$12,107,807	\$0	\$0
13	\$0	\$0	\$3,547,206	\$123,271	\$12,471,041	\$0	\$0
14	\$0	\$50,000	\$3,653,623	\$126,969	\$12,310,927	\$0	\$0
15	\$0	\$0	\$3,763,231	\$130,778	\$12,731,755	\$0	\$0

<b>VALOR ACTUAL DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE GAS</b>	<b>\$90,855,638 .</b>
<b>INDICE DE RETORNO</b>	<b>67%</b>
<b>TIEMPO PARA RECUPERAR LA INVERSIÓN ECONOMICA.</b>	<b>20 meses</b>
<b>REDUCCIÓN DE GAS QUE SE VA AL QUEMADOR</b>	<b>81.70%</b>





CONCLUSIONES



De acuerdo a los objetivos planteados desde la introducción y los resultados obtenidos en la simulación, se cumplieron las expectativas de este trabajo, aunque con cierto problemas para la elaboración de la misma como la problemática de conseguir información y la llave de acceso al simulador PRO II, pocos datos de la refinería para la elaboración del sistema de recuperación y en el análisis económico se cotizaron los equipos aunque queda pendiente los dimensionamientos de los mismos.

Los resultados obtenidos en el programa PRO II manifiestan una gran cantidad de flujo de gas que se puede recuperar en las condiciones de operación que se requieren en la refinería. Como se menciona en el capítulo IV, esta simulación se hizo en base a un solo compresor obteniendo una recuperación de gas de 2967 lb-mol/hr., sin embargo el diseño de nuestro sistema de recuperación es con ocho compresores por lo que obtiene una recuperación de 23736 lb-mol/hr., y esto equivale al 80% de gas que podría enviarse al quemador Hay que señalar que entre mas compresores se puede recuperar mas gas pero esto requiere mas inversión en el diseño del sistema y por consiguiente se pone a criterio del cliente la cantidad de gas que desea recuperar de acuerdo a sus necesidades de la planta.

La selección del compresor fue una parte importante para nuestro sistema de recuperación, ya que de este equipo depende la cantidad de gas que se va a recuperar, y se selecciono porque tiene diversas ventajas con respecto a otros y que se señalaron en el capítulo III. Son equipos mas seguros ya que al mismo nivel con mezclas de gas flamable, la compresión con anillo líquido de el compresor es una operación segura por que ocurre rodeada por agua, su capacidad de procesar gas sucio sin que puede provocar algún problema en un futuro, El anillo líquido del compresor es especialmente un pozo para manejar el gas que puede contener productos quimicos de particulas o corrosivos y en cuestión de operación la temperatura de descarga del anillo líquido del compresor es aproximadamente 130°F (54°C), esta baja temperatura de operación no requiere aislamiento para protección del personal y permite el uso común de instrumentación, válvulas y otros componentes por lo que no se requiere grandes intercambiadores de calor para el enfriamiento del compreso.

Otro punto importante de este trabajo es que se realizo una ingeniería básica teniendo como antecedente un estudio de campo para la instalación de un medidor de gas con la finalidad de saber a cual de los quemadores elevados se envia mas flujo y analizar en cual es recomendable para instalar el sistema de recuperación de gas. Este antecedente nos permitió realizar la ingeniería básica partiendo del sistema, el diagrama s de flujo de proceso, diagrama de tubería e instrumentación, la simulación del sistema y las características principales de cada equipo.

En lo que respecta al análisis económico, la información de los costos del equipo las tablas para saber el valor del sistema de recuperación y el tiempo en que tardaríamos en recuperar esa inversión, estos resultados fueron obtenidos por fabricantes y especialistas en las instalaciones de gas dentro del sistema de desfogues. La finalidad de este análisis es para comprobar que nuestro sistema de recuperación es factible y que económicamente es una buena inversión a corto plazo.



En la cuestión ambiental, estos gases que son enviados al sistema de desfogue ya no continuaran siendo quemados indiscriminadamente ya que serán tratados e incorporados al sistema de gas combustible y estos adquirirán un valor agregado y con la consecuencia del consumo de gas natural. Otro aspecto ambiental es que se enviaran menos emisiones contaminantes al aire y esto en cierta forma ayuda a evitar enfermedades respiratorias en las zonas de Salamanca.

En cuestión de riesgo se evitara que los quemadores de piso sigan operando con flamas altas, lo que con el tiempo contribuyan al riesgo de que en un momento dado sus taludes se derrumben provocando que la lumbre salga del perímetro y haya posibilidad de un incendio.

Para finalizar, este trabajo en lo personal me dejo muchas satisfacciones personales porque es algo nuevo en nuestro país que podria expendirse en todas las refinerías siempre y cuando se le invierta. A pesar de que no ha mucha información en este tema me gustaria en un futuro no muy lejano alguien se interese por continuar con la ingeniería de detalle, procura, construcción del sistema de recuperación, pruebas y arranque y la puesta en marcha del sistema de recuperación para corroborar lo que se planteo en esta tesis.



*BIBLIOGRAFÍA*



**ARTÍCULOS:**

- 1) How to design a pressure relief system. JOSEPH CONISON. Chemical Engineering, July 25, 1960
- 2) How to design pressure relief systems. JOHN S. REARICK. Hydrocarbon Processing, September 1969
- 3) Optimizing the design of relief and flare systems. H. J. KLOOSTER. Chemical Engineering Progress. Vol. 71, No. 1.
- 4) Codes for chemical Engineering relief. Valve calculations. P. Copigneaux. Hydrocarbon Processing, august 1980
- 5) Safety and relief valve update. RICH MERRITT. Instruments & control Systems, may 1980
- 6) "Design and installation of Pressure – Relieving Systems in Refineries", Part.
- 7) D.03. -Mukerji, Asu, "How to size the Relief valves", Chem. Eng., June 2, 1980, Pp.79-81.
- 8) D.04. -Chap. 7, "Safety" in Petroleum Refining And Related Industries, John G. Simmonds & Co. 2<sup>nd</sup> edition.
- 9) D.05.-Secc. 3, Manual del Calculo y Selección de Válvulas de Seguridad y alivio de Acero, Duraval Consolidated.
- 10) D.06. -"How to Design Pressure Relief Systems" Hydrocarbon Processing, August 1969, Pág. 104 – 108.
- 11) Indian Renewable Energy Development Agency Limited. THE BULLETIN ON ENERGY EFFICIENT. Editorial. IREDA. Volumen 4. Octubre 2003.



## LIBROS

- 12) Abraham, R. W., **SELECTION OF ROTARY SCREW COMPRESSORS**, Oil Gas J., 12 de Junio 1972, pp. 91-93.
- 13) James R. Welty. "**Transferencias de Calor Aplicada a la Ingeniería**", Editorial Limusa, primera edición.
- 14) Norma No. 2.132.01. **Protección Anticorrosiva a Base de Recubrimientos**. Petróleos Mexicanos.
- 15) Ernest E. Ludwig. **Applied Process. Design for Chemical and Petrochemical Plants**. Gulf Publishing Co. 1964. Vol. I, p.135 a 140.
- 16) Richard W. Greene. **COMPRESORES Selección, uso y mantenimiento**. Ed Mc Graw Hill. Año 1989.
- 17) F.G. Shinsky. **Sistema de Control de Proceso**. The Foxboro Company. Editorial Mc Graw Hill, Noviembre de 1962. Pag. 88,192-195, 258-262.
- 18) Perry, **Manual de Ingeniero Químico**, Editorial MacGraw-Hill, 1992, México
- 19) Lipták B.G.. **Instrument Engineers. Handbook**. (Volumen II), Sección 4.3 Philadelphia. Chilton 1970. Pag. 735- 789
- 20) Joseph Conison. **How to Size Vapor Relieving Systems**. The oil and Gas Journal. Marth 8, 1954.
- 21) Harmon , G.W., and H.A. Martín, "**Sizing rupture discs for vessels containig monomers**", preprint No. 58<sup>a</sup>,67<sup>th</sup> Natl. Mtg. AICHE, (Feb. 1970).
- 26) API 576, "**Inspección Pressure-Relieving Devices**". Segunda edición. DICIEMBRE 2000
- 27) API 617.**Compresores axiales y centrifugos los servicios de la industria del petróleo, del producto químico y del gas**, Sección 2. Instituto Americano del Petróleo, Washington, D.C. Séptima Edición. 2002
- 28) API 618.**Compresores Reciprocantes para servicios en general dentro de un Refinería**, Sección 2.Instituto Americano del Petróleo, Washington, D.C. Cuarta Edición 1995.
- 29) "Design, API-RP-520 PARTE II y III", **Sizing, Selección, and Installation of pressure-relievin devices in refineries**. Séptima edición. Agosto 2003



- 30) API 619. **Compresores de Desplazamiento Positivo tipo Rotatorio para Productos del Petróleo y Químicos**, Capítulo 4. Instituto Americano del Petróleo, Washington, D.C. Tercera Edición, 1997.
- 31) API 681. **Compresores y Bombas de anillo para Productos del Petróleo y Químicos**, Capítulo 2. Instituto Americano del Petróleo, Washington, D.C. Quinta Edición, 1996.
- 32) API 521. **Guide for pressure-relieving and depressuring systems**. Cuarta edición. Marzo 1997
- 33) T.E.M.A. **Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association**. Capítulo 4,5. New York. Estados Unidos. 8 Edición. 1999.
- 34) ASME. **Boiler and Pressure Vessel**. Section VIII, División 1 Code Pars. UW-11 y UW-12. New York. Estados Unidos.
- 35) I.S.A. Sociedad Americana de Instrumentación.:  
Capítulo: **Control de válvula**. Septiembre. 1986. Estados Unidos. Pág. 10-24.  
Capítulo: **Instrumentación. Simbología e Identificación**. Julio. 1992. Estados Unidos. PAG. 13-22
- 36) Comité de normalización de petróleos Mexicanos y organismos subsidiarios. **Sistemas de Desfogue y quemadores en instalación de PEMEX exploración y producción**. Rev. 0.
- 37) Instituto Mexicano del Petróleo. **Manual de quemadores**. Febrero 2000.
- 38) API B31.8. **Gas Transmisión and distribution piping systems**. ASME B31.8-2003.
- 39) Raúl Coss Bu. **Simulación, Enfoque práctico**. Editorial, limusa. Año 1990, editores Noriega.



#### PAGINA DE INTERNET

- 40) **John Zink: JZ Flare Gas Recovery** .John Zink Company offers flare gas recovery units to recover valuable flare gas for use as fuel or feedstock.[www.johnzink.com/products/fgr/html/fgr\\_jz.htm](http://www.johnzink.com/products/fgr/html/fgr_jz.htm).12k .26 de Abril de 2004.
- 41) **nash elmo - Petroleum Refining**. Flare gas recovery can be described as the sewage system of a refinery or gas recovery. Since these are undesirable HC gases, these gases are. [http://64.78.9.47/english/industries-nash\\_elmo/petroleum-vacuum-pumps-compressors.cfm](http://64.78.9.47/english/industries-nash_elmo/petroleum-vacuum-pumps-compressors.cfm) - 12k. 26 de Abril de 2004
- 42) **Compresor Axial**. COMPRESORES DE DESPLAZAMIENTO. Los compresores de desplazamiento se dividen en: Alternativos: Compresores de pistón. [www.geocities.com/MadisonAvenue/6883/trabajos/compresores/compresores98.htm](http://www.geocities.com/MadisonAvenue/6883/trabajos/compresores/compresores98.htm) - 33k -28 de Abril-2004
- 43) **Liquid Ring Compressor Catching Chemicals Conserving Cash**. Non-condensable gases are separated in a. Monomers TYPICAL VC-MONOMER RECOVERY SYSTEM. CUSTOMER'S ... free operation • Low maintenance costs FLARE GAS RECOVERY..[http://www.nsbgas.com/prospekte%20PDF/SB-kompressor/PRSBE\\_Jan\\_2003\\_MA-WEB.pdf](http://www.nsbgas.com/prospekte%20PDF/SB-kompressor/PRSBE_Jan_2003_MA-WEB.pdf) -
- 44) **COMPRESORES DE TORNILLO** .CABEZAL COMPRESOR: Desplazamiento de aire a una presión máxima de acuerdo con normativa DIN-1945 y... Los diferentes modelos de Compresores de Tornillo abarcan: [www.iaf.es/enciclopedia/neumin/ct.htm](http://www.iaf.es/enciclopedia/neumin/ct.htm) - 10k. 29 de Abril-2004