



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
ING. DE SISTEMAS - INGENIERÍA Y ADMINISTRACIÓN DE PROYECTOS

ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE LA INCORPORACIÓN DE UN SISTEMA
DE PROTECCION DE ALTA INTEGRIDAD (HIPS) Y EL INCREMENTO EN
CAPACIDAD DE UN SISTEMA DE DESFOGUES DE UNA PLANTA
EXISTENTE

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
I.Q.DULCE MAYGEL SUASTE GARCIA

TUTOR
M.I. FERNANDO JOSÉ BAEZ RAMOS
FACULTAD DE QUÍMICA

MÉXICO, D. F. MAYO 2013



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: M.I. ANAYA DURAND ALEJANDRO
Secretario: M. I. LÓPEZ RAMOS MANUEL MIGUEL
Vocal: M. EN I. MILLAN VELASCO EZEQUIEL
1^{er.} Suplente: M.I. ORTIZ RAMIREZ JOSÉ ANTONIO
2^{d o.} Suplente: M.I. BAEZ RAMOS FERNANDO JOSÉ

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: MÉXICO D.F.

TUTOR DE TESIS:

M.I. FERNANDO JOSÉ BAEZ RAMOS

FIRMA

(Segunda hoja)



AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mis padres por el apoyo que me han brindado durante las diferentes etapas de mi vida. Leticia García Hernández y Francisco Suaste Bárcenas por haber inculcado en mi fortaleza, perseverancia y paciencia, por su esfuerzo para que pudiera alcanzar cada una de mis metas.

A mis hermanas Linda, Valeri, Sandy y mis sobrinas Frida y Kahyla quienes han compartido mis éxitos y alegrías.

A mis amigos Patricia Acosta, Oscar Vázquez, Marianet Cruz, Alejandro García, Erick Casarreal, Oscar Rendón, Diana Maya quienes han estado a mi lado durante estos años.

A mis verdaderos Maestros, cuyos consejos son factor clave para mi proceso formativo.

A Gabriela Morelos por ayudarme a desarrollar esta tesis.

A mis sinodales por su atención, tiempo y valiosas aportaciones hacia mi tesis.

A mi querido Richard por su amor incondicional.

Al apoyo brindado por CONACYT al otorgarme una beca para realizar estudios de posgrado con el No. de Registro: 228285.



Agradezco a la UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO por haberme brindado la oportunidad de formar parte en sus aulas y culminar con la presentación de esta tesis, fruto de la calidad de esta gran Institución y con orgullo repetir su lema.

Por mi Raza hablará el Espíritu



INDICE GENERAL

	Página
AGRADECIMIENTOS	I
INDICE	III
RESUMEN	XII
ABSTRAC	XIII
INTRODUCCIÓN	XIV
OBJETIVO	XV

CAPITULO 1

SISTEMAS DE RELEVO Y CAUSAS DE SOBREPRESIÓN

1.1. Tipos de sistema de relevo	2
1.1.1. Sistema abierto	2
1.1.2. Sistema cerrado	3
1.1.3. Sistema de recuperación	3
1.2. Dispositivos de relevo de presión	3
1.3. Válvula de Seguridad–Relevo	4
1.3.1. Contrapresión	6
1.3.2. Válvula operada por piloto	9
1.4. Discos de ruptura	11
1.5. Variables de relevo	13
1.5.1. Fuego externo	14
1.5.2. Descarga bloqueada	14
1.5.3. Falla de agua de enfriamiento	15
1.5.4. Falla de reflujo	15
1.5.5. Expansión térmica de líquidos	15
1.5.6. Falla por energía eléctrica	16
1.5.7. Falla de controles o de aire de instrumentos	16
1.5.8. Explosión interna	16
1.5.9. Efectos de temperatura, presión y composición	17
1.5.10. Falla de flujo absorbente	17
1.5.11. Acumulación de no condensables	17



CAPITULO 2

SISTEMA DE PROTECCIÓN DE PRESIÓN DE ALTA INTEGRIDAD

Sistema de protección de presión de alta integridad (HIPPS)	19
2.1. Tipos de HIPPS	22
2.1.1. HIPPS integral	22
2.1.2. HIPPS electrónico	22
2.2. Iniciadores	24
2.3. Solucionador de lógica	25
2.4. Capas de Protección	27
2.5. Sistema Instrumentado	28
2.5.1. Constitución de SIS	28
2.6. Función instrumentada de Seguridad	30
2.7. Probabilidad de Fallo en Demanda	30

CAPITULO 3

CRITERIOS PARA EL DISEÑO DE EQUIPO

3.1. Proceso de endulzamiento de Gas natural	33
3.2. Sistema de desfogue	35
3.2.1. Criterios para el diseño de equipo	36
3.2.1.1. Diseño de tanques	41
3.2.1.2. Diseño de quemador	46
3.2.1.2.1. Quemador tipo fosa	46
3.2.1.2.2. Quemador tipo elevado	46
3.2.1.2.3. Altura de chimenea	50
3.3. Válvulas de Seguridad	53

CAPITULO 4

4.1. Gas Natural	56
4.2. Panorama internacional del mercado de gas natural	57
4.2.1. El gas natural en la demanda de energía	57
4.3. Consumo mundial de gas natural, 2009	60
4.4. Producción mundial de gas seco, 2009	62
4.5. Almacenamiento de gas natural, 2009	68
4.6. Comercio exterior de gas natural en Norteamérica, 2009	70
4.7. Precio internacional del gas natural, 2009	73
4.8. Demanda mundial de gas natural, 2007-2035	75
4.9. Oferta mundial de gas natural, 2007-2035	77

CAPITULO 5

EVALUACIÓN TÉCNICA-ECONÓMICA

5.1. Evaluación técnica	82
5.1.1. Quemadores	82
5.1.2. Sistema de protección de presión de alta integridad (HIPPS)	83
5.2. Evaluación económica	88
5.2.1. Estimado de costos	88



5.2.2.1. Estimado de capacidad factorizada	90
5.2.2.2. Estimados factorizados de equipos	92
5.2.2.3. Estimación de costos paramétricos	93
5.2.2.4. Estimación detallada de costos	95
5.2.3. Actividades de estimación	97
5.3. Evaluación de Proyectos.	101
5.3.1. Valor actual neto (VAN)	101
5.3.2. Tasa interna de rendimiento (TIR)	103
CONCLUSIONES	107
BIBLIOGRAFIA	109
ANEXOS	112



INDICE DE FIGURAS Y GRAFICOS

Figura 1.1	Vista longitudinal de una válvula convencional, describiendo algunos de sus componentes	7
Figura 1.2	Vista longitudinal de una válvula de balance, describiendo algunos de sus componentes	8
Figura 1.3	Piloto, describiendo alguno de sus componentes y Válvula operada con su piloto	10
Figura 1.4	Disco de Ruptura	11
Figura 1.5	Discos de Ruptura, vista radial y lateral	12
Figura 2.1	La quema de hidrocarburos provoca daños en el medio ambiente y la producción de CO ₂ no está en acuerdo con el Protocolo de Kyoto.	20
Figura 2.2	HIPPS impide la presurización excesiva por el cierre de la fuente de la alta presión.	20
Figura 2.3	Plan de repuesta a emergencia	20
Figura 2.4	Típico HIPPS lazo de seguridad que consiste en 2oo3 iniciadores	21
Figura 2.5	HIPPS mecánico	21
Figura 2.6	HIPPS electrónico	21
Figura 2.7	Mecánica Integral 1oo2 HIPPS, versión neumática	22
Figura 2.8	Electrónica completa HIPPS 2oo3	23
Figura 2.9	Instalación típica de un HIPP	24
Figura 2.10	HIPPS con dos iniciadores mecánicos	25
Figura 2.11	HIPPS que consta de 2 elementos finales de cada uno con dos iniciadores mecánicos,	25
Figura 2.12	Válvula de Control	26
Figura 2.13 A	Típico panel de solucionador lógico	26
Figura 2.13 B	Mokveld asistencia de ingeniería proporcionará un análisis de árbol de fallas de su sistema durante la fase de propuesta	26
Figura 2.14	Capas de protección	28
Figura 2.15	Arquitectura de un Sistema Instrumentado de Seguridad	29
Gráfico 2.1	Ciclo de Vida de los Sistemas Instrumentados de Seguridad	30
Grafico 3.1	Proceso de endulzamiento	34
Figura 3.1	Coeficiente de arrastre Ca	43
Figura 3.4	Quemador tipo torre	47
Figura 3.5	Quemador Autosoportado	47
Figura 3.6	Quemador cableado	47
Figura 3.7	Proceso de diseño aplicado a las plantas químicas y petroquímicas	51
Gráfico 4.1	Precios de los combustibles fósiles	59
Gráfico 4.2	Consumo de gas natural en 2009	60
Gráfico 4.3	Consumo mundial de gas natural en 2009	61
Gráfico 4.4	Producción mundial de gas seco, 2009	63



Gráfico 4.5	Producción comercializable y precio a boca de pozo en Estados Unidos, 2009	64
Gráfico 4.6	Relación entre el número de equipos de perforación que producen gas y el precio de Henry-Hub en estados Unidos, 2007-2009	65
Gráfico 4.7	Producción bruta y comercial de gas de la OPEP, 1999-2009	66
Gráfico 4.8	Producción comercial de gas seco de las principales empresas privadas	67
Gráfico 4.9	Comercio exterior de gas natural de Canadá, 1989-2009	71
Gráfico 4.10	Comercio exterior de gas natural en Norteamérica durante 2009	72
Gráfico 4.11	Demanda mundial de gas natural, 2007-2035	77
Gráfico 4.12	Emisiones mundiales de bióxido de carbono por tipo de combustible, 2000-2035	79

INDICE DE FOTOGRAFIAS

Fotografía 3.1	Sistema de Desfogue	36
Fotografía 3.2	Tanque de desfogue horizontal	45
Fotografía 3.3	Tanque vertical	45



INDICE DE TABLAS

Tabla 1.1	Material de discos y Temperaturas	13
Tabla 2.1	Relación Índices SIL con PFD y el RFF	31
Tabla 3.1	Calor de combustión	51
Tabla 3.2	Valores de emisividad	52
Tabla 3.3	Área efectiva de orificio	54
Tabla 4.1	Consumo mundial de energía primaria por tipo de fuente	58
Tabla 4.2	Principales empresas petroleras por nivel de producción de gas seco en 2008	68
Tabla 4.3	Capacidad mundial de almacenamiento de gas natural a 2009	70
Tabla 4.4	Precios internacionales del gas natural, 1999-2009	74
Tabla 4.5	Producción mundial de gas natural por región, 2007-2035	78
Tabla 4.6	Emisiones mundiales de bióxido de carbono por país en 2009	80
Tabla 5.1	Tabla técnica comparativa	85
Tabla 5.2	Clasificación de estimado de costos	89
Tabla 5.3	Costo de equipo	99
Tabla 5.4	Costo de gas que se envía a quemador	100
Tabla 5.5	Ahorro en pesos del gas que no es quemado	100
Tabla 5.6	Comparación de Costos y TIR	106



INDÍCE DE SIGLAS

API	America Petroleum institute
ΔP	Diferencia de presiones, lb/pulg ² (máxima presión de operación del lado de alta presión, menos presión de diseño del lado de baja presión)
A	Área de recipiente
a	Superficie expuesta a fuego, m ² (pies ²)
A´	Superficie del recipiente expuesta al fuego, m ² (ft ²)
β	Coeficiente de expansión volumétrico, °F -1
AACE	Association for the Advancement of Cost
ASME	American Society of Mechanical Engineers
AT	Área total del recipiente, m ² (ft ²)
B/C	Relación beneficio costo
BPCS	Sistema de Control Básico de Procesos
BTU	British Thermal Unit (Unidad Calorífica Inglesa).
CFE	Capacity Factored Estimates
CNPC	China National Petroleum Corporation
Cp	Capacidad calorífica a presión constante, J/kg K (BTU/lb °F)
CPI	Consumer Price Index
D	Diámetro interno del tubo, mm (pulg)
D	Diámetro interno de la tubería (ft)
D	Diámetro de la punta del quemador, ft.
D ²	Cuadrado del diámetro interno (ft ²)
DFC	Direct Field Cost
DFP	Diagramas de Flujo de Proceso
DOE	Department of Energy
dt	Diámetro de la chimenea
DTI	Diagramas de Tubería e Instrumentación
e	emisividad
EFE	Equipment-Factored Estimates
f	Factor de perímetro
FMEA	Análisis de Modos de Fallos y Efectos
FTA	Análisis Mediante Árboles de Fallos
Fwp	Factor de perímetro mojado
GECF	Gas Exporting Countries Forum
GNL	Gas Natural Licuado
H	Calor suministrado, J/h (BTU/h)
HAZOP	Análisis de Peligros y Operabilidad
hc	combustion compuesto (s)
HIPPS	High Integrity Pressure Protection System
HOC	Home-office Costs



I	Intensidad de radiación en el punto del objeto en la planta baja del punto medio de las llamas
IEC	International Electrotechnical Commission (Comisión Electrotécnica Internacional)
IFC	Indirect Field Costs
ISBL	Inside Battery Limits
ISO	International Standardization Organization (Organización Internacional de Normalización).
K	Relación de calor específico
Kpa	Kilopascal
λ	Calor latente de vaporización del gas a relevar (BTU/lb)
L	Longitud equivalente de la tubería (ft)
LEC	Comisión Electrotécnica Internacional
M	Peso molecular
M2	Numero de Mach al final del cabezal
MDEA	Metil dietanolamina
mmscfd	millones de pies cúbicos diarios
MTTR	Tiempo medio para reposición
n	fracción mol de los componentes de la mezcla
NFPA	Asociación Nacional de Protección Contra incendio (National Fire Protection Association)
NVH	valor calorífico neto del gas quemado, BTU/lb o (BTU/SCF)
OCDE	Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos (Organization for Economic Co-operation and Development)
°F	Temperatura del flujo
OPEP	Organización de Países Exportadores de Petróleo
OSBL	Outside battery limits
P	Máxima presión manométrica de operación del lado de alta presión, lb/pulg ²
P1	Presión manométrica de relevo, kPa (lb/pulg ²)
P2	Contrapresión absoluta, kPa (lb/pulg ²)
P1	Presión a la entrada del cabezal (lb/in ²)
P2	Presión al final del cabezal
P2	Presión al final del cabezal de desfogue (lb/ft ²)
PFD	Probabilidad de falla en demanda
PIB	Producto Interno Bruto
PLC	Programmable Logic Controler
Pn	Presión de operación normal del gas, kPa (lb/pulg ²)
psi	Unidad de presión básica del sistema inglés (P. pound S. squared I. inch)
Pt	Presión de vapor justo dentro de la antorcha psia
pv	Densidad del gas o vapor, kg/m ³ (lb/pies ³)



Q	Flujo (gpm)
q	Calor absorbido
Qr	calor desprendido BTU/h
RFF	Factor de Reducción de Riesgo
S	Densidad relativa del liquido
SENER	Secretaria de Energía
SIF	Función instrumentada de Seguridad
SIL	Safety Integrity level (Nivel de Integridad de Seguridad)
SIS	Sistemas Instrumentados de Seguridad
T	Temperatura absoluta ($^{\circ}$ F)
T	Temperatura de los vapores justo dentro de la boquilla de la antorcha $^{\circ}$ R.
T1	Temperatura de relevo, K ($^{\circ}$ R)
TFC	Total Field Cost
TIC	Total Installed Cost
TIR	Tasa Interna de Rendimiento
Tn	Temperatura de operación normal del gas, K ($^{\circ}$ R)
Tw	Temperatura de pared del recipiente, ($^{\circ}$ R)
Uf	Velocidad del gas a la salida de la chimenea, ft/s
Uj	Velocidad de viento lateral, ft/s
USD	United States Dollars
VAN	Valor Actual Neto
W	Flujo de gases a relevar (lb/h)
W	Flujo de vapor (lb/h)
W	Flujo de alivio de vapor de chimenea, libras/hr.
WTI	West Texas Intermediate
Z	Factor de compresibilidad



Resumen

Esta tesis desarrolla un estudio comparativo entre la incorporación de un sistema de protección de alta integridad (HIPPS por sus siglas en inglés High Integrity Pressure Protection System), debido al incremento en capacidad de un sistema de desfogues de una planta existente. Para determinar el dispositivo de seguridad económicamente más conveniente para manejar la carga de gas que se podría generar ante un evento de sobrepresión después de la expansión de la planta. Como hipótesis se plantea que la implantación de un HIPPS, puede ser una alternativa de solución más económica que expandir el actual sistema de relevo (quemador y tanque), permitiendo una operación segura y confiable de las instalaciones. Sin embargo, después de analizar las alternativas de usar un sistema de desfogue convencional aumentando la capacidad del quemador y el tanque de abatimiento (K.O. Drum) o colocar un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS), se encontró que ambas cumplen con el objetivo de brindar una protección adecuada, con base en estándares internacionales que regulan los sistemas de protección. No obstante, la opción más viable del análisis es el uso de HIPPS por ser una alternativa más económica y ser intrínsecamente segura.



Abstract

This thesis develops a comparative study between incorporating a high integrity protection system (HIPPS for its acronym in English, High Integrity Pressure Protection System), due to the increase of the flare system of an existing plant. To determine the safety device economically more convenient to handle the gas flow that could be generated before an overpressure event after the plant expansion. The hypothesis is that the installation of a HIPPS can be a cheaper alternative solution than to expand the existing relief system (flare and tank), allowing the safety and reliable operation of the facilities. However, after analyzing the alternatives of using a conventional flare system by increasing the capacity of the flare and the knockout Drum or to install a High Integrity Pressure Protection System (HIPPS) based on international standards governing protection systems it was concluded that both meet the goal of providing a suitable protection. Nevertheless, the more viable option of the analysis is to use HIPPS because it is the cheapest alternative and is intrinsically safe.



En los últimos años el gas natural se ha caracterizado por un mayor consumo, resultado de los beneficios ecológicos y económicos en relación a los otros para el sector eléctrico, petrolero, industrial, residencial, servicios y transporte tal es la importancia que se ha convertido en la tercera fuente de energía primaria más importante.

La distribución sectorial del consumo de gas natural en 2009, quedó estructurada en 39.8% por el sector eléctrico, 25.7% el sector petrolero, 20.7% las recirculaciones del sector petrolero, 12.4% sector industrial y el resto correspondió a los sectores residencial, servicios y transporte.

El proceso de endulzamiento de gas amargo consiste en eliminar compuestos ácidos (ácido sulfúrico y dióxido de carbono), recuperar etano e hidrocarburos licuables mediante proceso criogénicos (uso de bajas temperaturas para la generación de un líquido separable por destilación fraccionada), extraer el azufre de los gases ácidos que se generan durante el proceso de endulzamiento y separar los hidrocarburos líquidos recuperados, obteniendo corrientes ricas en etano, propano, butano y gasolinas.

Sin embargo las plantas de tratamiento de gas operan frecuentemente en condiciones de alta presión ya que a estas condiciones se logra una mejor remoción de azufre y humedad, lo cual las hace más vulnerables a la falla de equipos, ocasionada por fugas, rupturas y formación de mezclas explosivas con el aire. Una falla en un equipo mayor en plantas de fabricación puede producir una catástrofe, debido a la gran cantidad de energía liberada derivada de la ignición de mezclas explosivas, personas, equipos y medio ambiente deben ser protegidos a toda costa de incendios, explosiones, emisiones de productos tóxicos, y explosivos peligrosos e inflamables.

Los procesos industriales que requieren protección ante un escenario potencial de sobrepresión deben incluir sistemas de seguridad para controlar las variaciones en las condiciones de operación y/o disponer en forma segura los gases o vapores resultantes, ya que de estos puede resultar un impacto para la vida humana y el medio ambiente cuando materiales inflamables, explosivos, sustancias peligrosas o tóxicas se liberan a la atmósfera. Además, también ocasionan pérdidas económicas en las unidades de producción debido a los costos asociados a la sustitución o reparación de las instalaciones y a las pérdidas de producción.

En los diseños convencionales, se utilizan dispositivos de alivio de presión como el principal medio de protección contra la sobrepresión. El diseño de cada dispositivo de alivio de presión se basa en la evaluación de potenciales escenarios de sobrepresión, en donde se emplea una válvula de seguridad como dispositivo principal de protección que descarga a un cabezal de desfogue, el cual conduce el fluido hacia un quemador para la combustión segura de los gases relevados durante un evento de sobrepresión. No obstante, el relevo de grandes cantidades



de gas debido a un escenario de sobrepresión, no es económicamente rentable, ya que no solamente implica diseñar el sistema para una gran carga de relevo, sino que además, hay grandes pérdidas de producto involucradas.

Una alternativa segura y confiable para reducir la carga de los sistemas de desfogues convencionales, se basa en el uso de un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS) para detectar presiones inaceptables de operación e iniciar el cierre de las válvulas de bloqueo. Los HIPPS son sistemas instrumentados de seguridad (SIS) de clase especial, los cuales deben ser diseñados y manejados cuidadosamente para garantizar la seguridad de la planta sin emplear grandes sistemas de relevo. El término “Alta integridad” se refiere a los requerimientos de alta reducción del riesgo que son confiados al SIS.

El objetivo de este trabajo consiste en realizar una comparación de las ventajas y desventajas entre un Sistema Convencional de Desfogues y un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS), para reducir la carga de gas al quemador durante un evento de sobrepresión en un sistema de desfogues para el procesamiento de endulzamiento de gas.

Para el desarrollo de este trabajo se tomó como caso de estudio una planta desulfuradora de gas con un Sistema de desfogue con capacidad en el cabezal de 13mmpcsd considerando que la capacidad será incrementada a 50mmpcsd.



OBJETIVO GENERAL.

El objetivo general es realizar un estudio comparativo entre dos sistemas de seguridad que permitan liberar la sobrepresión en una planta desulfuradora de gas.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Determinar el dispositivo de seguridad económicamente más conveniente para manejar la carga de gas que se podría generar ante un evento de sobrepresión después de la expansión de la planta.

Garantizar la operación segura del proceso de tratamiento de gas.

HIPOTESIS

La implantación de un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS) en una planta endulzadora de gas, puede ser una alternativa de solución más económica que expandir el actual sistema de relevo (quemador y tanque), permitiendo una operación segura y confiable de las instalaciones.

Debido a que la actual planta cuenta con una capacidad de 13 mmpcsfed pero está se incrementará a 50 mmpcsfed, la planta actualmente cuenta con un sistema de desfuegos con un quemador y tanque que al incrementar la capacidad de la planta no podrá quemar todo el gas que le será enviado en caso de una sobrepresión es necesario pensar en expandir la dimensión de estos equipos. Por lo tanto en esta tesis se considera que colocar el quemador de mayor dimensión requiere mayores recursos y una reingeniería para realizar estos cambios. Por otro lado el colocar el Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS) se considera que será más económico y puede ocupar sin problemas el quemador ya instalado toda vez que este sistema en caso de una sobrepresión cortará el flujo de gas en menos de tres segundos enviando todo el volumen de gas de los diferentes equipos al cabezal, el cual será enviado al quemador para su disposición.

Justificación.

El motivo de proponer la implementación de un HIPPS es la mejor opción para mitigar las emisiones a la atmosfera de los gases dispuestos en el quemador, además de evitar que se forme una nube de mayores dimensiones en caso de fuga y en términos generales disminuir la cantidad de gas la cual se refleja en una pérdida económica y lo más importante garantizar que la operación de procesos en los que se utiliza un sistema de desfuegos es un sistema intrínsecamente seguro.

CAPITULO 1

**SISTEMAS DE RELEVO
Y
CAUSAS DE SOBREPRESION**



La seguridad en una planta química, petroquímica o de refinación es esencial se considera desde el diseño de la planta, hasta la construcción y operación de la misma.

La seguridad se brinda de diversas formas, pero aun así pueden darse casos en que se crean riesgos por el proceso o por una falla inadvertida de operación.

Uno de los riesgos mayores que pueden crearse por el proceso, es el aumento excesivo de presión que puede provocar la fractura del equipo en que se presenta.

La presión se puede elevar por distintas causas, y puede disminuirse por varios medios, por ejemplo, por medio de un control de presión o un venteo manual pero el medio más efectivo es un sistema de relevo (desfogue).

El objetivo de un sistema de relevo o desfogue, es la protección del equipo y consecuentemente la protección del personal; los equipos son diseñados para trabajar a una presión máxima, dada por sus características mecánicas. Cuando existe la posibilidad de que esta presión excedidas por alguna falla, el exceso se evita desalojando los fluidos a través de un sistema de relevo. Para la descripción de este capítulo la información está basada en el “Manual de Temas Selectos de Ingeniería de Proyectos” elaborado por Anaya Durand A., Barragán Acevedo R. y Vergara Vega A.



SISTEMAS DE RELEVO Y CAUSAS DE SOBREPRESIÓN

El sistema de desfogue o sistema convencional está constituido por ramales de tuberías en las cuales se instalan dispositivos de seguridad para regular las posibles variaciones inesperadas no deseadas en las condiciones de operación como son las válvulas de seguridad así como quemadores y tanques separadores entre otros son parte fundamental en la seguridad de la planta.

El sistema direcciona los gases y vapores de desechos propios del proceso, reduce al mínimo las emisiones contaminantes al ambiente y protege a los operadores y al equipo mismo. Sin embargo algunas veces se presentan sobrepresiones espontaneas que requieren minimizarse rápidamente (aliviar) para evitar posibles daños. Al decir que un dispositivo alivia presión estamos refiriéndonos a dispositivos instalados para asegurarse que un sistema de proceso cualquiera de sus componentes no esté sometido a presiones que excedan el máximo admisible de presión acumulada. La sobrepresión es el resultado de un desequilibrio o perturbación de los flujos normales de materia y energía que causa el material o energía, o ambos.

Tipos de sistemas de relevo.

Básicamente existen tres tipos de sistemas de relevo, de acuerdo a la forma en que se disponen de la masa a relevar sistema abierto y sistema cerrado.

Sistema abierto.

Se llama así al sistema en que la masa relevada se envía directamente a la atmósfera al ocurrir el desfogue. Para que la sustancia relevada salga a la atmósfera directamente, esta no debe reaccionar químicamente con el aire, ni debe formar mezclas explosivas o inflamables con él.

Si los venteos a la atmósfera son en alguna forma peligrosos, deberán ir al sistema que los lleve al quemador. A simple vista se observa que al sistema abierto entran fluidos como agua, aire comprimido, vapor de agua, que únicamente deben satisfacer lo referente a ruido excesivo durante la descarga.

Algunos hidrocarburos pueden ser relevados hacia la atmósfera, pero la decisión de hacerlo o no, depende de la difusión que el hidrocarburo en cuestión tenga en el aire.

El equipo factible de ventear a la atmósfera a través de válvulas de seguridad será aquel que maneje gases de bajo peso molecular y cuya descarga se encuentre en un lugar alto e indiscutiblemente el equipo que maneja gases no inflamables.



1.1 Tipo de sistemas

1.1.1 Sistemas Cerrados.

Cuando el fluido relevado no debe entrar en contacto con la atmósfera, debe ser conducido a un punto en el cual se debe disponer en forma adecuada. El sistema cerrado consiste en un cabezal y ramales, a los cuales se integran la descarga de los distintos dispositivos, y conduce a la masa relevada hacia el sistema que la manejará de una manera segura.

El sistema cerrado a quemador tiene la ventaja de ser el más seguro, para fluidos inflamables pero debido al costo de la tubería necesaria y del quemador, no resulta en general ser el más económico.

Cuando se tiene una mezcla de vapor y líquido que tiene condensables, opcionalmente se debe proveer un tanque separador antes del quemador para impedir que pase líquido que pudiera ser arrastrado hacia un tanque de burbujeo en agua, de modo que se condense una fracción. Los incondensables pueden entonces descargarse hacia la atmósfera o hacia el separador. El caso de los incondensables hacia el quemador es el más común y presenta alternativas: el quemador elevado o el quemador tipo fosa.

1.1.2 .Sistema de Recuperación

Cuando el producto que se releva es de alto valor o su combustión puede crear riesgos mayores, puede ser conducido hacia un sistema de recuperación, está formado por el cabezal, ramales y equipos que en conjunto ofrecen la posibilidad de recuperar el producto, o su neutralización o conversión hacia productos menos riesgosos. Estos últimos ya pueden ser quemados o liberados hacia la atmósfera.

Comúnmente los desfogues en fase vapor van a sistemas cerrados, y los desfogues líquidos van a sistemas de recuperación.

1.2 Dispositivos de relevo de Presión

Las plantas de proceso tienen mucho equipo que se puede dañar con los cambios bruscos en la presión. Sin embargo en muchos códigos se han incluido los procedimientos para enfrentarse a los cambios bruscos en la presión. En el American Petroleum Institute API RP 520 Parte 1 "Práctica recomendada para el diseño o instalación del sistema de alivio de presión en refinerías" es adecuado para determinar las cargas que se deben desahogar y aunque se aplica en general a las refinerías de petróleo también es pertinente para todos los tipos de plantas de proceso. Se menciona para este trabajo dos tipos de dispositivos de relevo de presión, aunque esta clasificación es general.



- Dispositivos de cierre por sí solos después que la necesidad de relevo de presión ha desaparecido representados por válvulas de seguridad. La válvula de seguridad es un dispositivo automático, el cual se puede ajustar un valor determinado para entrar en acción, una vez realizada su función regresa a su posición originalmente cerrada. Actualmente, utilizan un resorte al cual se puede ajustar la fuerza de cierre de acuerdo a las necesidades de cada caso. En algunos lugares o de acuerdo a organismos relacionados, se hace una distinción entre las válvulas que manejan líquidos y las que relevan vapores o gases. Las válvulas que manejan líquidos se llaman válvulas de relevo, y se caracterizan por que abre en porción al incremento de presión arriba de la presión de ajuste. Esto significa que la válvula empieza a abrir al llegar a la presión del valor ajustado, y está totalmente abierta en el instante en que la presión alcanza el incremento citado. Y la válvula que maneja vapores o gases, es llamada válvula de seguridad, y se caracteriza por abrir completamente en forma rápida.
- Dispositivos abiertos que permanecen así hasta cerrarse manualmente, repararse o substituirse y corresponden a discos de ruptura, el cual es un dispositivo diseñado para ceder ante el empuje que ocasiona la presión excesiva. El disco de ruptura debe ser repuesto una vez que ha realizado su función.

De ambas el funcionamiento es el mismo y la forma de calcularlas y seleccionarlas es similar. Ambas son actuadas por la presión estática corriente arriba de la válvula, que vence la fuerza que ejerce el resorte y abre la válvula, permitiendo de esa manera que cierta masa del fluido que ejercía presión en el equipos salga de él.

Cuando la elevación de la presión en el sistema es gradual y su naturaleza es no explosiva, el aditamento o dispositivo de relevo adecuado es la válvula de seguridad–relevo, pero cuando es imperativo presionar completamente el sistema o la velocidad con que se espera la elevación de presión es grande, como el caso de una explosión, entonces el disco de ruptura es el dispositivo de protección más adecuado.

1.3 Válvula de Seguridad–Relevo

Principio de Operación. La válvula de seguridad–relevo es actuada por la presión ejercida contra el disco. El disco se mantiene cerrado contra el asiento debido a la fuerza ejercida por un resorte, cuando la presión bajo el disco aumenta, y la fuerza provocada por esa presión iguala a la fuerza ejercida por el resorte, la válvula empieza a abrir.

Cuando el fluido que se está relevando es un gas, la expansión provocada al descender la presión, permite que una cantidad adicional de fuerza dinámica se



ejerza bajo el disco, de modo que la válvula abre repentinamente (acción de “pop”).

En servicios de líquidos, la apertura inicial de la válvula se logra solo con la fuerza de la presión bajo el disco que vence la fuerza ejercida por el resorte. Dado que un líquido no se expande cuando su presión se reduce, no existe la fuerza dinámica adicional que estimule la acción del “pop”, consecuentemente, las válvulas que operan en servicio de líquido requiere una mayor sobrepresión (25%), para lograr una apertura completa. La válvula estará completamente abierta cuando se alcance la sobrepresión especificada.

Para mantener la válvula abierta se necesita un mínimo de 25% a 30% del máximo flujo de la válvula; un flujo menor que el indicado, dará como resultado que la válvula abra y cierre rápidamente (golpeteo), con un efecto de castaño (chattering) que dura hasta que baje la presión del equipo protegido o hasta que ésta se elimine. Esto se puede evitar utilizando una válvula balanceada en vez de una válvula convencional, utilizando el criterio expuesto con anterioridad.

Construcción de una válvula de relevo seguridad la conexión de entrada, incluye una boquilla o asiento que se acopla a un disco para proveer una cerradura adecuada del puerto. El disco está cargado por el resorte, con la fuerza del resorte aplicada en la parte superior del disco por medio de un vástago. El bonete se dimensiona para dar cabida al resorte que se requerirá para la presión de ajuste máximo permisible de la válvula.

La presión de ajuste se logra por la selección del resorte apropiado, se ajusta por medio de una tuerca que comprime el resorte a la carga correcta. El resorte se selecciona para un rango de presiones, de tal forma que nunca este sobre esforzado y que tenga una adecuada flexibilidad para permitir la apertura completa.

El ajuste del resorte puede subirse o bajarse un 10% del ajuste hecho por el fabricante, sin perjudicar la operación de la válvula hasta 250 psi. A presiones de ajuste de 250 psi, se puede subir o bajar en un 5%.

La válvula de seguridad – relevo, tiene un puerto de entrada o asiento. Desde el punto de vista, del diseño la válvula puede ser de boquilla modificada o semiboquilla y de boquilla completa. En las válvulas de hierro colado y roscadas la boquilla se encuentra dentro del cuerpo de la válvula.

La boquilla completa es común en las válvulas de acero y es la parte en contacto con el proceso; en boquilla completa, el asiento, el orificio y el realzado de la brida son una sola pieza. La boquilla completa puede tener un área de descarga u orificio más pequeño que el área de entrada de la brida, lo cual resulta en mayor velocidad y mayor energía cinética para conseguir la apertura total.



Cuando se quiere evitar congelamiento del asiento y cuando es necesario efectuar pruebas periódicas, las válvulas de seguridad se deben especificar con palancas, ya sea plana o empacada.

La palanca plana, no se debe usar en sistemas donde la contrapresión está presente. (Se utiliza en sistema abierto a la atmósfera).

El código ASME sección VIII, UG-135a.3, recomienda el uso de esta palanca para aire, vapor o agua de caldera.

La palanca empacada se emplea cuando vapor o gas se descarga a la atmósfera de vapor o gas que se está descargando de una válvula abierta, es indeseable en los alrededores de la palanca ensamblada. Así mismo, debe usarse cuando es necesaria una protección efectiva contra el escape a la atmósfera.

Las válvulas de relevo comúnmente usadas en la actualidad caen en dos categorías principales:

- Las que son afectadas por la contrapresión (convencionales). Es una válvula de alivio de sobrepresión, que se diseña para abrir a una presión predeterminada y proteja un recipiente o sistema bajo presión, quitando el exceso ó relevando fluido de este equipo ó sistema (Fig. 1.1).
- Las que no son afectadas grandemente por la contrapresión (balanceadas). Es una válvula similar a la anterior, con la diferencia de que está posee un resorte adicional en el soporte del disco, el cual asegura la apertura de la válvula solo cuando la sobrepresión venza la fuerza ejercida por los resortes, de tal modo que es eliminando el golpeteo que ocurra (Fig. 1.2).

1.3.1. Contrapresión

Es una presión continua en la descarga también llamada superimpuesta, o una presión formada por la descarga del fluido relevado en la boquilla de salida de la misma válvula o de otras válvulas conectadas al mismo sistema cerrado.

La presión creada por la descarga del fluido afecta la capacidad de descarga de cualquiera de los dos tipos de válvulas, aunque en una relación diferente ya que en las válvulas convencionales, cuando esta contra presión alcanza un 10% de la presión de relevo, la válvula es marcadamente afectada, mientras que las válvulas balanceadas pueden mantener su capacidad de descarga hasta que la contrapresión alcanza un valor aproximado de 40 o 50% de la presión de relevo. Consecuentemente, el uso de las válvulas balanceadas permite tolerar contrapresiones mayores y por ende cabezales de menor diámetro, pudiendo reducir el costo de material.

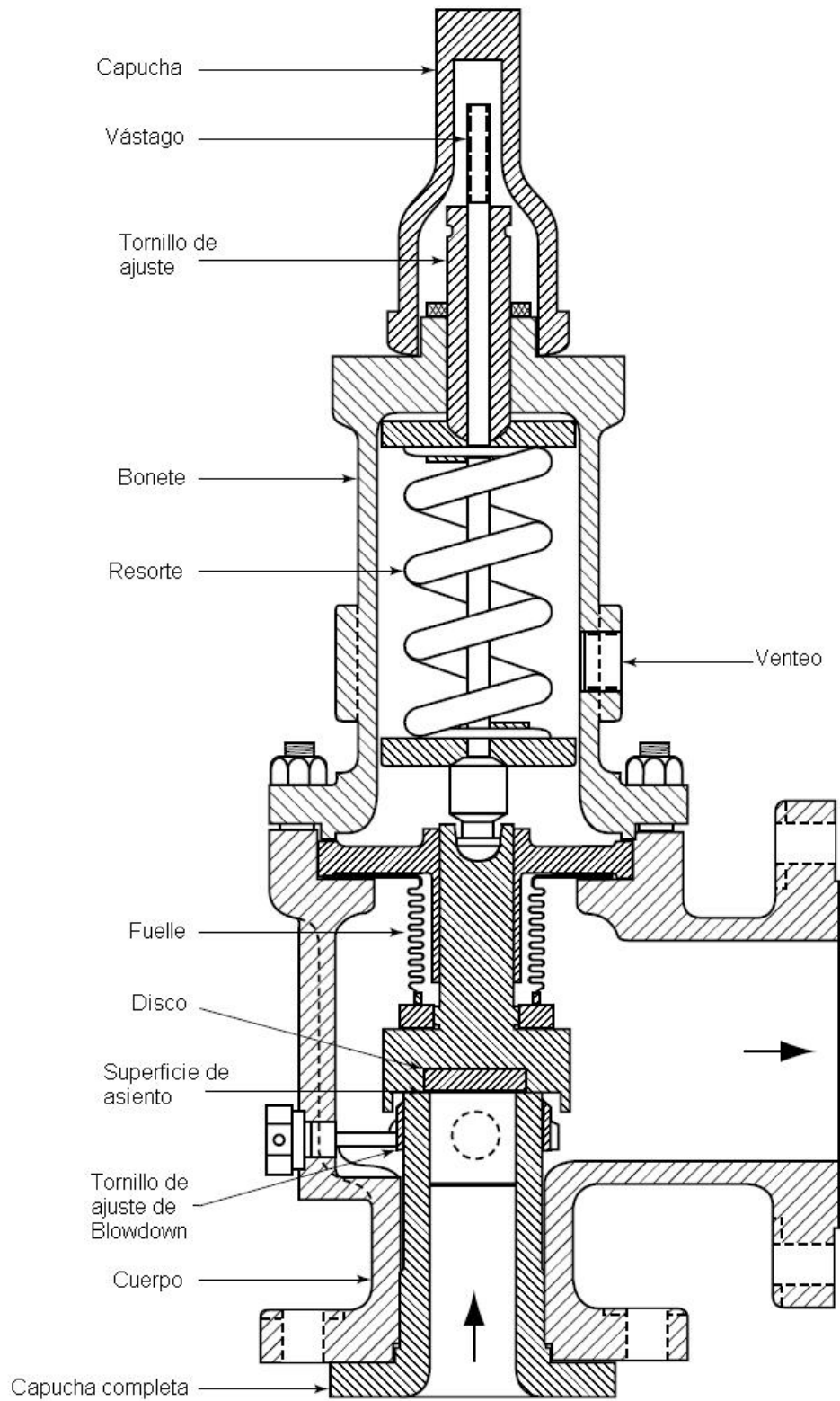
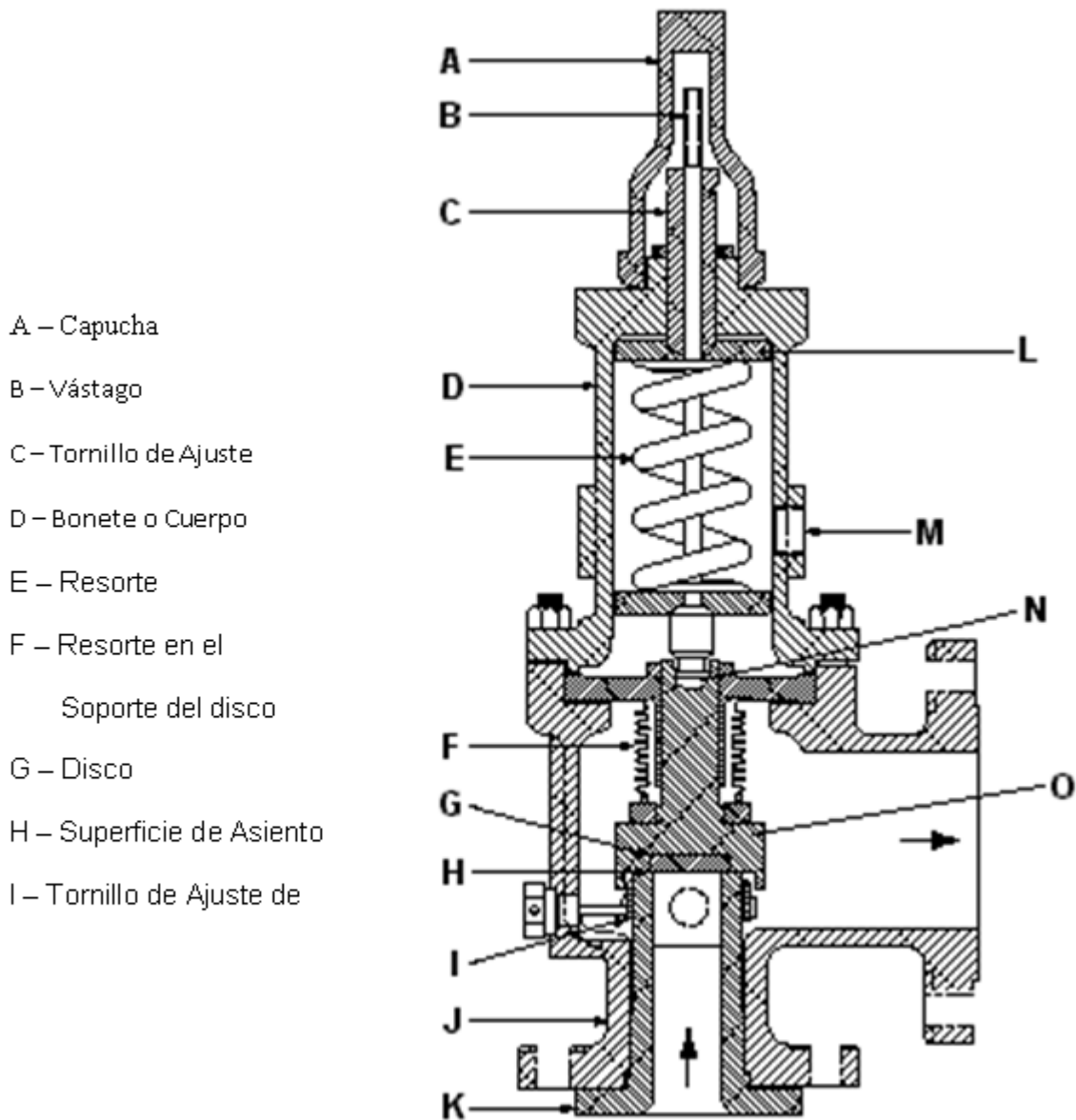


Fig.1.1 Vista longitudinal de una válvula convencional, describiendo algunos de sus componentes



- A – Capucha
- B – Vástago
- C – Tornillo de Ajuste
- D – Bonete o Cuerpo
- E – Resorte
- F – Resorte en el Soporte del disco
- G – Disco
- H – Superficie de Asiento
- I – Tornillo de Ajuste de

Fig. 1.2.- Vista Longitudinal de una válvula de balance, describiendo algunos de sus componentes.

En la práctica, las válvulas cuya descarga es a la atmósfera, serán de tipo convencional pues la contrapresión es siempre constante; las válvulas cuya descarga se integran a un cabezal, podrán ser de tipo balanceadas para reducir el tamaño del cabezal.

Las válvulas balanceadas pueden ser de disco balanceado o de fuelles balanceados. Las más usadas son las de fuelles balanceados, los fuelles cubren el área del disco compensando así el efecto de la contrapresión.



La contrapresión alta, además de reducir la capacidad de la válvula, y aumentar la presión de apertura inicial, también provoca el “castaño”, que es sumamente dañino para la válvula

1.3.2 Válvula Operada por Piloto.

La válvula de relevo operada por piloto, se utiliza cuando la presión de ajuste es cercana a la presión de operación del equipo o línea protegido. Esta característica permite ahorros en los sistemas de alta presión, por ejemplo en grandes gasoductos. No deben usarse en fluidos muy viscosos como lodos o polímeros, que tienden a tapar el piloto, tampoco deben usarse en servicios de alta temperatura ya que su construcción tipo “anillo O” tienen limitación de 350°F. Este dispositivo consiste en 2 válvulas, la válvula principal y la válvula piloto. La válvula principal emplea un pistón que tiene una mayor área en el lado de descarga que en el lado de la entrada.

La válvula cargada con resorte, carga la cara superior del pistón con gas o líquido del proceso (a la presión del proceso). Con este arreglo, la cara superior del pistón tiene la misma presión de la cara inferior, y su mayor área desarrolla una fuerza mayor que mantiene al pistón cerrado contra el asiento. Así, la válvula principal aumenta su sellado conforme aumenta la presión del lado del proceso, de modo que la presión de ajuste puede ser ligeramente superior a la presión de operación sin problema de fugas o castaño.

Cuando la presión de operación iguala o excede la presión de ajuste, la válvula piloto releva y evacúa parcialmente el fluido que ejercía presión sobre el pistón. Al perder la carga el pistón, la presión en la cara inferior del pistón lo levanta y la válvula abre a toda su capacidad.

Cuando la presión desciende hasta el valor especificado (purga), el piloto se cierra y vuelve a cargar con fluido de proceso la parte superior del pistón y la válvula principal logra un cierre con un sello efectivo.

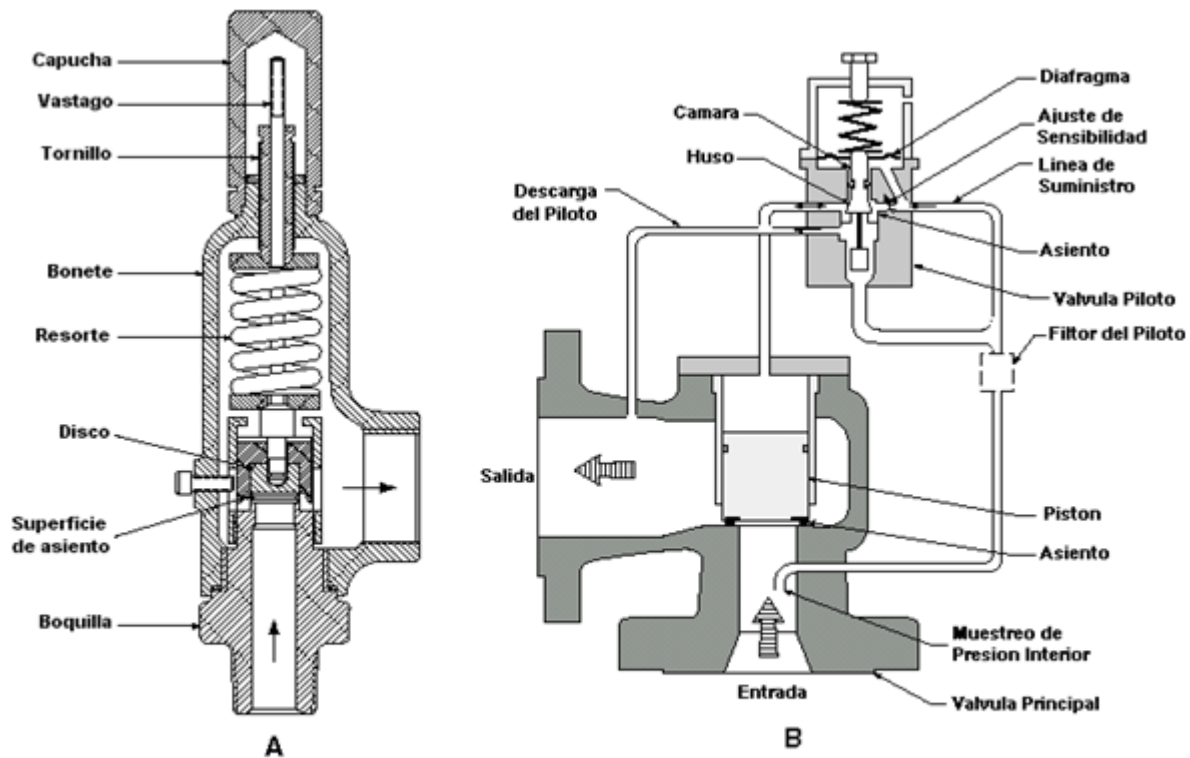


Fig. 1.3.- (A) Piloto, describiendo algunos de sus componentes; (B) Válvula operada con su piloto

Hay otras ventajas de la válvula operada por piloto:

Con la tubería adecuada, puede operar remotamente la purga del sistema.

Al montar el piloto cerca del equipo protegido puede colocarse la válvula principal a una distancia considerable, ya que al piloto no le afecta la caída de presión. Las válvulas operadas por piloto están diseñadas para soportar contrapresiones tan altas como 90%.

Las válvulas operadas por piloto están diseñadas para soportar contrapresiones tan altas como 90% cuando se suministran con la conexión de salida adecuada, lo cual las hace ideales para protección de descargas de compresores recíprocos multipasos.

1.4 Discos de Ruptura.

Se trata de un diafragma comúnmente metálico, sujeto entre bridas, 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 se define con base en el esfuerzo del material 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 alta y en gastos que sobrepasan la posibilidad de una válvula de seguridad.



Fig. 1.4 Disco de Ruptura

El disco de ruptura sirve desde presiones muy bajas (0.4 Kg/cm^2), pero no se puede ajustar su ruptura a un valor exacto, lo común es dar un rango de + 5%.

La presión de operación del equipo protegido no debe exceder el 70% de la presión de ajuste del disco. La instalación usual comprende el disco de ruptura, sujeto entre bridas especiales que aseguran el cierre y previenen fugas.

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

Por otro lado, el disco de ruptura es relativamente económico, y se le obtiene en casi todos los metales y en materiales no metálicos, o combinaciones de metal y no-metal.

Comúnmente, resulta más caro el juego de bridas que lo soportan, que el disco de ruptura en sí. Normalmente se desea una operación continua del equipo protegido, por lo que es necesario proveer discos en paralelo aislados con válvulas de 3 vías.

En ocasiones, se usa un disco de ruptura antes de una válvula de seguridad para prevenir que algún material corrosivo o aglutinante pudiera dañar la boquilla de la válvula, pero a utilizarlos en esta forma, deben escogerse materiales que al romperse no se distinguen en pedazos, sino que solamente se rasguen. Esta práctica es común, pero debe comprobarse que la caída de presión provocada por el disco roto y su soporte no excede los límites permitidos por los correspondientes códigos.

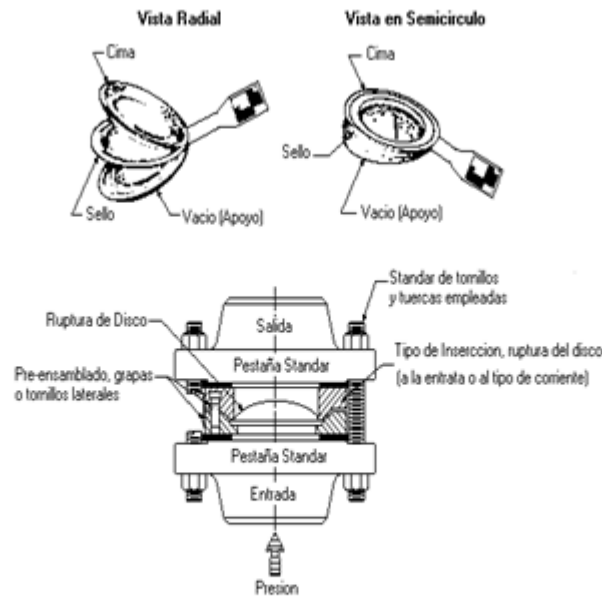


Fig. 1.5 Discos de ruptura, vistas radial y lateral, así como la forma correcta de instalarse

Aunque en el mercado existen varios tipos de discos de ruptura, puede resumirse su clasificación en dos tipos básicos:

El disco prebombado (Prebulged), o convencional, que recibe la presión del lado cóncavo. Su presión es de + 5%. Su desventaja principal es que requiere que la presión de ajuste sea alrededor de 1.5 veces la presión de operación, debido a su susceptibilidad a la fatiga. Su ventaja es la disponibilidad de tamaños y materiales.

Otro tipo es el pandeo inverso (reverse-buckling), que recibe la presión del lado convexo, el cual le da mayor resistencia a la fatiga y le permite ser ajustado alrededor de 1.1 veces la presión de operación. Su precisión de ruptura varía \pm 2%. Es más caro que el primer tipo.



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

Tabla 1.1 Material de discos y Temperaturas

Metal	Temperatura (°F)
Aluminio	250
Aluminio con capa de Teflón	450
Monel	800
Inconel	900 – 1000
316 S.S.	600 – 900
Plata	250
Níquel	750
Cobre	250

1.5. Variable de Relevó.

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

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

El exceso de presión se puede producir por diferentes causas, y la masa necesaria de relevar en cada caso es distinta. Puede haber varias causas de presión en un equipo, pero solo una de ellas ocurrirá a la vez. No pueden existir causas simultáneas, en todo caso, una causa puede dar origen a otra, pero definitivamente no existen causas simultáneas. Cuando hay varias causas posibles, el dispositivo de relevó se diseña para la mayor masa posible de generarse, y así también funcionara adecuadamente para las otras causas.

De los diagramas de tubería e instrumentación y según la distribución de equipos, se debe analizar donde se considera necesario instalar un dispositivo de relevó de presión y poniendo en especial cuidado donde se considere que puede existir descarga bloqueada.

Posteriormente se debe de localizar los dispositivos de relevó, tratando de proteger el mayor número de equipos posibles, con la menor cantidad de dispositivos.

En base a esto se efectúa el estudio de las diferentes emergencias en la planta para determinar las cargas máximas a los cabezales. Los flujos individuales en cada válvula servirán para su dimensionamiento.



1.5.1. Fuego externo

Cuando se produce un incendio en una planta, algunos recipientes pueden ser expuestos al fuego.

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

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

Si un equipo de proceso es expuesto a fuego habrá un aumento de presión debido a la expansión de vapor o vaporización del líquido presente. Debe considerarse que durante un incendio todas las corrientes de entradas y salidas del sistema a despresurizarse y todas las fuentes del calor estarán cerradas.

1.5.2. Descarga bloqueada

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

Para proteger un tanque o un sistema de la sobrepresión cuando todos los puntos en el tanque o el sistema están bloqueados, la capacidad del dispositivo de descarga será al menos tan grande como la capacidad de las fuentes de presión. Las fuentes de sobrepresión para el tanque incluyen bombas, compresores y absorbedores.



1.5.3. Falla de agua de enfriamiento

Cuando falla el agua de enfriamiento en un condensador, aumenta el volumen del vapor debido a que no hay una condensación adecuada. Esto provoca que haya en los equipos un aumento de presión que debe ser aliviado.

En este caso, normalmente es confiable tomar la masa total de vapor que entra al condensador. Como la masa a relevar en una torre de fraccionamiento, la capacidad de relevo requerida es igual al total de gas y vapor que entra a la torre, más el generado ahí, menos el vapor condensado por una corriente lateral o algún reflujo enfriado por algún medio que no sea agua de enfriamiento.

1.5.4. Falla de reflujo

En una torre de destilación, el vapor que asciende del segundo plato, produce la ebullición del líquido en el primer plato. Este líquido es precisamente el reflujo proveniente del tanque acumulador. 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 contribuye a generar los mencionados vapores pueden ser determinantes en el estimado de la masa a relevar. Además es necesario considerar las siguientes circunstancias:

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.

Normalmente, la masa a relevar será la masa que sale del domo en operación normal. En el caso de que existan rehervidores, la masa a relevar será la masa normal del domo, más la masa de vapores alimentados por el rehervidor. Si la fuente de calor es la alimentación misma, se deben estimar los vapores producidos en la zona inmediata a la alimentación. En cualquier caso, esta es una falla que amerita un análisis muy cuidadoso.

1.5.5 Expansión térmica de líquidos

Cuando en un recipiente o cambiador de calor pueda de alguna manera bloquearse un líquido, y exista alguna fuente de calor que pueda calentar ese líquido, éste tenderá a expandirse en mayor o menor grado, de acuerdo al líquido de que se trate.



1.5.6. Falla por energía eléctrica

En muchas plantas, ciertos equipos y controles son operados por corriente eléctrica, y si ésta falla, dichos controles quedarán inservibles. En el caso de controles, la masa a relevar se determina por medio de un análisis semejante al que se efectúa en el caso de falla de aire de instrumentos.

En el caso de equipos, la masa depende del tipo de equipo que queda inutilizado. Por ejemplo, en muchas plantas se utilizan solo aires para condensar vapores y los ventiladores de este tipo de cambiadores de calor son operados por motores eléctricos. Cuando falla la energía eléctrica, falla el ventilador y se suspende la condensación, y sobreviene el aumento de presión.

Cuando se trata de una bomba cuyo accionador es un motor eléctrico, debe estudiarse el caso con cuidado, pues sí la bomba de relevo también es accionada por motor; el servicio se verá totalmente suspendido. Esto trae como consecuencia el relacionar esta falla con alguno de las otras mencionadas, por ejemplo, si la bomba maneja el reflujo de una torre, la falla relacionada será falla de reflujo y la masa a relevar será la misma que en éste caso ya mencionado.

1.5.7. Falla de controles o de aire de instrumentos.

En este caso 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, etc. de las corrientes relacionadas en esa falla. Debe prestarse atención sobre todo a las válvulas de control con gran caída de presión y que al fallar queden abiertas. En estas fallas en particular, la posición del dispositivo de relevo influye en la masa a relevar y consecuentemente, en el tamaño y el costo del mismo.

Además de las anteriores, puede existir falla en las cuales no sea factible usar este tipo de dispositivos. Tal es el caso que se presenta cuando existe una explosión interna y se desea proteger los recipientes, para lo cual es común el uso de discos de ruptura.

1.5.8. Explosión interna

Si la protección para una contrapresión es en contra de una situación de explosión interna debido a la ignición de la mezcla de aire vapor, se debe proponer como mecanismo de sobre presión discos de ruptura para explosiones, pero no es conveniente usar válvulas de relevo debido a que estas responden lentamente para esta situación. Se recomienda tomar medidas preventivas contra explosión como el uso de gas inerte acompañado de un sistema de control adecuado, puede ser utilizado en lugar de un sistema de relevo dado que estas responden lentamente para esta situación.



Puede haber varias causas de presión en un equipo, pero al contrario del diseño es que solo una de ellas ocurrirá a la vez. No se consideran causas simultáneas, en todo caso, una causa puede dar origen a otra, pero definitivamente no se diseñara considerando dos causas independientes simultáneas. Cuando hay varias causas posibles, el dispositivo de relevo se diseña para la mayor masa posible de generarse y así también funcionar adecuadamente para las otras causas.

1.5.9. Efectos de temperatura, presión y composición

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

1.5.10. Falla de flujo absorbente

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

1.5.11. Acumulación de no condensables

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

CAPITULO 2

**SISTEMA DE PROTECCIÓN
DE PRESIÓN
DE ALTA INTEGRIDAD**



Los procesos industriales que requieren protección ante un escenario potencial de sobrepresión deben incluir sistemas de seguridad para controlar las variaciones en las condiciones de operación y/o disponer en forma segura los gases o vapores resultantes, ya que de estos pueden resultar un impacto para la vida humana y el ambiente cuando materiales inflamables, explosivos, sustancias peligrosas o tóxicas se liberan a la atmósfera. La pérdida de contención puede resultar también en el impacto económico de las unidades de producción debido a los costos asociados a la sustitución o reparación de las instalaciones y a las pérdidas de producción.

En los diseños convencionales, se utilizan dispositivos de alivio de presión como el principal medio de protección contra la sobrepresión. El diseño de cada dispositivo de alivio de presión se basa en la evaluación de potenciales escenarios de sobrepresión, en donde se emplea una válvula de seguridad como dispositivo principal de protección que descarga a un cabezal de desfogue, el cual conduce el fluido hacia un quemador para la combustión segura de los gases relevados durante un evento de sobrepresión. No obstante, algunas veces el empleo de válvulas de seguridad no resulta viable, particularmente cuando esto implica diseñar el sistema para una gran carga de relevo.

Una alternativa segura y confiable para garantizar el paso de flujo en el cabezal es el uso de un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS) para detectar presiones inaceptables de operación e iniciar el cierre de las válvulas de bloqueo.



2. SISTEMA DE PROTECCIÓN DE PRESIÓN DE ALTA INTEGRIDAD (HIPPS)

Los **HIPPS** son las siglas por su nombre en inglés de **High Integrity Pressure Protection System** que traducido al español es "Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad". Los HIPPS se aplican para evitar sobrepresión de una planta por el cierre de la fuente de la alta presión. En los sistemas tradicionales de sobre-presión tratado a través del alivio de los sistemas de ventilación. Estos sistemas tienen desventajas obvias como la liberación de (inflamables y tóxicos) fluidos de proceso en el medio ambiente y a menudo una gran superficie de la instalación con el aumentar la conciencia medioambiental de sistemas de alivio ya no son una solución aceptable.

Por lo que los HIPPS proporcionan una solución técnicamente sólida y económicamente atractiva para proteger los equipos en casos de alta presión y/o tasas de flujo son procesados, proteger el medio ambiente, sustentar la viabilidad económica de un desarrollo que necesita mejorar y mitigar el riesgo de la planta.

¿Qué es HIPPS?

HIPPS es un sistema instrumentado de seguridad que está diseñado y construido de acuerdo con la IEC 61508 y 61511 IEC las normas. Estas normas internacionales se refieren a funciones de seguridad y de Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS), cuando se habla de un dispositivo para proteger los equipos, el personal y el medio ambiente. [Mokveld]

Mayores estándares de seguridad utilizan términos como los sistemas de cierre, de paro de emergencia o sistemas de las últimas capas de defensa.

Un sistema que cierra la fuente de exceso de presión dentro de 2 segundos por lo menos con la misma fiabilidad que un alivio de seguridad válvula se suele llamar HIPPS.

Una alta presión de la integridad del sistema de protección es un lazo funcional completo que consta de:

- Los promotores que detectan la presión alta. Estos iniciadores pueden ser electrónicos o mecánicos
- Para HIPPS electrónico un solucionador de la lógica, que procesa la entrada de los iniciadores de una salida al elemento final
- Los elementos de final, que en realidad realizan las acciones correctivas en el campo por lo que el proceso a un estado seguro.

El último elemento consiste en una válvula de accionamiento más actuador y un posible iniciador mecánico solenoide



Fig.2.1 La quema de hidrocarburos provoca daños en el medio ambiente y la producción de CO₂ no está en acuerdo con el Protocolo de Kyoto.



Fig.2.2 HIPPS impide la presurización excesiva por el cierre de la fuente de la alta presión.

Normas y prácticas de diseño

El aumento de caudal en combinación con las limitaciones ambientales inició la generalizada y rápida aceptación en las últimas décadas de HIPPS como el sistema de protección final.

La Comisión Electrotécnica Internacional (IEC), presentó el IEC 61508 y la 61511 IEC las normas en 1998 y 2003. Estos son resultados base, no prescriptivo, las normas que proporcionan un marco detallado y un enfoque de ciclo de vida de diseño, implementación y gestión de la seguridad. Sistemas aplicables a una variedad de sectores con diferentes niveles de definición de riesgo. Estas normas también se aplican a HIPPS.



Fig.2.3

La IEC 61508 se centra principalmente en eléctrico / electrónicos / electrónicos programables relacionados con la seguridad de sistemas. Sin embargo, también ofrece un marco para los sistemas de seguridad basados en otras tecnologías como los sistemas mecánicos. La IEC 61511 fue presentado por el IEC específicamente para los diseñadores, integradores y usuarios de los sistemas instrumentados de seguridad y cubre las otras partes del lazo de seguridad (iniciadores y elementos finales) en mayor detalle.

La base para el diseño de sistema instrumentado de seguridad es el nivel de integridad de seguridad requerida (SIL). El SIL es obtenido durante el análisis de riesgos de la planta o proceso y representa la reducción de los riesgos necesarios. El SIS reunirá los requisitos del nivel aplicable SIL, que varía de 1 a 4. Las normas IEC definen los requisitos para cada nivel de SIL para el ciclo de vida de los equipos, incluyendo el diseño y mantenimiento. El nivel SIL también define una Probabilidad requiere de falla en demanda (PFD) para el circuito completo y las limitaciones de arquitectura para el ciclo y sus diferentes elementos.

En la práctica, el nivel de protección necesario para HIPPS en aplicaciones de petróleo y gas es a menudo SIL3. Pero esto no es un hecho y siempre debe ser el resultado de un estudio de riesgos y operabilidad (HAZOP). Los requisitos del HIPPS no debe ser simplificado a un nivel sólo PFD, las exigencias cualitativas y restricciones arquitectónicas forman parte integrante de los requisitos para un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad como HIPPS. [Mokveld]

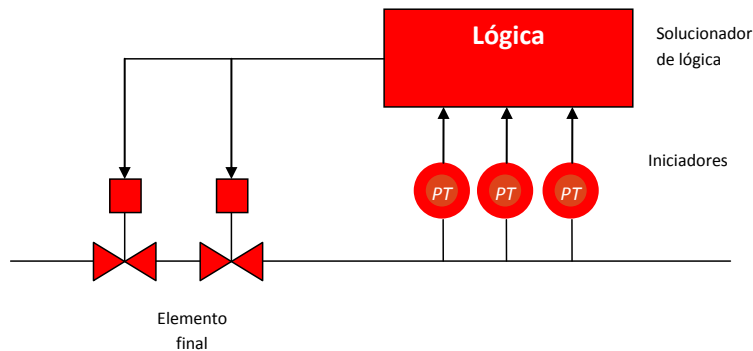


Fig. 2.4 Un típico HIPPS lazo de seguridad que consiste en 2o03 iniciadores (transmisores de presión), un solucionador de la lógica y dos elementos finales que la válvula y el actuador.



Fig. 2.5

4 "/ ASME 2500 1o02 HIPPS mecánica en la unidad móvil de producción de gas en los Países Bajos (Cortesía de Mokveld)



Fig. 2.6 1o02 HIPPS electrónicos proteger ASME 600 instalación frente a la presión de ASME de tuberías 900 (Cortesía de Mokveld)

Los elementos finales no requieren nuevos sistemas electrónicos, como el dispositivo de prueba de carrera parcial, para cumplir SIL 3, con un intervalo de prueba de 1 año.

2.1. Tipos de HIPPS

2.1.2. HIPPS integral

HIPPS mecánico integral, desde el año 1974, Un sistema de seguridad con iniciadores mecánicos, los iniciadores son totalmente mecánicos y están disponibles para la hidráulica o neumática de los elementos finales de accionamiento. [Mokveld]

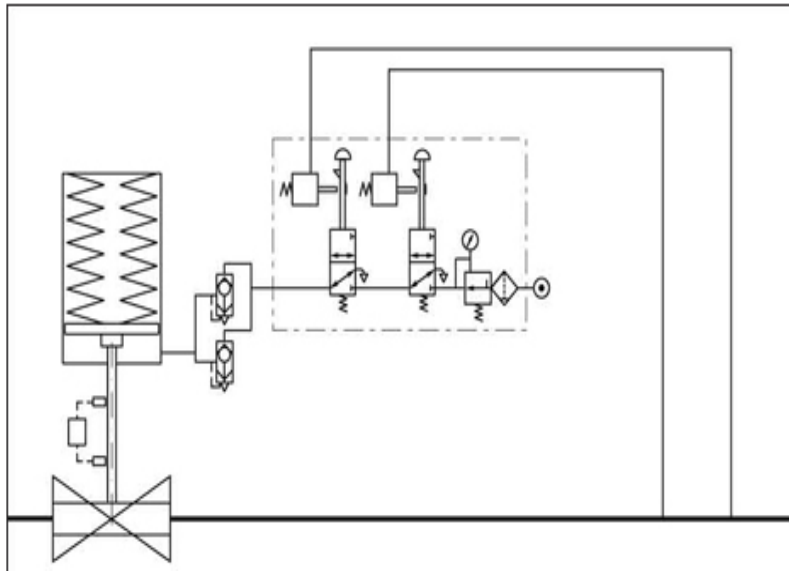


Fig. 2.7 Mecánica Integral 1oo2 HIPPS, versión neumática (Cortesía de Mokveld)

HIPPS electrónico completo, desde el año 2000. Con transmisores electrónicos de presión al diseñar HIPPS siempre trata a un HIPPS (SIS y otros) como un completo circuito certificado funcional y no en el nivel de los componentes por separado. Seguridad inteligente de HIPPS está diseñada de acuerdo con la norma IEC 61508 y 61511. Por el lado de la especificación del elemento final del diseño es de acuerdo con la norma EN 14382 (DIN 3381).

El malentendido de que "sistema" es sinónimo de control y que el SIS puede ser diseñado a nivel de componente, es la causa de los mayores problemas en la ejecución de HIPPS. La baja certificación de especificación de los componentes mecánicos y la aceptación de los componentes de seguridad de nivel de Integridad (SIL), en lugar de la verificación de la vuelta completa SIL sigue siendo un inconveniente.

2.1.3. HIPPS electrónico

Principales características del HIPPS electrónico: [Mokveld]

- Lazo de seguridad integrada con la norma IEC 61508 y 61511
- No hay límite en la distancia entre los transmisores y último elemento
- Comunicación con el sistema de seguridad de la planta
- Posibilidad de control integrado
- Cableados de estado sólido de la lógica solucionador
- Alta integridad bloque del colector para una operación más segura
- Sistema SIL 3 o 4

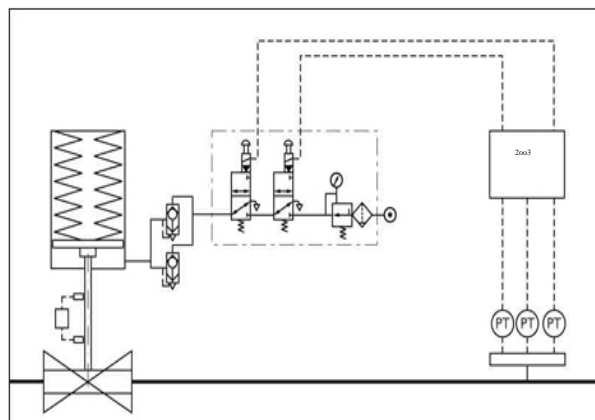


Fig. 2.8 Electrónica completa HIPPS 2oo3, versión neumática (Cortesía de Mokveld)

Un ejemplo de cómo y dónde el HIPPS se puede implementar en instalaciones de producción típica se muestra en la siguiente figura.

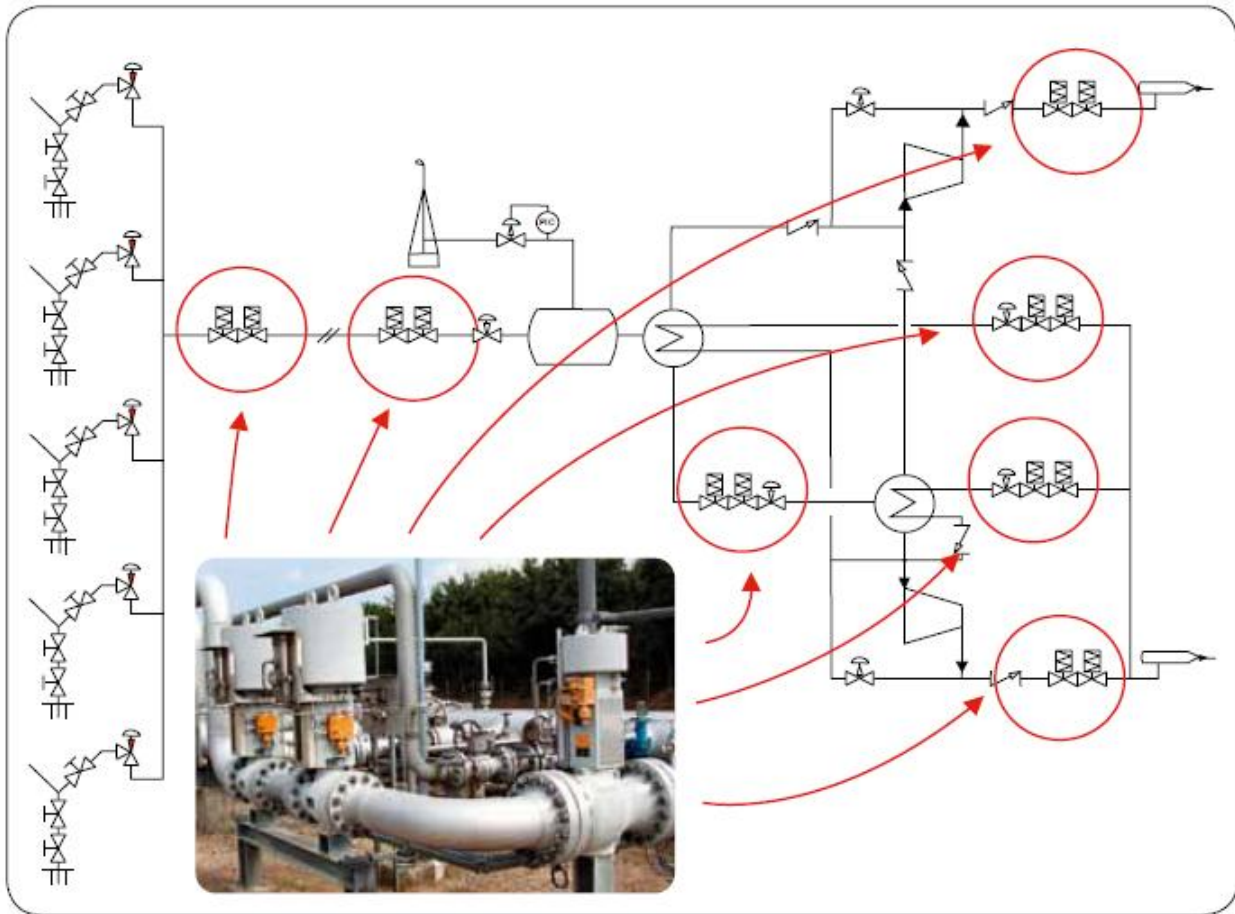


Fig. 2.9 Instalación típica de un HIPP (Cortesía de Mokveld)

2.2. Iniciadores

Los iniciadores que detectan la presión alta (o de alto nivel, o la temperatura). Para el HIPP mecánico que serán iniciadores de la mecánica. Para el HIPP electrónico, estos serán transmisores de presión relacionados con la seguridad. La seguridad circuito puede consistir de uno o más sensores para alcanzar el nivel de seguridad requerido. [Mokveld]

Los iniciadores mecánicos deben estar certificados con la norma EN 14382 (DIN 3381) y tienen una precisión de punto de ajuste superior al 1% de la consigna. Los sistemas de seguridad basados en estos iniciadores son fácilmente identificables en la planta, fácil de manejar y relativamente simple. Esto hace que el Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad HIPP por sus siglas en inglés High Integrity Pressure Protection System sea una opción de un completo sistema autónomo que no requiere energía externa disponible para aplicaciones en áreas remotas.



Fig. 2.10 HIPS con dos iniciadores mecánicos. Cortesía de Mokveld

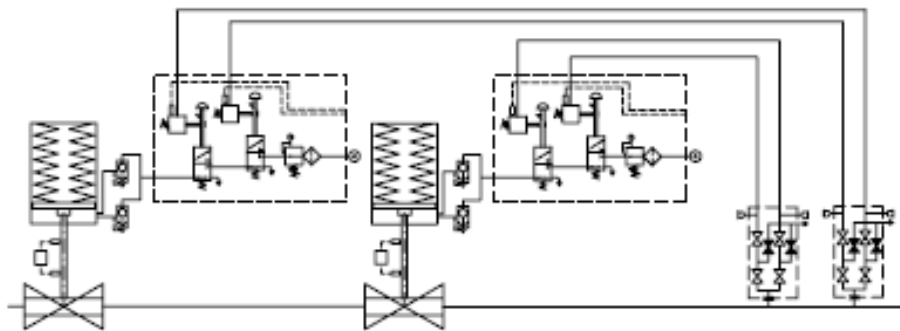


Fig. 2.11 Ejemplo de un HIPS que consta de 2 elementos finales de cada uno con dos iniciadores mecánicos, SIL 4 se obtiene. Las pruebas se pueden hacer a través del bloque de la integridad del colector de alta con la clave del sistema de enclavamiento. La función básica del enclavamiento es controlar el accionamiento de los elementos situados en la vía (señales, cambios de aguja, pasos a nivel, etcétera) asegurando que se cumplan las relaciones de dependencia, el orden de accionamiento y cualquier otra restricción necesaria para garantizar la seguridad en cualquier circunstancia. Cortesía de Mokveld.

2.3. Solucionador de Lógica

El solucionador de la lógica procesa las señales de los iniciadores (transmisores de presión) y se cierra el elemento final por ejemplo, de la energía en el solenoide. Un sistema basado en los iniciadores de mecánica no requiere una lógica separada del solucionador. Un SIS o HIPS utiliza transmisores de presión y un solucionador de la lógica se utilizan normalmente cuando la detección se requiere. Por lo general, 3 transmisores de presión se utilizan y el solucionador de la lógica se desexcita cuando 2 solenoides envían la señal (2 de cada 3 votantes).

El solucionador de la lógica es probablemente, el dispositivo más complejo en el circuito, especialmente el programable. En la actualidad se dispone de muchos solucionadores con certificaciones de idoneidad en los niveles de seguridad SIL 3. [Mokveld]

En general se utiliza cableado de estado sólido de la lógica resolver sobre la base de la tecnología de núcleo magnético. Estos los sistemas son inherentemente a prueba de fallos y por lo tanto requiere certificados para aplicaciones en SIL 4.

Elemento Final

La IEC 61508 no da los elementos finales de la atención que merecen, la IEC 61511 ya cuenta con más se centran en esta parte del circuito. Considerando que se trata específicamente los necesarios para una rápida actuación, los lazos de seguridad (que requieren de cierre en 2 segundos) en un modo de baja demanda. La norma EN 12186

reconoce y se remite a la norma EN 14382 para el diseño del elemento final.

Cerrar las válvulas en las aplicaciones de HIPPS por lo general desde hace mucho tiempo los períodos de inactividad (válvula permanece completamente abierta para un largo período). El diseño deberá ser tal que esto no influya en el tiempo de respuesta de la válvula, ni la velocidad una vez que la demanda se produce. Una respuesta parcial del ciclo no es una solución ya que esto puede resultar en un cierre parcial a la demanda.



Fig. 2.12 Válvula de Control. Cortesía de Mokveld



Fig. 2.13.A Típico panel de solucionador lógico. Cortesía de Mokveld

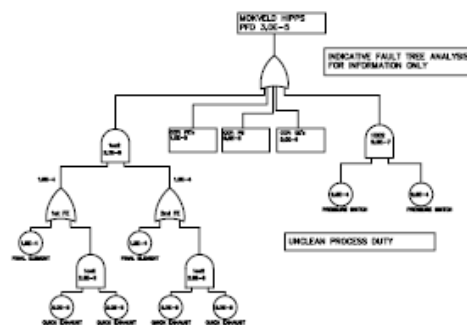


Fig. 2.13.B Mokveld asistencia de ingeniería proporcionará un análisis de árbol de fallas de su sistema durante la fase de propuesta. Cortesía de Mokveld

Las siguientes características hacen la válvula de cierre intrínsecamente segura y adecuada para aplicaciones de HIPPS:



- a) La idea de ruptura es mínimo, incluso después de largos períodos de inactividad.
- b) La erosión y la consiguiente degradación a la estanqueidad se evita.
- c) El impulso del actuador requerido es bajo e independiente de la presión diferencial a través de la válvula.
- d) El tiempo es muy corto (por ejemplo, 2 segundos para válvulas de 24 pulgadas) son posibles debido a la baja masa de las piezas móviles.
- e) El pistón no se golpea en el asiento, pero se desliza en el asiento.
- f) El diseño integrado de la válvula y el actuador asegura que el margen de seguridad es suficiente empuje en todo momento.

2.4. Capas de Protección

Mencionaremos a continuación otros factores previos para determinar el uso de HIPPS, debido a que el término “Alta integridad” se refiere a los requerimientos de alta reducción del riesgo que son confiados al Sistema Instrumentado de Seguridad.

El riesgo es una medida de la probabilidad de ocurrencia y de la consecuencia de un efecto indeseable. En otras palabras ¿Qué tan a menudo puede pasar y cuál será su efecto si sucediera?, considerando un riesgo insignificante que a nadie le importa hasta un alto riesgo que de ninguna manera se permitirá que se realice.

Debido a que existen riesgos mayores en las plantas se exige adopten estrictos criterios de seguridad tanto en el diseño de instalaciones y equipos, como en la adopción de medidas de seguridad, medidas que se traducen en múltiples Capas de Protección, que trabajan en conjunto, con el objetivo de prevenir los accidentes y/o mitigar las consecuencias derivadas de los mismos. La capa de protección es cualquier mecanismo independiente que reduce el riesgo mediante el control, la prevención o la mitigación.

Dichas capas de protección se dividen, principalmente, en dos grandes grupos:

- Capas de prevención, cuyo objetivo es prevenir posibles accidentes derivados de los riesgos inherentes a las instalaciones, como el Sistema de Control Básico de Procesos (BPCS) o los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS).
- Capas de mitigación, que se instalan con el objetivo de mitigar las consecuencias derivadas de dichos accidentes como, por ejemplo, los Sistemas fuego-gas, la respuesta de planta ante una emergencia o la respuesta de la población ante una emergencia.

La suma de las capas de protección proporciona lo que se llama seguridad funcional como se muestra en la figura 2.14.



Fig. 2.14 Capas de protección

Existen un gran número de técnicas de análisis de riesgos que se pueden utilizar para realizar la elección más adecuada de las capas de protección a utilizar para cada situación específica. De entre estas técnicas, las más empleadas son: Bases de datos o análisis históricos de accidentes, análisis preliminar de riesgos, análisis What-if, listas de chequeo o check-list, análisis de modos de fallos y efectos (FMEA), análisis de riesgos y operabilidad (HAZOP), análisis mediante árboles de fallos (FTA), análisis mediante árboles de sucesos o análisis de causa-consecuencia. De entre todos ellos cabe destacar la metodología HAZOP como una de las más representativas, debido a su análisis estructurado y exhaustivo que suele constituir la última verificación de las condiciones de diseño, adecuación del proceso y materiales de la instalación de forma previa a su construcción.

2.5. Sistema Instrumentado de seguridad

Un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) es el encargado de una vez vulneradas las condiciones de operación seguras, llevar el proceso a un estado seguro.

2.5.1. Constitución SIS

El SIS está constituido, básicamente, por tres elementos:

- Elemento sensor o grupo de sensores
- Convertidor lógico
- Actuador o elementos finales

Estos tres elementos funcionan en conjunto y actúan como última medida de prevención antes de que se produzca alguna situación de peligro, la arquitectura del SIS se muestra en la siguiente figura 2.15.



Fig 2.15. Arquitectura de un Sistema Instrumentado de Seguridad

El sistema instrumentado debe ser independiente del sistema de operación cuando el control dentro del rango de la operación normal falla. Si este sistema fallará se activaría la alarma por alto nivel y se procedería a tomar las respectivas medidas por parte del operador para llevar el proceso de nuevo a su rango de operación normal. Si la alarma no se activara o el operador no llevará a cabo su función se produciría una nueva situación de peligro, donde no se dispone de más capas de prevención para evitar el posible accidente. Es ahí donde actuaría el Sistema Instrumentado de Seguridad, siendo la última capa de prevención, antes de que se produzca una situación de peligro, en la que sólo nos quedarían medidas de mitigación para salvaguardar la seguridad de los receptores vulnerables.

La vida de un Sistema Instrumentado de seguridad se analiza como un ciclo, desde su concepción inicial hasta su desmantelamiento. Las etapas de este ciclo de vida se mencionan a continuación:

- Diseño conceptual del proceso
- Análisis de riesgos (por ejemplo, Hazop)
- Calculo del Índice SIL
- Desarrollo de las especificaciones de los requisitos de seguridad
- Diseño conceptual del SIS y verificación del diseño
- Diseño detallado del SIS
- Instalación y comisionamiento
- Modificaciones
- Operación y mantenimiento
- Modificaciones
- Desmantelamiento y retirada de servicio

Gráfico 2.1 Ciclo de Vida de los Sistemas Instrumentados de Seguridad



2.6. Función instrumentada de Seguridad

Una vez definido el listado de Función instrumentada de Seguridad (SIF) que conforma el Sistema Instrumentado y calculado el Índice SIL correspondiente a cada una de ellas, se debe verificar que su diseño, configuración, arquitectura e instalación está conforme el SIL por sus siglas en inglés Level Integrity System conocido como Nivel de Integridad de Seguridad, para cumplir con los requisitos de seguridad funcional.

2.7. Probabilidad de Fallo en Demanda

Esto se consigue mediante el cálculo de la Probabilidad de Fallo en Demanda (PFD) del Sistema Instrumentado de Seguridad. Para ello, se calcula la PFD para cada elemento (sensores, lógica y actuadores) que forma parte del SIS y, mediante álgebra de Boole la cual no será descrita en esta tesis, se calcula la PFD del sistema global, para la arquitectura elegida. A esta PFD le correspondería un SIL determinado (ver tabla 2.1 Relación índices SIL con PFD y el RFF), que debe coincidir con el SIL establecido en la etapa previa de cálculo del mismo. Esta exigencia se traduce en unos niveles de seguridad, denominados Niveles Íntegros de Seguridad (Índice SIL, Safety Integrity Level) específicos que van desde 1 hasta 4 (ver Tabla 2.2). En las normativas específicas sobre Seguridad Funcional existe una relación entre estos Índices SIL, la Probabilidad de Fallo en Demanda (PFD) y el Factor de Reducción de Riesgo (RRF) del Sistema Instrumentado. De esta manera se consigue reducir el riesgo a un nivel tolerable definido para cada instalación.

Tabla 2.1 Relación Índices SIL con PFD y el RFF

Nivel de Integridad de Seguridad (SIL)	Probabilidad de fallo media objetivo de fallo bajo demanda	Factor de reducción de riesgo (RRF)
4	$>10^{-5}$ a $< 10^{-4}$	>10000 a $<100\ 000$
3	$>10^{-4}$ a $< 10^{-3}$	$>1\ 000$ a $<10\ 000$
2	$>10^{-3}$ a $< 10^{-2}$	>100 a $<1\ 000$
1	$>10^{-2}$ a $< 10^{-1}$	>10 a <100

El cálculo de la Probabilidad de Fallo Demanda de cada elemento del Sistema Instrumentado de Seguridad depende de una serie de factores:

- Tasa de fallos (λ), es el número de fallo del elemento por unidad de tiempo.
- Tasa de autodiagnósticos (C), es el porcentaje de fallos que serían detectados en pruebas auto diagnósticas.
- Frecuencia del intervalo de pruebas (T), es el intervalo de tiempo en el que se comprueba que el elemento funciona correctamente.
- MTTR (Tiempo Medio para Reposición), es el tiempo medio que se necesita para reparar el sistema una vez que ha fallado.

Existen multitud de métodos de cálculo para hallar la PFD de cada elemento, pero no serán mencionados en este trabajo, para fines prácticos en la configuración de la arquitectura del SIS se debe tener en cuenta que su objetivo principal es llevar el proceso a un estado seguro cuando se vulneran unas condiciones predeterminadas. Por ello, un elemento importante es la independencia de este sistema con cualquier otra capa de protección que impida su funcionamiento o que pueda provocar el fallo de éste, reduciendo así la probabilidad de que el sistema de control y las funciones de seguridad no estén disponibles al mismo tiempo.

Los beneficios de la implementación del sistema instrumentado de seguridad son:

- Reducción de cargas al desfogue.
- Reducción de la demanda en operación de las válvulas de seguridad.
- El sistema es independiente de la instrumentación para operación de la planta.
- Está diseñado con un nivel de integridad de seguridad (SIL) reduce la probabilidad de relevos al desfogue por falsa alarma.

CAPITULO 3

CRITERIOS PARA EL DISEÑO DE EQUIPO



En este capítulo se describirá brevemente el proceso de endulzamiento y se establecerán los criterios que se tomarán en cuenta en el diseño del sistema de desfogue y las metodologías que se utilizarán se basan en la normatividad internacional y nacional así como procedimientos propios de autores reconocidos en Ingeniería Química. Así mismo de manera general se describe la metodología y criterios para el cálculo de los componentes del sistema de desfogue. Este capítulo está basado en el trabajo desarrollado por Oyuki Pamela Minero Hernández y Marcel Guillermo Miranda Posadas [2010] en su tesis titulada “Diseño de Sistema de Desfogue aplicado a una Planta endulzadora de Gas”.



3.1. Proceso de endulzamiento de Gas Natural

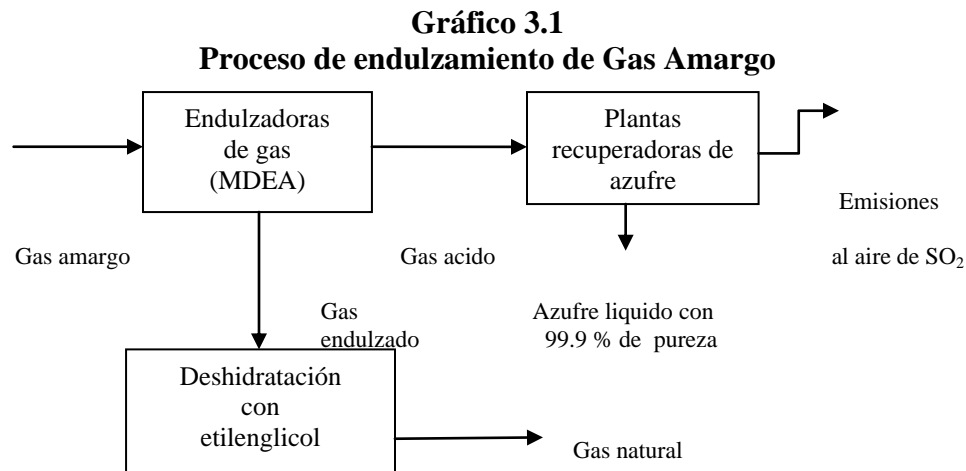
Las corrientes de gas natural, gas de refinería e hidrocarburos líquidos amargos contienen materiales contaminantes no deseados, siendo los compuestos del azufre (principalmente ácido sulfhídrico) dióxido de carbono y vapor de agua los más comunes que deben extraerse antes de transportar, procesar o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

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

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

El proceso de endulzamiento de gas amargo se describe brevemente a continuación:

- Eliminar compuestos ácidos (ácido sulfúrico y dióxido de carbono), el gas alimentado se denomina amargo, el producto gas dulce y el proceso se conoce como endulzamiento.
- Se recupera etano e hidrocarburos licuables mediante proceso criogénicos (uso de bajas temperaturas para la generación de un líquido separable por destilación fraccionada).
- Se extrae el azufre de los gases ácidos que se generan durante el proceso de endulzamiento.
- Se separan los hidrocarburos líquidos recuperados, obteniendo corrientes ricas en etano, propano, butano y gasolinas.



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

- Procesos con agentes líquidos
- Procesos con agentes sólidos

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

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

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



3.2. Sistema de desfogue

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

- Conducir los relevos de gas y mezcla de hidrocarburos al quemador
- Recircular los desfogue líquidos directamente al proceso, de no ser posible, enviarlos a tanques de almacenamiento para su posterior recuperación (sistema de recuperación)
- El sistema de desfogue se constituye por todos aquellos elementos que tienen como finalidad recuperar aquellas corrientes provenientes del proceso principal dentro de una planta industrial con el fin de llevarlos a su eliminación segura o su recuperación.
- El concepto de sistema de alivio se refiere al conjunto de dispositivos que al trabajar juntos logran minimizar o eliminar un aumento inesperado de las condiciones de presión y o temperatura en una planta
- No enviar al mismo cabezal compuestos que reaccionen químicamente entre sí, ni desfogar aire a los cabezales que manejen productos inflamables o que reaccionan con él.
- Proteger al personal en operación, contra los daños que pudiera causar la sobre presión.
- Disminuir las perdidas del material durante y después de una falla operacional que haya causado exceso de presión en un equipo por corto periodo.
- Disminuir las pérdidas de tiempo ocasionadas por la sobre presión en los equipos.
- Prevenir el daño al equipo.
- Prevenir el daño a las propiedades adjuntas, en caso de haberlas, reducir las primas de seguros.

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



Fotografía 3.1.- Sistema de Desfogue

3.2.1 Criterios para el Diseño de equipo

Debe considerar de manera particular las características de cada proceso para determinar otras causas de sobrepresión. Se deben registrar todas las causas identificadas e incluirlas en la filosofía de diseño y el criterio respecto a los códigos, normas aplicables y la experiencia en el diseño de estos sistemas.

El diseño requiere determinar:

- Causa de sobrepresión
- Cargas de relevo
- Tamaño de los dispositivos de relevo de presión
- Diámetro de ramales y cabezales de desfogue
- Dimensiones de los tanques de desfogue
- Dimensiones de los quemadores y perfil de radiación

Sin embargo a pesar que se describen todos los criterios de diseño para fines prácticos en el caso de estudio solo describiremos los componentes correspondientes al tanque y quemador.



Metodología de cálculo de flujo a relevar

Como referencia se toman las ecuaciones de NRF-031-2007 Sistemas de desfogue y quemadores.

Descarga bloqueada. Es igual a la cantidad de masa que está entrando al sistema boqueado.

Ruptura de tubos

Se requiere de relevo cuando la máxima presión de operación de uno de los lados es mayor que la presión de diseño del otro lado, por lo menos 1.5 veces. El flujo a desfogar se debe calcular con las siguientes ecuaciones:

$$\text{Para liquido } Q = 34.8 d^2 \frac{AP}{S}^{1/2} \quad \text{Ec. 3.1}$$

$$\text{Para vapor } W = 1580 d^2 (P_{pv})^{1/2} \quad \text{Ec. 3.2}$$

Expansión térmica de líquidos de acuerdo al párrafo 3.14.3 del API-521 o equivalente

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

Fuego externo

Cantidad de flujo a relevar

$$W = \frac{q}{\lambda} \quad \text{Ec. 3.3}$$

$$q = 21000 F \times a^{0.8} \quad \text{Ec. 3.4}$$

$$a = A_T F w p \quad \text{Ec. 3.5}$$

Para recipientes de pared seca

$$W = 0.1406 (MP_1)^{1/2} [(A'(T_w - T_1)^{1/2}) / T_1^{1.1506}] \quad \text{Ec. 3.6}$$

$$T_1 = (P_1/P_n) T_n \quad \text{Ec. 3.7}$$

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

Obtener w en lb/hr.

Donde:



F = Factor de perímetro mojado
a = Área de recipiente
M = Peso molecular de gas
 P_1 = Presión manométrica de relevo, kPa (lb/pulg²)
 A' = Superficie del recipiente expuesta al fuego, m² (ft²)
 T_1 = Temperatura de relevo, K (°R)
 T_n = Temperatura de operación normal del gas, K (°R)
 T_w = Temperatura de pared del recipiente, (°R)
 P_2 = Contrapresión absoluta, kPa (lb/pulg²)
 P_n = Presión de operación normal del gas, kPa (lb/pulg²)
 A_T = Área total del recipiente, m² (ft²)
 F_{wp} = Factor de perímetro mojado
a = Superficie expuesta a fuego, m² (pies²)
F = Factor de aislamiento térmico
S = Densidad relativa del líquido
d = Diámetro interno del tubo, mm (pulg)
 ΔP = Diferencia de presiones, lb/pulg² (máxima presión de operación del lado de alta presión, menos presión de diseño del lado de baja presión)
P = Máxima presión manométrica de operación del lado de alta presión, lb/pulg²
 ρ_v = Densidad del gas o vapor, kg/m³ (lb/pies³)
 β = Coeficiente de expansión volumétrico, °F⁻¹
H = Calor suministrado, J/h (BTU/h)
 C_p = Capacidad calorífica a presión constante, J/kg K (BTU/lb °F)
Q = Flujo (gpm)
W = Flujo de gases a relevar (lb/h)
 λ = Calor latente de vaporización del gas a relevar (BTU/lb)
q = Calor absorbido

Presión de relevo.

De acuerdo con los requerimientos del código ASME, Sec. VIII, o equivalente, la presión acumulada debe limitarse al 110% de la presión máxima permisible de trabajo en recipientes que son protegidos por una sola válvula de relevo (válvulas individuales) y dimensionada para contingencias operativas distintas al fuego.

En caso de válvulas para líquido, servicio no ASME, es decir para protección de tubería sin recipientes conectados, se debe especificar una sobrepresión del 25%. La sobrepresión permisible es establecida por el diseño del equipo, recipiente o sistema de tubería, ésta puede variar para diferentes aplicaciones dependiendo de la relación de la presión de ajuste a la máxima presión permisible de trabajo del sistema o recipiente que es protegido.

NOTA: La acumulación permisible es de 20.68 KPa (3.0 lb/pulg²) cuando la presión máxima permisible de trabajo está entre 103.44 y 206.89 KPa (14.99 y 30.0 lb/pulg²).



Una instalación de válvulas múltiples, requiere la capacidad combinada de dos o más válvulas de relevo para aliviar una contingencia dada.

De acuerdo con los requerimientos del código ASME o equivalente, la presión acumulada debe ser limitada al 116% de la presión máxima permisible de trabajo en recipientes que son protegidos por válvulas múltiples, dimensionadas para contingencias operativas distintas al fuego. La presión de ajuste de la primera válvula no debe exceder la presión máxima permisible de trabajo. La presión de ajuste de la(s) válvula(s) adicional(es) no debe exceder 105% de la presión máxima permisible de trabajo.

Área de flujo requerida.

El cálculo de una válvula de relevo, consiste en encontrar el área que permita el paso de la mayor masa o flujo, a las condiciones de relevo establecidas para las diferentes causas.

Para determinar el tamaño de un dispositivo de relevo, se deben determinar las contingencias que ocasionen una sobrepresión. Las contingencias que causan sobrepresión, deben ser evaluadas en términos de la presión generada y la velocidad a la cual el fluido es relevado.

Cálculo de válvulas para recipientes que manejan gases.

La siguiente información es necesaria.

Tamaño del tanque: Dimensiones descritas en hoja de datos

Tipo de recipiente: Horizontal o vertical

Fluido: Composición química

K: Relación de calores específicos

Presión de operación: P_o (psia)

Presión de ajuste: P (psig)

Temperatura de operación: T_o ($^{\circ}F + 460$)

Presión de relevo.

De acuerdo a la causa de relevo, se considera que la acumulación va de un 10% para causas por bloqueo, hasta un 25% para causas por fuego. La presión de relevo debe estar de acuerdo a lo siguiente:

$$P_1 = 1.1 P_D + 14.7 \text{ Ec.3.8}$$

Temperatura de relevo.

La temperatura de relevo, es posible calcularla por dos métodos. Uno de ellos



consiste en determinarla a partir de una curva presión-temperatura, y el segundo se basa en la siguiente fórmula:

$$T_1 = (P_1 * T_0) / P_0 \text{ Ec.3.9}$$

Área expuesta del recipiente.

Para determinar el área expuesta del recipiente, se hace la selección de la fórmula aplicable de la tabla 2 para el recipiente de que se trate.

$$A_s = \pi * ((D * L) + (D^2 / 2)) \text{ Ec.3.10}$$

Área del orificio de la válvula.

El área de orificio requerida, para una válvula de seguridad - alivio en un recipiente conteniendo gas, expuesto a fuego, debe ser determinada por la siguiente fórmula:

$$A_c = \frac{F_1 * A_s}{\sqrt{P_1}} \text{ Ec.3.11}$$

Para el caso de estudio de esta tesis se usaran válvulas de seguridad para fuego principalmente.

Cabezal de desfogue

Se utilizará la metodología de referencia de la norma internacional API/RP-521 Quinta edición 2007.

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

$$\frac{f * l}{d} = \frac{1}{Ma_2^2} \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 \right] \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 \text{ Ec. 3.12}$$

Donde:

- f = Factor de fricción de Darcy
- L = Longitud equivalente de la tubería (ft)
- D = Diámetro interno de la tubería (ft)
- M₂ = Numero de Mach al final del cabezal
- P₁ = Presión a la entrada del cabezal (lb/in²)
- P₂ = Presión al final del cabezal



En unidades de SI:

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

Ec. 3.13

En unidades inglesas

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

Ec. 3.14

Donde:

M_2 = Número de Mach al final del cabezal

W = Flujo de vapor (lb/h)

Z = Factor de compresibilidad

T = Temperatura absoluta (°F)

M = Peso Molecular (lb/lbmol)

K = Relación de calores específicos

D^2 = Cuadrado del diámetro interno (ft²)

P_2 = Presión al final del cabezal de desfogue (lb/ft²)

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

3.2.1.1. Diseño de tanque

El diseño de un tanque de desfogue, de acuerdo al API-RP—521 ó equivalente, es por un procedimiento de prueba y error. El primer paso consiste en determinar el diámetro del tanque que permita la separación gas líquido. Las partículas de líquido se separan cuando el tiempo de permanencia del vapor o gas sea igual a o mayor, que la velocidad de caída de las partículas en su viaje a través del tanque, además de que la velocidad del gas sea lo suficientemente baja para permitir que descendan esas partículas.

La velocidad vertical aceptable en el tanque se basa en este requisito, para separar las gotas de 300 a 600 micrones a través diámetro del tanque. La velocidad de una partícula en el vapor se calcula como sigue:

$$U_d = 1.15 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_L - \rho_V)}{\rho_V (C)}}$$

Ec. 3.15

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



vapor. El tiempo de residencia debe considerar un lapso de 20 a 30 minutos.

Los tanques de desfogue horizontal y vertical están disponibles en diferentes diseños; las diferencias son principalmente en la trayectoria que sigue el vapor.

Los diseños son varios e incluyen lo siguiente:

- a) Un tanque horizontal con el vapor entrando en un extremo del recipiente y saliendo por arriba del extremo opuesto (sin elementos internos separadores).
- b) Un tanque vertical con la boquilla de entrada de vapor, cuya ubicación debe ser definida por el diseño y la boquilla de salida en lo más alto del eje vertical del recipiente, la entrada debe contar con elementos internos para provocar el efecto de separación.
- c) Un recipiente vertical con boquilla tangencial.
- d) Tanque horizontal con el vapor que entra a cada extremo en el eje horizontal y una salida de corriente en el centro.
- e) Un tanque horizontal con el vapor entrando en el centro y saliendo a cada extremo en el eje horizontal.
- f) Una combinación de un tanque vertical en la base de chimenea del quemador del tanque horizontal agua arriba para remover la mayoría del líquido que entra con el vapor.

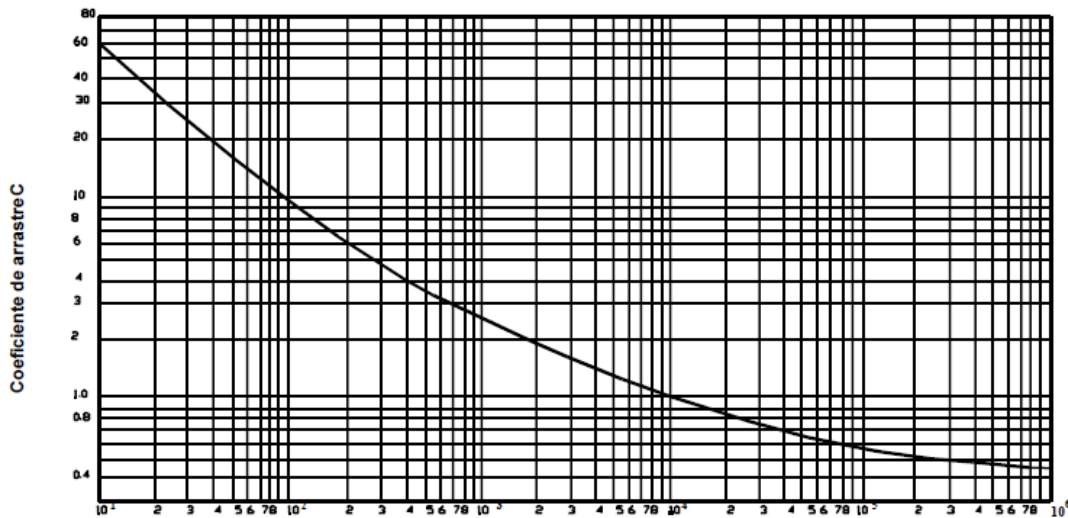
Esta combinación permite el uso de valores más grandes para la constante numérica en la ecuación de velocidad.

Los cálculos han sido limitados al más simple de los diseños, incisos a y b. La relación de vapor R_v , en pies cúbicos por segundo es determinada de acuerdo a la siguiente ecuación.

$$R_v = \frac{W_v}{\rho_v} \quad \text{Ec.3.16}$$

El coeficiente de arrastre C , es determinado de acuerdo a la figura 3.2 que aplica la ecuación siguiente:

$$C(\text{Re})^2 = \frac{0.95 \times 10^8 (\rho_L)(D_p)^3 (\rho_L - \rho_v)}{(\mu_v)^2} \quad \text{Ec. 3.17}$$



C (Re) 2

Fig. 3.1 Coeficiente de arrastre Ca

La velocidad, en pies/seg, se calcula como sigue:

$$U_d = 1.15 \left[\frac{(32.2)(D_p)(\rho_L - \rho_V)}{(\rho_V)(C)} \right]^{0.5} \quad \text{Ec. 3.18}$$

Se considera un recipiente cilíndrico horizontal con un diámetro interior D_i y longitud L . Para obtener el área de la sección transversal se tiene la siguiente ecuación.

$$A_t = \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \quad \text{Ec. 3.19}$$

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

Se selecciona tiempo de desalojo para el líquido.

$$A_l = Q_l t_r / L \quad \text{Ec. 3.20}$$

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

Calculo del área transversal para el vapor (A_v)



$$A_v = A_t - A_l \text{ Ec. 3.21}$$

Calculo de la altura disponible para el vapor (HV):

$$A_l/A_t = h_l/D_i \text{ Ec. 3.22}$$

$$h_v = D_i - h_l \text{ Ec. 3.23}$$

Cálculo del tiempo de caída de gota (O)

$$O = h_v / u_d \text{ Ec. 3.24}$$

Calculo de la velocidad de vapor

$$U_v = Q_v / A_v \text{ Ec. 3.25}$$

Determinar la longitud requerida mínima:

$$L_{\min} = U O \text{ Ec. 3.26}$$

Verificar que $L_{\min} \leq L_{\text{supuesta}}$

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

El área de sección transversal requerida es: $A_t = Q_v / U_d \text{ Ec. 3.27}$

El diámetro requerido es: $D_i = (4A_t/\pi)^{1/2} \text{ Ec. 3.28}$

Calculo de la altura del liquido: $h_l = Q_l t_r / A_t \text{ Ec. 3.29}$

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

Las alturas de los espacios ocupados por el líquido y el vapor son calculadas usando la geometría estándar del recipiente. Dónde: h_{l1} = altura del espacio para líquido mínimo existente en el recipiente; $h_{l1}+h_{l2}$ = altura del espacio de líquido acumulado; h_v = altura del espacio para el flujo de vapor.

La altura total del espacio ocupado por el líquido y el vapor, es calculada usando la siguiente ecuación:

$$h_t = h_{l1} + h_{l2} + h_v \text{ Ec. 3.30}$$

Para el caso de esta tesis dada la característica del proceso se diseñó un tanque horizontal.



Fotografía 3.2.- Tanque de desfogue horizontal



Fotografía 3.3.- Tanque Vertical

3.2.1.2. Diseño de quemador

En lo que se refiere al diseño del quemador la información para su descripción está basada en el “Manual de Temas Selectos de Ingeniería de Proyectos” elaborado por Anaya Durand A., Barragán Acevedo R. y Vergara Vega A.

Los quemadores son los equipos donde se realiza la combustión, es decir estos deben lograr la mezcla íntima del combustible con el aire y además proporcionar la energía de activación mencionaremos brevemente los tipos de quemadores a continuación:

- Quemador tipo fosa
- Quemador elevado o de chimenea
- Cerrado

3.2.1.2.1. Quemador tipo fosa

El quemador de tipo fosa se utiliza cuando se dispone de un terreno en cuyos alrededores definitivamente no habrá o no hay zonas habitacionales y donde el humo que puede producirse no provoque molestias.

En los casos en que se maneja fluidos fríos y más pesados que el aire, existe el peligro de acumulación de gases en un quemador de fosa, lo que podría conducir a una combustión incompleta debido a la falta de aire.

3.2.1.2.2. Quemador elevado

En un quemador elevado la mezcla gas-aire se forma adecuadamente, con la ventaja adicional de una dispersión efectiva debido a la altura y velocidad de descarga, evitando el caso de una combustión incompleta. Desde el punto de vista de seguridad el uso de un quemador elevado es el más adecuado.

Los quemadores elevados que son los más comunes, se encuentran tres tipos de acuerdo a su estructura:

- Quemadores tipo torre
- Quemador atirantado
- Quemador cableado

El quemador tipo torre (Fig. 3.4), es ideal para instalaciones dentro de los confines de la planta, donde se necesita altura para disminuir la radiación y donde las distancias disponibles con respecto a otros equipos están limitadas. Se utilizan hasta alturas de 120 metros sin ningún problema.

El quemador autosoportado (Fig. 3.5), es el más económico para alturas de 77 metros o menos, ya que cuesta menos, es más fácil su colocación y ocupa menos espacio ya instalado. El quemador cableado (Fig. 3.6), se utiliza en alturas de 180 metros, necesarias en quemadores de un gran diámetro. Este tipo de quemadores necesitan un gran espacio, ya que las anclas y cables forman un círculo cuyo diámetro es similar a la altura del quemador. Normalmente este tipo es más económico que el tipo torre.

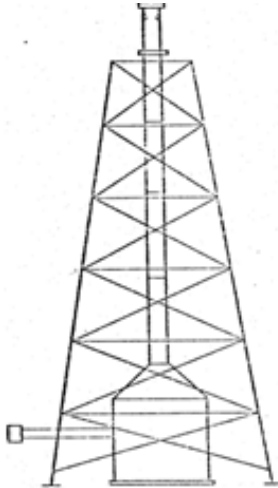


Fig.3.4 Quemador de torre



Fig.3.5 Quemador autosoportado

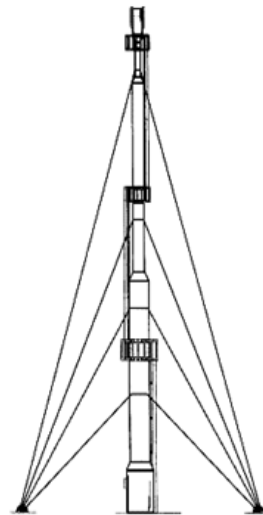


Fig. 3.6 Quemador cableado

Debido a las condiciones de proceso de endulzamiento de gas amargo se cuenta con un quemador elevado. Describiremos a continuación los factores de diseño.

Requisitos para determinar el diámetro

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

Se debe estimar una velocidad adecuada de salida de los gases a quemar para mantener una flama estable. Es de suma importancia que el quemador se diseñe para la condición de flujo máximo.

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

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



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

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

M de 16.8, $F' = 0.25$

M de 40 sin inyección de vapor, $F' = 0.5$

M de 40 con inyección de vapor, $F' = 0.4$

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

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

Las velocidades de la descarga de los dispositivos a través de una flama superan los 500 ft/s. Porque este flujo de salidas en forma de aire es suficiente para causar una mezcla turbulenta en virtud de los flujos de emergencia, condiciones de cada una de las fuentes potenciales deben ser evaluadas cuidadosamente. La eliminación de humo en los quemadores se determina por medio de las siguientes técnicas:

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

Dimensionamiento de quemador de gases de desfogue



Calculo de Diámetro

Dimensionamiento basado en la velocidad de la chimenea utilizando resolver la ecuación para d:

$$\text{Mach} = (1.702)(10^{-5})(W/P_t d^2)(T/kM)^{1/2} \quad \text{Ec. 3.31}$$

Donde:

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

W = Flujo de alivio de vapor de chimenea, libras/hr.

P_t = Presión de vapor justo dentro de la antorcha psia.

d = Diámetro de la punta del quemador, ft.

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

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

M = peso molecular del vapor lb/lbmol

Calculo de diámetro en la punta del quemador

$$d_t^2 = (W/1370)(T/M)^{1/2} \quad \text{Ec. 3.32}$$

Donde:

dt = Diámetro de la chimenea

W = Flujo de vapor en la línea de suministro

T = temperatura de vapor

M = masa molecular de los gases a quemar

Basado en limitar la velocidad de mach a 0.2, k = Cp/ Cv = 0,2 y constante de los gases R = 1546 (ft/lbf/°Rmol)

Calculo de longitud de flama

$$Q_r = (W_{hc}) (H_c) \quad \text{Ec. 3.33}$$

$$Q_r = \text{BTU/h}$$

W_{hc} = gas/ caudal de vapor, lb/h

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

Distorsión de la flama causada por la velocidad del viento

Refiriéndose a la fig 3.7, la distorsión de la llama se determina como:

$$\Delta X/L \text{ o } \Delta Y/L \quad \text{Ec. 3.32}$$

U_∞ = Velocidad del viento / velocidad en la punta de la flama Ec. 4.26

$$U_j = F_1 / (\pi d^2 / 4) \quad \text{Ec. 3.33}$$

$$F_1 = (w/300)(379.1/M \cdot W)((460 + ^\circ F)/520) \quad \text{Ec. 3.34}$$

Donde:

U_j = Velocidad de viento lateral, ft/s

U_f = Velocidad del gas a la salida de la chimenea, ft/s

$^\circ F$ = Temperatura del flujo

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

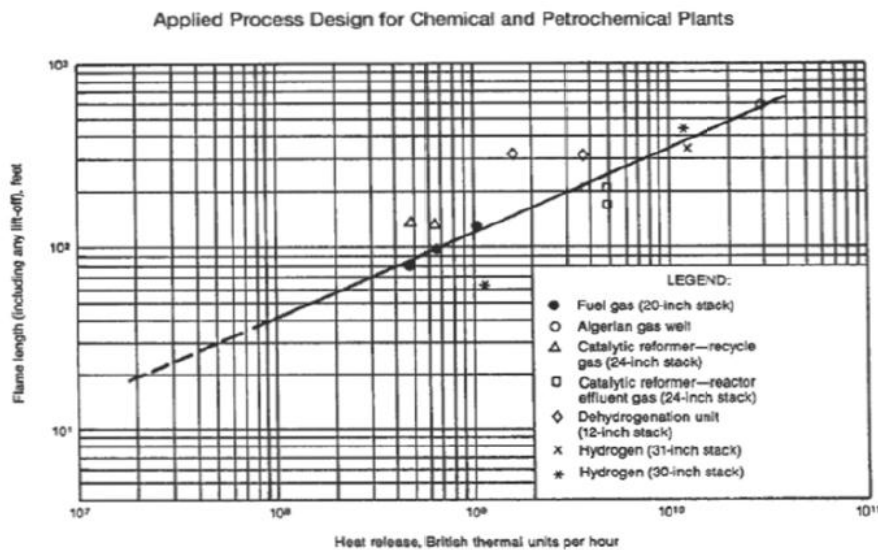


Fig. 3.7. Proceso de diseño aplicado a las plantas químicas y petroquímicas

3.2.1.3. Altura de la chimenea

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

$$DF = (tFQ/4\pi K)^{1/2} \quad \text{Ec. 3.35}$$



Donde:

DF = Distancia mínima desde el punto medio de la flama a un objeto, a nivel del suelo, en pies

F = Fracción de calor irradiado

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

Tabla 3.1 Calor de combustión

Hidrocarburo	Rango F	Rango promedio F
Metano	0.10 a 0.20*	0.15
Gas natural	0.19 a 0.23	0.21
Propano	----	0.33**
Butano	0.21 a 0.30	0.28
Hidrogeno	0.10 a 0.17	0.15

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

**Con relación en peso de 0.222

Fracción de intensidad de calor transmitido a la atmosfera, τ = generalmente se asume un valor de 1.

Intensidad de radiación respecto a la exposición de K = personal (BTU/hft²)

$$Q_r = W_{snhc}(379/M) \text{ o } Q_n = 20,000 W \text{ Ec. 3.36}$$

Q_r = calor desprendido BTU/h

M = masa molecular

S = valor neto de calor calorífico, BTU/SCFn=fracción mol de

hc = combustión compuesto (s)

n = fracción mol de los componentes de la mezcla

F = fracción de calor radiante

$$F = 0,20(hc/900)^{1/2}$$

$$\tau = 0.79 (100/r)^{1/16}(100/D_F)^{1/16} \text{ Ec. 3.37}$$

Calculo de la intensidad de calor

$$I = ((Flujo)(NHV)(e))/(4\pi D_F^2), \text{ (BTU/hr/sqft) Ec. 3.38}$$

Donde:

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



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

NVH = valor calorífico neto del gas quemado, BTU/lb o (BTU/SCF)

e = emisividad (Vease la tabla 3.2)

Tabla 3.2 Valores de emisividad para diferentes compuestos

Elemento	e
Monóxido de carbono	0,075
Hidrogeno	0,075
Sulfuro de hidrogeno	0,070
Amoniaco	0,070
Metano	0,10
Propano	0,11
Butano	0,12
Etileno	0,12
Propileno	0,13
Máximo	0,13

3.3. Válvulas de Seguridad

En lo que se refiere al diseño de las válvulas de seguridad se calcula de la siguiente forma:

Cálculo de área efectiva de la válvula

$$A = (W (T*Z)^{0.5}) / C*P_1*K_d*K_b*M^{0.5} \text{ Ec. 3.39}$$

Cálculo de presión de ajuste

$$P_1 = 0.1 P_{ope} + 14.7 [=] \text{ psia Ec. 3.40}$$

Cálculo de presión de descarga

$$P_2 = 0.1P_1 [=] \text{ psia Ec. 3.41}$$

Cálculo de temperatura de relevo

$$T_r = P_1*T_{op}/P_{op} \text{ Ec. 3.42}$$

Cálculo de relación crítica de presiones

$$r_c = P_{ct}/P_1 = (2/k+1)^{k/k-1} \text{ Ec. 3.43}$$



$$\text{si } (P_2/P_1) < r_c \Rightarrow T_{2\text{real}} = T_1(r_c)^{k/k-1} \text{ Ec. 3.44}$$

$$\text{Si } (P_2/P_1) > r_c \Rightarrow T_{2\text{real}} = T_1(P_2/P_1)^{k/k-1} \text{ Ec. 3.45}$$

Se sustituye el valor de la temperatura de relevo real y las demás condiciones, obteniendo se finalmente:

$$A = (W (T_{2\text{real}} * Z)^{0.5}) / C * P_1 * K_d * K_b * M^{0.5} \text{ Ec. 3.46}$$

Una vez determinada la efectividad de descarga para la válvula se selecciona el tipo. (Ver tabla 3.3)

Tabla 3.3 Área efectiva de orificio

Designación	Área efectiva de orificio (in²)
D	0.110
E	0.196
F	0.307
G	0.503

De acuerdo a lo descrito para el diseño de un sistema de desfogue, para el caso de estudio de esta tesis en donde el proceso es el endulzamiento de gas amargo dadas sus características y considerando la sobrepresión originada a causa de fuego del sistema de desfogue es cerrado, considerando para el cálculo del cabezal de desfogue la causa por fuego. En cuanto a la propuesta se considera la expansión del quemador elevado y soportado con un tanque horizontal y válvulas de seguridad.

Además también es considerada la colocación de sistemas de Protección de Alta Integridad (válvulas de control) para garantizar una seguridad intrínseca.

CAPITULO 4

GAS NATURAL



En lo que se refiere a la información de Gas natural esta basaba en el trabajo desarrollado por Secretaria Energía titulado “Perspectiva de Gas natural 2010-2025” [SENER, 2010], México 2010. En su capítulo uno se presenta el Gas natural en la demanda de energía, Consumo mundial de gas natural, 2009, Consumo mundial de gas natural, 2009, Almacenamiento de gas natural, 2009, Comercio exterior de gas natural en Norteamérica, 2009, Precio internacional del gas natural, 2009, Demanda mundial de gas natural, 2007-2035, Oferta mundial de gas natural, 2007-2035



4.1. Gas natural

A nivel internacional, el gas natural es la tercera fuente de energía más utilizada, después del petróleo y el carbón. A lo largo de esta década, las economías del mundo han tendido a incorporar este recurso como un insumo esencial para su funcionamiento, motivadas por el desarrollo tecnológico y la búsqueda de combustibles más eficientes, económicos y de fácil acceso.

Adicionalmente, existe una creciente tendencia mundial hacia el uso de energéticos más limpios, con el fin de alinear al sector energético con las acciones dirigidas a mitigar los efectos del cambio climático. Este sector desempeña un papel importante en esta labor, pues contribuye con alrededor de las dos terceras partes de las emisiones mundiales de dióxido de carbono, de acuerdo con la estimación de la Agencia Internacional de Energía.

El gas natural puede ser una herramienta para enfrentar este desafío pues, aunque es un combustible de origen fósil, es relativamente limpio. Por ejemplo, de acuerdo con el World Energy Outlook 2010 (Informe completo y fiable que se publica anualmente sobre la situación energética a escala mundial por la Agencia Internacional de Energía), la generación de electricidad con gas emite, aproximadamente, la mitad de dióxido de carbono por unidad eléctrica producida que la generación con carbón.

En México, se ha desarrollado un mercado nacional de gas natural y, como resultado, este energético se ha convertido en una alternativa importante para el sector productivo y para los consumidores finales, tanto en términos económicos como de cuidado del medio ambiente.



4.2. Panorama internacional del mercado de gas natural

Después de un fuerte período de expansión que duró la mayor parte de 2008, la industria de gas fue golpeada fuertemente por el impacto de la recesión económica. Aunque el precio del gas fue competitivo durante 2009, el mercado de gas natural vio un descenso neto en el consumo, lo que llevó a una disminución histórica en la producción mundial, y el comercio internacional de algunos países. Además, el desplome subsecuente de precios del mercado dio al Gas Natural Licuado (GNL) un margen competitivo en la cuenca del Atlántico, donde el gas excedente continuó acumulándose, advirtiendo un largo período de "burbuja de gas (excedentes)" que la industria tendrá que ajustar para permitir el desarrollo armonioso y de largo plazo en los mercados.

4.2.1. El gas natural en la demanda de energía

En el periodo 2008-2009, la economía mundial atravesó una etapa de inestabilidad financiera, ya que estuvo acompañada de una desaceleración económica mundial y de un colapso marcado del comercio internacional en muchas décadas. Ningún país quedó a salvo de esta tempestad económica.

La actividad económica y el comercio internacional de mercancías se desplomaron desde el último trimestre de 2008 en todos los mercados, los cuales siguieron cayendo con rapidez a comienzos de 2009. El PIB mundial retrocedió más de 6% (anualizado) el cuarto trimestre de 2008 y el primero de 2009. Las economías avanzadas sufrieron considerablemente a causa del estrés financiero y del deterioro de los mercados de vivienda. En los mercados emergentes de Europa y de la Comunidad de Estados Independientes integrada por Moldavia, Georgia, Armenia, Azerbaiyán, Kirguizistán, Tayikistán, Uzbekistán y Ucrania, que se habían apoyado mucho en las entradas de capital para alimentar el crecimiento, no tardaron en registrarse daños considerables a través de los canales financieros. Los países con una marcada dependencia de la exportación de manufacturas, como los de Asia Oriental (Mongolia, Corea del Norte), Japón, Alemania y Brasil, se vieron golpeados por la caída de la demanda en los mercados de exportación. Los países de África, América Latina y Oriente Medio (Gaza, Westbank, Iraq, Jordania, Siria, Libano y Yemen) sufrieron a causa del colapso en los precios de las materias primas, la caída de la demanda de exportaciones, la disminución de las remesas y las entradas de capital extranjero.

La economía mundial registró una contracción de 0.6% durante 2009 (el año previo se expandió 3.0%). En el primer trimestre la actividad económica extendió la fase recesiva que venía observándose desde finales de 2008, y en los siguientes tres trimestres se dio una recuperación gradual. A lo anterior contribuyó el esfuerzo concertado de políticas macroeconómicas y financieras de varios países, así como la reactivación del comercio mundial. No obstante, la reanudación del crecimiento tuvo lugar a ritmos diferentes entre regiones y países.

Las economías avanzadas mostraron una caída considerable en el año en su conjunto, mientras que las economías emergentes se expandieron, exceptuando a la región latinoamericana. La inflación a nivel global fue relativamente baja durante 2009, si bien algunas economías, tanto avanzadas como emergentes, experimentaron un repunte moderado en la segunda mitad del año. Las condiciones financieras internacionales mejoraron a partir del segundo trimestre, pero se mantuvieron frágiles, en tanto que el proceso de fortalecimiento de los balances de los bancos en las principales economías avanzadas se tradujo en una reducción del crédito. Así, el desarrollo de la energía en 2009 estuvo sometido a una recesión global, y posteriormente a una recuperación gradual. En el último año, la economía mundial por primera vez se contrajo desde la Segunda Guerra Mundial, lo que también propició una caída en el consumo global de energía. Dado que la recesión económica global manipuló a la baja el consumo de energía en 2009, es importante mencionar que éste fue el primer descenso en el rubro desde 1982.

El consumo mundial de energía primaria disminuyó 1.3% durante 2009. Por tipo de fuente, los consumos de petróleo, gas natural y energía nuclear disminuyeron más del promedio total, en tanto el consumo de carbón lo hizo ligeramente y permaneció prácticamente igual respecto al año anterior; por el contrario, únicamente la hidroenergía y otras formas de energías renovables aumentaron su participación en 2009.

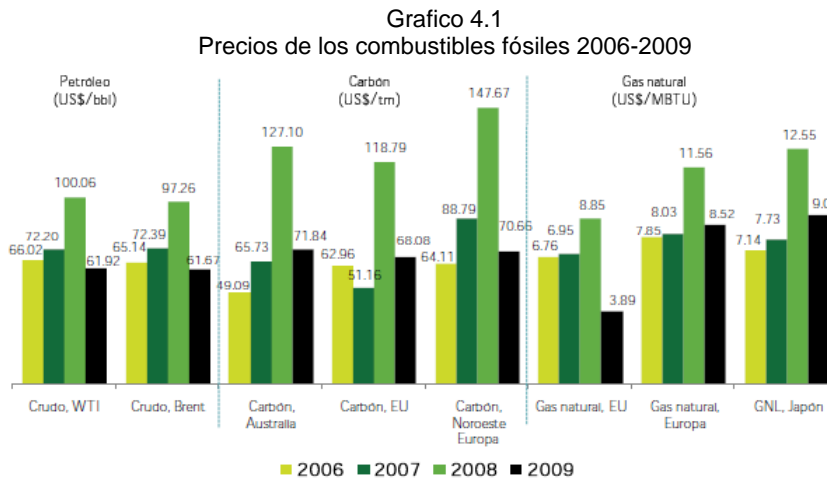
Al cierre del año, los precios de todas las formas de energía comercializadas cayeron, los descensos más agudos se observaron en el gas natural y el carbón, comercializados en Norteamérica y Europa occidental, en Asia también disminuyeron los precios de carbón aunque en menor magnitud, dado el fuerte crecimiento de la importación de este combustible por parte de China.

Tabla 4.1
Consumo mundial de energía primaria por tipo de fuente, 1999-2009
(millones de toneladas de petróleo crudo equivalente)

Año	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	variación 2009/2008	tmca 1999/2009
Total mundial	9,030	9,260	9,334	9,498	9,824	10,270	10,565	10,828	11,124	11,315	11,164	-1.3	2.1
Petróleo	3,522	3,562	3,581	3,615	3,686	3,828	3,878	3,916	3,970	3,960	3,882	-2.0	1.0
Carbón	2,249	2,338	2,349	2,403	2,595	2,764	2,904	3,039	3,184	3,286	3,278	-0.2	3.8
Gas natural	2,095	2,175	2,217	2,272	2,348	2,420	2,498	2,554	2,652	2,717	2,653	-2.4	2.4
Hidroenergía	593	600	586	597	597	633	658	684	696	731	740	1.2	2.2
Nucleoenergía	571	584	601	611	599	625	627	635	622	620	611	-1.6	0.7

Fuente: BP Statical Review of World Energy, Junio 2010.

Los precios del crudo disminuyeron por primera vez desde 2001. Durante 2009, los precios del petróleo y el carbón en los mercados competitivos tocaron sus niveles más bajos a principios del año, siendo los precios del crudo los que se recuperaron primero, en tanto los precios de gas natural en Norteamérica y Europa Occidental continuaron disminuyendo. El precio de referencia del West Texas Intermediate (WTI) alcanzó un promedio de 61.92 dólares por barril, mientras que el Brent del Mar del Norte se cotizó en 61.67 dólares por barril, en ambos casos los promedios estuvieron por debajo de los registrados en 2006.



Nota: El índice de precios del carbón de Australia fue tomado del Commodity Price Data del Banco Mundial.
Fuente: BP Statistical Review of World Energy, 2010.

El carbón con referencia en Australia registró una baja en el precio respecto al año previo, al pasar de 127.10 a 71.84 dólares por tonelada métrica en 2009. El mismo comportamiento se experimentó en otras regiones de consumo, por ejemplo en el Noroeste de Europa pasó de 147.67 a 70.66 dólares por tonelada métrica, mientras que el precio spot promedio en Estados Unidos disminuyó de 118.79 a 68.08 dólares por tonelada métrica. La mínima caída de 0.2% en el consumo del carbón durante el último año, fue la segunda registrada desde 1999 cuando la demanda mermó 0.5%. El conjunto de los países pertenecientes a la OCDE y la Comunidad de Estados Independientes experimentaron fuertes decrementos en sus consumos de carbón debido a una combinación de los efectos de la recesión económica y los precios competitivos del gas natural. Pese a lo anterior, la participación del carbón en el consumo mundial de energía representó 29.4% en 2009, siendo la más alta en la canasta de combustibles desde 1970.

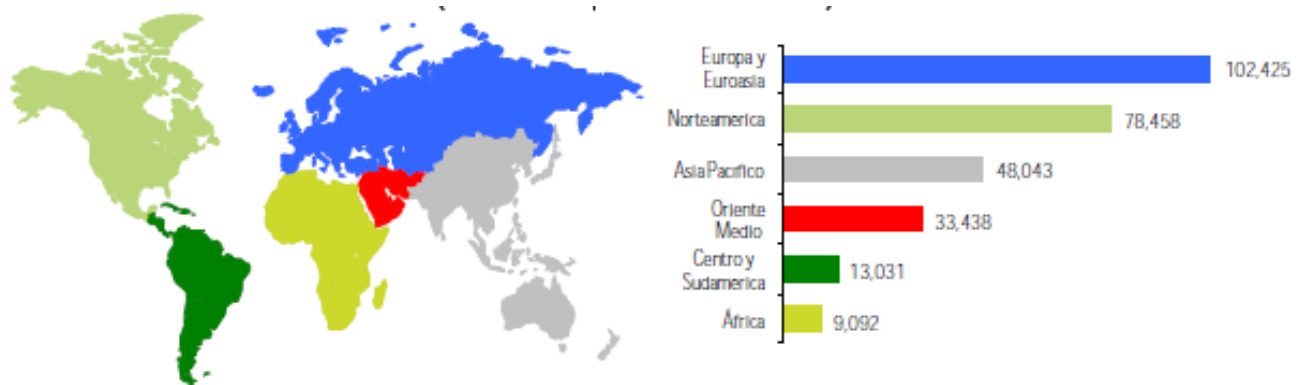
En el caso de la energía nuclear se presentó una caída por tercer año consecutivo en 2009, pese a la recuperación de la nucleoelectricidad de Japón que había quedado fuera de operación por un terremoto. Por el contrario, la generación hidroeléctrica incrementó su uso, lo que sucedió dada la mayor utilización de países como Brasil, China y Estados Unidos.

4.3. Consumo mundial de gas natural, 2009

El 2009 fue un año difícil en la historia de la industria del gas natural. Globalmente el gas natural fue el combustible que experimentó la declinación más vertiginosa en el consumo, disminuyendo 2.4% respecto al año anterior, convirtiéndose en una caída récord en la historia de esta industria, de hecho no se había presentado una contracción del consumo en el mercado del gas natural desde la Segunda Guerra Mundial.

El consumo mundial de gas natural fue de 284,487 millones de pies cúbicos diarios (mmpcd) en 2009. La caída del consumo originada por la recesión económica significó un retroceso de un par de años en el tamaño del mercado, ya que los niveles de consumo de 2009 fueron muy parecidos a los registrados en 2007, apenas 0.1% más elevado. En cuanto a la geografía de los mercados de consumo, las regiones predominantes como son Europa-Euroasia y Norteamérica, que en conjunto representan 63.7% de la demanda global, ambas experimentaron caídas en 2009, la primera lo hizo 6.8%, en tanto Norteamérica mermó 1.2% su consumo. La declinación del uso en el último año, no fue generalizada, ya que las regiones de Asia-Pacífico y Oriente Medio presentaron crecimientos de 3.4% y 4.4% en su volumen de consumo, respectivamente.

Grafico 4.2
Consumo de gas natural en 2009
(millones de pies cúbicos diarios)



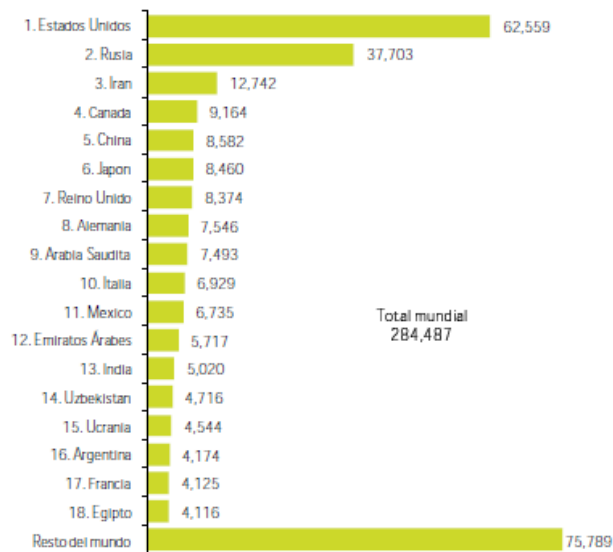
Fuente: BP Statistical Review of World Energy, 2010.

En el caso de la región Europa-Euroasia, tanto los países europeos pertenecientes a la Organización para la Cooperación y Desarrollo Económicos (OCDE) como los miembros de la Comunidad de Estados Independientes disminuyeron sus consumos. La demanda de los países europeos pertenecientes a la OCDE cayó 5.9%, mientras que los miembros de la antigua Unión Soviética, que representan más de 50% del consumo de la región, tuvieron una baja de 7.3% en 2009. El volumen total de la caída en la región fue 7,426 mmpcd menos respecto a 2008.

El país más afectado en el consumo de gas natural fue Rusia, y su declinación en 2009 alcanzó 2,438 mmpcd menos que en el año anterior. Aun así, Rusia continuó siendo el segundo consumidor más grande de gas natural con un total de 37,703 mmpcd. Otro gran consumidor que vio reducida su demanda por gas natural fue Canadá, con una caída de 3.3% en 2009. Además, pese a que la región de Asia Pacífico presentó un incremento en el consumo de gas natural, este no fue generalizado en todos sus países, ya que consumidores importantes como Japón y Corea del Sur disminuyeron su uso en 6.5% y 5.0%, respectivamente. Por el contrario, China e India continuaron con sus incrementos del consumo durante el último año, destacando que el primero se convirtió en el quinto más importante a nivel global al alcanzar un volumen de 8,582 mmpcd, en tanto el segundo pasó del lugar diecisiete al trece en el mismo ranking de consumo.

Estados Unidos, el consumidor más grande de gas natural, presentó una declinación 1.5% durante 2009. Aún con los precios bajos, el consumo de gas natural disminuyó en el sector residencial, comercial e industrial debido a una combinación de condiciones climáticas y factores económicos. Por un lado, las condiciones climáticas influyeron en un consumo más bajo en el sector residencial; mientras que el entorno de una economía en recesión contribuyó a consumos menores de gas natural en los sectores comercial e industrial.

Gráfico 4.3
Consumo mundial de gas natural en 2009
(millones de pies cúbicos diarios)



Fuente: BP Statistical Review of World Energy, 2010.

El consumo del sector comercial cayó aproximadamente 1%, mientras que en el sector industrial, el consumo cayó 8% en 2009. De hecho, el consumo industrial



de gas natural de 2009 fue aproximadamente 9% más bajo que el promedio de los 5 años anteriores (2004-2008). Pese al incremento del consumo de gas natural en el sector eléctrico y en el uso vehicular, en el total no se compensaron las pérdidas de los otros sectores, pasando de 63,462 mmpcd en 2008 a 62,559 mmpcd en 2009.

4.4. Producción mundial de gas seco, 2009

Al término de 2008, se presentó una disminución aguda en la demanda de petróleo y gas natural, acompañada de una recesión financiera que causó la postergación de muchos proyectos de exploración y producción. Así, el 2009 se caracterizó por una sobrecapacidad substancial en términos de equipos e instalaciones, lo que determinó el nivel de la actividad, el precio de los servicios y los ingresos de los productores en el mundo.

En 2009, la inversión mundial en exploración y producción disminuyó cerca de 16%, lo que significó aproximadamente US\$ 80 mil millones menos que en 2008, promediando una inversión de US\$ 406 mil millones.

Aunque pareciera que el nivel se mantuvo elevado, sí hubo un contraste considerable en algunas regiones, mientras en Norteamérica la disminución de la inversión fue de 37%, en el resto del mundo promedió 8%.

Durante el año, los precios de mercado se desplomaron después del crecimiento sostenido en el sector de la exploración y producción que había llevado a un aumento constante del suministro mundial de gas, provocando una sobrecapacidad en la producción disponible. En este sentido, el interés por el gas natural creció hasta 2008 y se reflejó en una mayor relación de producción y reservas entre gas y petróleo, derivado de un rápido desarrollo de cuencas de gas no asociado y el aprovechamiento de fuentes no convencionales como el gas de lutita o esquisto (shale gas) en Estados Unidos y el gas grisú (coalbed methane) en Australia.

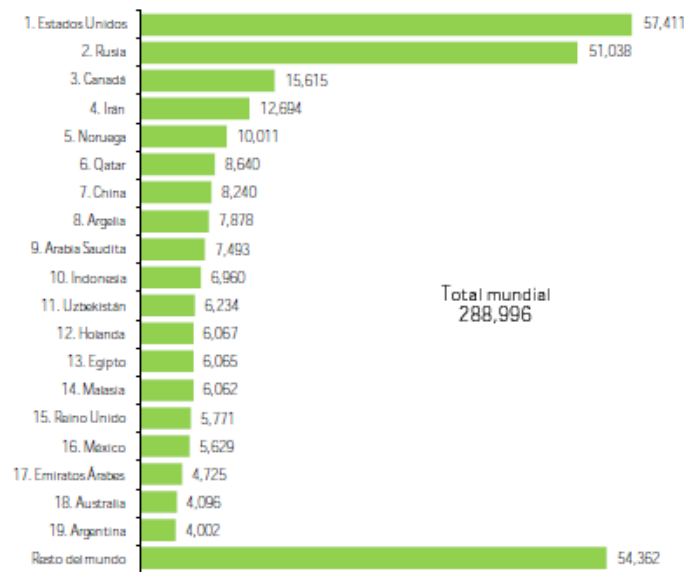
La producción mundial de gas seco fue de 288,996 mmpcd durante 2009, lo que significó una caída en este rubro de 2.1% registrada por primera vez en esta industria. Lo anterior fue motivado por la disminución en la demanda del combustible, así como por las condiciones financieras no favorables en algunos países productores. En cuanto al ranking internacional, los principales productores siguen siendo Estados Unidos y la Federación Rusa, mismos que durante 2009 registraron niveles de 57,411 mmpcd y 51,038 mmpcd, respectivamente.

Cabe señalar que, en el último año Estados Unidos destacó porque superó a la Federación Rusa en sus niveles de producción, lo que no ocurría desde 2001. Lo anterior se debió a que la producción cayó en promedio 12.1% en Rusia durante 2009, pese a la recuperación de las exportaciones hacia finales del año, tan sólo entre enero y octubre la producción disminuyó 16.7%, aunado a que en Estados



Unidos continuó el auge por el desarrollo de las fuentes no convencionales de gas. Otros países de la Comunidad de Estados Independientes también sufrieron decrementos en sus niveles de producción; el caso más considerado fue Turkmenistán cuya producción disminuyó 44.8% reduciendo sus niveles a casi la mitad de lo ofertado en 2008, pasando de 6,374 mmpcd a 3,520 mmpcd entre 2008 y 2009. De acuerdo con el BP Statistical Review of World Energy, durante el año nueve países continuaron con niveles de producción por encima de los 7,000 mmpcd. Es importante señalar que con la caída de producción en Turkmenistán, México se colocó en el lugar 16 del ranking en 2009, es decir una posición más elevada que en la clasificación de 2008.

Gráfico 4.4 Producción mundial de gas seco, 2009
(millones de pies cúbicos diarios)



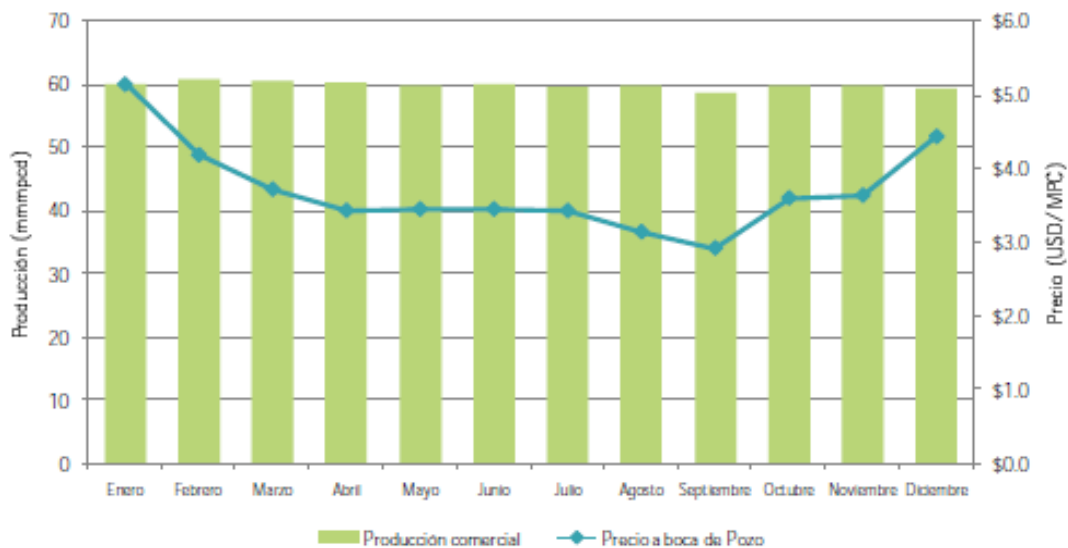
Fuente: BP Statistical Review of World Energy, 2010.

En 2009, la producción comercializable de gas natural en Estados Unidos promedió 60.0 miles de millones pies cúbicos diarios (mmpcd), y al igual que la producción de gas seco, representó el registro más elevado desde 1973.

El principal elemento de este auge en Estados Unidos fue la continuidad en el incremento de producción del gas de esquisto y de formaciones de baja permeabilidad. El mejor aprovechamiento fue resultado de técnicas más eficientes y rentables de perforación, particularmente en la extracción del gas natural a partir de esquistos. Adicionalmente al mayor aprovechamiento del gas de lutita como fuente primaria de recursos técnicamente recuperables de gas natural, la producción convencional se mantuvo fuerte a través del año ante la poca afectación de la temporada de huracanes, por lo que las pérdidas en producción fueron mínimas.

La producción se mantuvo fuerte y estable en Estados Unidos pese a la tendencia de los precios a boca de pozo, los cuales se mantuvieron bajos durante el año. Algunos factores que contribuyeron a la caída de los precios fueron la recesión económica, la demanda reducida para calefacción, así como los elevados niveles de producción y almacenamiento. Durante 2009, los niveles de los precios a boca de pozo del gas natural cayeron a los niveles más bajos de los últimos 7 años, promediando 3.71 dólares por millar de pies cúbicos (US\$/MPC), comparado con 7.96 US\$/MPC de 2008.

Gráfico 4.5
Producción comercializable y precio a boca de pozo en Estados Unidos, 2009



Fuente: US Energy information Administration.

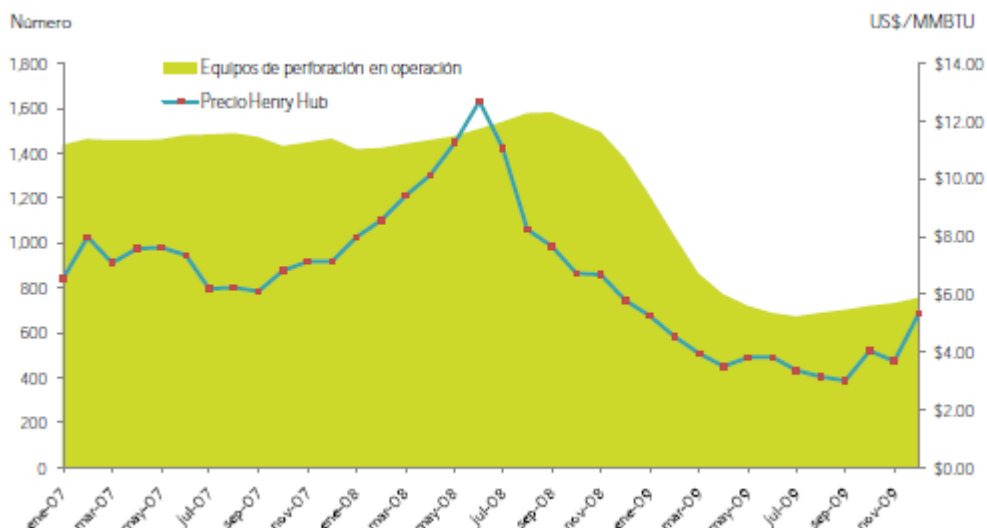
En años anteriores, usualmente la cantidad de equipos de perforación que producían gas natural reaccionaban ante el precio Henry Hub en Estados Unidos, aunque a veces demoraba varias semanas o más. Sin embargo, esta relación fue menos aparente en la segunda parte de 2009. El número de equipos en activo cayó al punto más bajo de 665 el 17 de julio de 2009, el nivel más bajo desde 2002, antes de recuperarse a 759 el 31 de diciembre. A pesar del bajo número de equipos en activo, la producción continuó sólida en 2009, mostrando eficiencia en las reacciones al precio de mercado. Este desarrollo fue factible por progresos tecnológicos al perforar y por mejores técnicas de terminación de pozos. Al reforzar esta infraestructura de producción también se han incrementado los niveles de reservas y recursos extraíbles del país, en particular los del gas de lutita.

Por el contrario, otros productores importantes en el mundo vieron afectada su actividad. En el caso de los países productores europeos, principalmente los pertenecientes a la OCDE, hubo dos que mostraron decrementos sustanciales, Reino Unido y Holanda, el primero disminuyó su producción 14.1% y el segundo 5.6%, registrando niveles de 5,771 mmpcd y 6,067 mmpcd en 2009,



respectivamente. En contraste, Noruega aumentó su producción de gas y registró un volumen de 10,011 mmpcd en el año, que lo posicionaron como el quinto productor. En África, productores como Nigeria y Argelia padecieron mermas en su producción durante el año, al igual que países Sudamericanos como Brasil, Argentina y Bolivia.

Gráfico 4.6
Relación entre el número de equipos de perforación que producen gas y el precio Henry Hub en Estados Unidos, 2007-2009



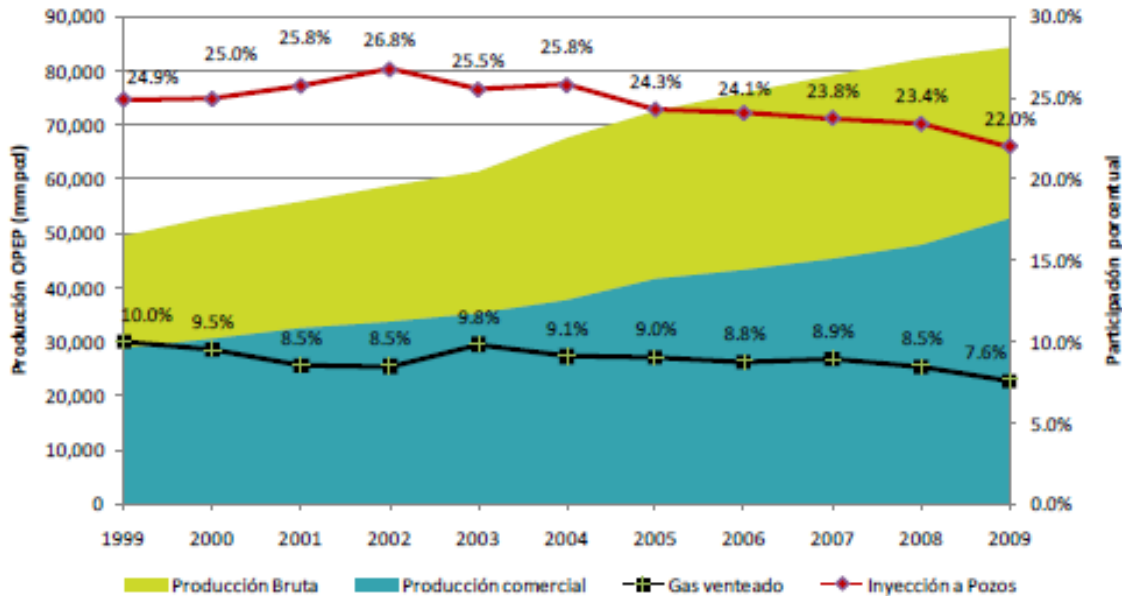
Fuente: Equipos de perforación, Baker Hughes Incorporated; precio Henry Hub, Canadian Gas Association

En la región de Oriente Medio, países productores como Irán y Qatar lograron mantenerse al alza en sus niveles. Irán obtuvo un volumen de 12,694 mmpcd en 2009, es decir 13.1% más que el año anterior, en tanto Qatar creció en su oferta de gas seco 16.3%, para promediar 8,640 mmpcd. Otra región que tuvo un aumento en la extracción de gas natural fue Asia Pacífico, dados los incrementos de productores como China (6.4%), India (28.9%), Australia (11.0%) y Tailandia (7.6%). Respecto a lo anterior, destaca que China se consolidó como el principal productor de gas natural en esta región, y su producción lo colocó como el séptimo lugar del ranking mundial, dos lugares más que en 2008, además de superar niveles de producción arriba de los 8,000 mmpcd en sólo un año.

La Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP) produjo 41.2% del petróleo en el mundo y 18.1% del gas natural comercializado durante 2009. Cabe señalar que cuatro de sus miembros se encuentran entre los 10 principales productores del mundo, Irán, Qatar, Argelia y Arabia Saudita. En general, todos los países de la OPEP han incrementado su participación en la oferta mundial para capturar los beneficios que ofrece el mercado de gas natural, de hecho en 2009 la producción comercial creció 10.0% respecto al año anterior.

Muchos de los países de la OPEP poseen demandas internas menores a su producción, lo que les permite colocar excedentes fuera de sus regiones geográficas.

Gráfico 4.7
Producción bruta y comercial de gas de la OPEP, 1999-2009



Fuente: Annual Statistical Bulletin OPEC, 2009.

Los esfuerzos de los países de la OPEP por incrementar su aprovechamiento en la producción de gas natural han sido constantes a lo largo de la década. Entre las mejoras operativas se tiene una reducción del gas venteado, en 1999 la proporción promedio de éste respecto a la producción bruta de todos los países fue de 10.0%, en tanto que para 2009 el registro disminuyó a 7.6%, el más bajo de la última década. Por otro lado, el uso del gas para reinyección de pozos productores de crudo también ha disminuido, principalmente en los últimos cinco años, de 25.8% en 2004 a 22.0% en 2009. En este sentido, la mayoría de los pozos en los países de la OPEP son fluyentes, casi 40%, lo que ayuda a disminuir la cantidad de gas usado para reinyección a pozos, comparado con el promedio mundial de 2.4%, en ambos casos el complemento son pozos que utilizan cualquier sistema artificial.

En 2009, las principales empresas petroleras privadas (majors) incrementaron en conjunto su producción de gas natural, salvo Chevron y Royal Dutch/Shell que tuvieron pequeños decrementos respecto al año anterior. En total alcanzaron una producción de 36,223 mmpcd, lo que representó 12.5% del total mundial. Por otro lado, no es sorprendente que las otras majors hayan experimentado ligeros incrementos en su producción durante el año, lo cual es comprensible ya que estas empresas tratan de desarrollar y producir rápidamente los recursos a los que

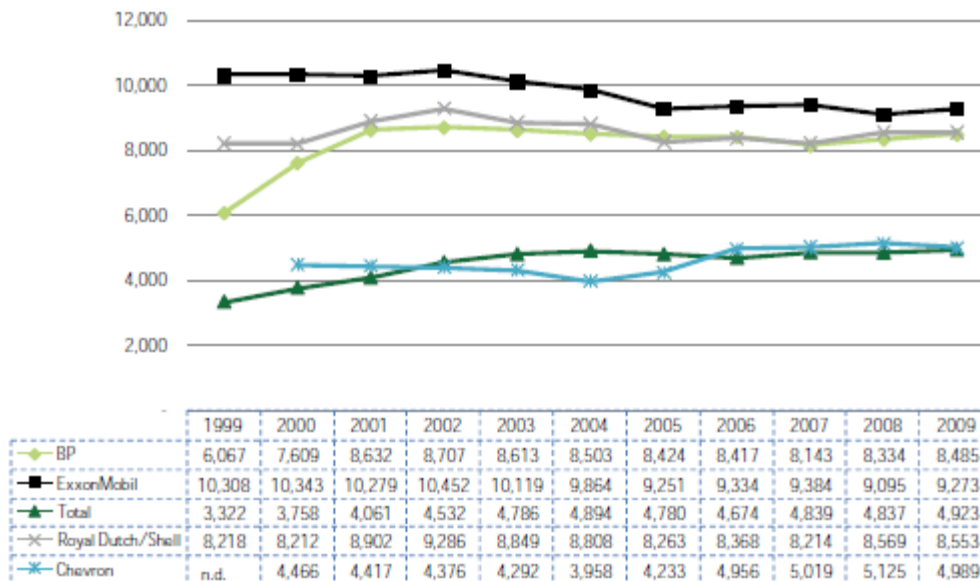


tienen acceso y venderlos en los mercados competitivos, sin embargo, la caída de los precios del gas en los mercados internacionales provocó que la captura de esos márgenes no fuera tan atractiva como para incrementar enormemente la producción.

Pese a la posibilidad que tienen de operar en distintas partes del mundo, e incluso participando en algunos países de la OPEP, no han logrado estar exentas de restricciones en la venta de terrenos para tener acceso a reservas. Dado lo anterior, han diversificado las oportunidades de negocios en el desarrollo de oferta de gas natural a partir de yacimientos no convencionales y GNL, e inclusive haciendo mejoras para disminuir la cantidad de gas enviado a la atmósfera.

En general, las majors han buscado mantener una composición relativa entre la producción de gas respecto a la de crudo que maximiza el valor de sus inversiones, de acuerdo con los precios equivalentes y vigentes en el mercado, y por ende su recuperación en el menor periodo. En este equilibrio, con la recesión vino la caída de los precios de crudo en 2009, mermando la extracción del mismo, y con ello la producción de gas asociado y de refinados de estas empresas.

Gráfico 4.8
Producción comercial de gas seco de las principales empresas privadas, 1999-2009
(millones de pies cúbicos diarios)



Nota: En el caso de Chevron, como corporativo, no se cuenta con reportes en el año de 1999. Cabe señalar que Chevron y Texaco se fusionaron en octubre de 2001, y en mayo de 2005 el nombre cambió a únicamente Chevron.
Fuente: Informes anuales, compañías petroleras, varios años.

De acuerdo con Energy Intelligence Group (Grupo de Energía de Inteligencia ha sido un proveedor líder independiente de información objetiva, imparcial y análisis de datos fiable durante 60 años), Petróleos Mexicanos (Pemex) continuó bajando su posición en el ranking internacional de las empresas productoras de gas, colocándose en la decimosexta posición durante 2008, en comparación con todas



las grandes corporaciones petroleras de distintos países. Los movimientos destacados de este ranking se dieron en la posición 6, donde se colocó Saudi Aramco en lugar de Sonatrach, Corporación Nacional de petróleo de China (CNPC) que superó Petronas, y Uzbekneftegas que superó a Chevron y Conoco Phillips. Parte del desplazamiento de Pemex se debió a los resultados que obtuvo Qatar Petroleum (QP), que incluso superó a las dos petroleras anteriormente mencionadas.

Tabla 4.2
Principales empresas petroleras por nivel de producción de gas seco en 2008

Posición ²	Compañía	País	Propiedad del Estado (%)	Propiedad de Privados (%)	Producción de gas (mmpcd)
1	Gazprom	Rusia	50	50	53,018
2	NIOC	Irán	100	-	11,259
3	Exxon Mobil	Estados Unidos	-	100	9,095
4	Royal Dutch/Shell	Reino Unido / Holanda	-	100	8,569
5	BP	Reino Unido	-	100	8,334
6	Saudi Aramco	Arabia Saudita	100	-	7,561
7	Sonatrach	Argelia	100	-	7,516
8	CNPC	China	100	-	6,405
9	Petronas	Malasia	100	-	6,209
10	Uzbekneftegas	Uzbekistán	100	-	5,795
12	QP	Qatar	100	-	5,324
13	Conoco Phillips	Estados Unidos	-	100	5,203
14	Chevron	Estados Unidos	-	100	5,125
15	Total Fina Elf	Francia	-	100	4,837
16	Pemex	México	100	-	4,489

¹ El gas natural es clasificado por PIW como neto o producción comercial según el país.

² El lugar 11 en la producción de gas seco no fue publicado, al no estar considerado en las primeras 50 empresas petroleras con base en criterios de reservas y producción de crudo y gas.

Fuente: Petroleum Intelligence Weekly (PIW), noviembre de 2009.

4.5. Almacenamiento de gas natural, 2009

El almacenamiento subterráneo de gas juega varios roles, mantener certeza en el suministro durante periodos de demanda alta (incluyendo los días pico tanto en el invierno como en el verano), apoyar a equilibrar la carga de los gasoductos, y proporcionar flexibilidad a los propietarios del gas en los depósitos (distribuidores, comercializadores, entre otros) sincronizando en forma efectiva sus actividades de compra y venta respecto a las necesidades del mercado, minimizando los costos de sus actividades. La funcionalidad del almacenamiento obedece a que el consumo de gas natural sigue un patrón estacional con un marcado incremento en la demanda durante la temporada de invierno por ser un combustible usado para calefacción.

En general, el almacenamiento del gas es una parte esencial de su cadena de valor, ayuda a satisfacer las grandes variaciones estacionales y proporciona



seguridad de suministro contra interrupciones imprevistas. Sin embargo, el almacenamiento de gas es costoso, normalmente de cinco a diez veces más que el del petróleo en la misma base energética, además enfrenta más restricciones regulatorias y sus costos de mercado son más inciertos.

Hoy en día, las tendencias para satisfacer la seguridad de suministro se centran en desarrollar más proyectos de producción, gasoductos y terminales de GNL, mientras que las inversiones en instalaciones de almacenaje, que también son cruciales, apenas comienzan a desarrollarse a un ritmo más lento en algunos países. Cabe señalar que, los almacenamientos de gas natural son normalmente subterráneos en formaciones geológicas naturales con características similares a las de los yacimientos. También se puede almacenar en estado líquido como GNL, lo que permite ocupar menos espacio, pero tiene un costo elevado.

Algunas barreras al crecimiento de la capacidad de almacenamiento de gas tienen su origen en aspectos regulatorios, de demanda y costos de las instalaciones. Por ejemplo, desarrollar nuevos proyectos de almacenamiento en particular en yacimientos agotados y acuíferos, puede requerir un largo tiempo de construcción, entre tres y 10 años, sin tomar en cuenta las autorizaciones necesarias. Al respecto, cada país tiene procesos específicos y diferentes para desarrollar nuevas instalaciones de almacenaje que en ocasiones, sólo requieren la aprobación de la autoridad nacional competente, pero en otros casos también de autoridades locales y de otro tipo.

Al 31 de diciembre de 2009, en términos de gas disponible existía una capacidad de almacenamiento de gas natural de 8,174.1 miles de millones de pies cúbicos (mmmpc) en el mundo. Actualmente, la producción máxima en los depósitos o entrega disponible en los almacenamientos es de 96,332.4 mmmpcd, lo que equivale a 33.9% del consumo mundial diario. Hoy en día existe también una capacidad de 6,330.2 mmmpc para almacenamiento en yacimientos agotados de gas natural o petróleo, 967.8 mmmpc más en acuíferos, 586.5 mmmpc en domos salinos y 289.3 mmmpc en otro tipo de instalación.

En 2009, las variaciones en los parámetros de capacidad de almacenamiento y producción máxima respecto al año anterior fueron: en el caso de la cantidad de gas disponible en almacenamientos se incrementó 3.5%, mientras que los retiros máximos del año disminuyeron 0.5%. En el caso del aumento del gas disponible se debió a que algunas instalaciones ya existentes incrementaron sus posibilidades de almacenaje, principalmente lugares en yacimientos agotados y acuíferos, en países como Austria, Bélgica, Francia, Italia, Serbia, la República Eslovaca y Turquía. En cuanto a los retiros máximos durante el año, fueron menores ante la baja generalizada del consumo mundial provocada por la recesión.

Tabla 4.3
Capacidad mundial de almacenamiento de gas natural a 2009
(miles de millones de pies cúbicos)

País	Gas disponible	Producción máxima (mmpod)	Gas disponible por tipo de almacenamiento			
			Yacimientos agotados ¹	Acuferos	Domos Salinas	Otros ²
Estados Unidos	4,276.6	25,084	3,655.2	385.8	235.5	-
Canadá	746.7	12,088	480.0	-	4.0	262.7
Alemania	701.6	16,426	376.0	49.9	263.1	12.5
Italia	504.8	9,577	504.8	-	-	-
Francia	437.7	8,772	-	401.8	35.9	-
Hungría	221.8	2,871	221.8	-	-	-
Holanda	179.3	6,251	176.6	-	-	2.8
Austria	163.8	1,934	163.8	-	-	-
Reino Unido	152.2	3,991	132.8	-	13.1	6.4
Rumanía	114.0	989	114.0	-	-	-
Eslovaquia	98.4	1,236	98.4	-	-	-
España	96.3	512	96.3	-	-	-
República Checa	88.3	1,723	79.8	6.3	-	2.3
Letonia	81.2	n.a.	-	81.2	-	-
Turquía	74.2	600	74.2	-	-	-
Polonia	57.6	1,236	44.5	-	13.1	-
Australia	46.2	713	45.6	-	-	0.6
Dinamarca	35.3	554	-	19.8	15.6	-
Belgica	25.0	848	-	23.0	-	2.1
Bulgaria	22.8	148	22.8	-	-	-
Croacia	19.7	205	19.7	-	-	-
Serbia	16.8	177	16.8	-	-	-
Irlanda	7.0	99	7.0	-	-	-
Portugal	6.4	254	-	-	6.4	-
Suecia	0.3	34	-	-	-	0.0
Total	8,174.1	96,322.4	6,330.2	967.8	586.5	289.3

1 Pueden ser yacimientos agotados de gas o petróleo crudo.

2 Se incluyen casquetes de gas en campos petroleros, unidades de GNL para demandas pico, minas, cavernas y arrecifes subterráneos.

Fuente: Natural Gas Information 2010, International Energy Agency.

4.6. Comercio exterior de gas natural en Norteamérica, 2009

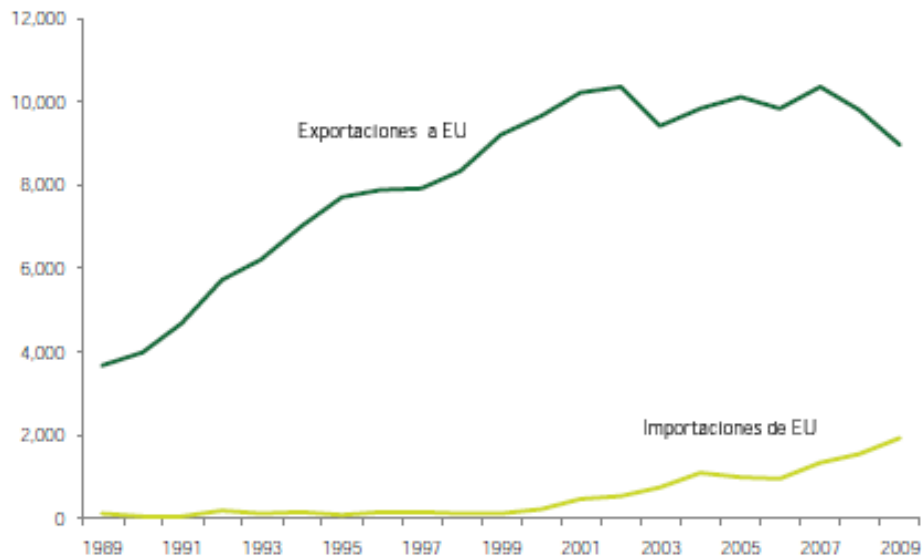
La región de Norteamérica es uno de los mercados de gas natural más importantes del mundo, el consumo de los tres países que la integran representó más de la cuarta parte (27.6%) del total mundial en 2009, y produce la tercera parte (33.5%). En términos netos, Norteamérica es una región autosuficiente en gas natural, y sus precios en el último año se han convertido en los más bajos en el mundo. Estados Unidos, es el productor y consumidor más importante de la región, y su posición geográfica le permite importar y exportar gas natural al norte



con Canadá y al Sur con México, además de que los tres países han desarrollado terminales de licuefacción para importar GNL, como estrategia de diversificación de suministro a sus mercados internos.

Sin duda, lo más relevante en 2009 fue que Estados Unidos mantuvo en niveles elevados la producción como resultado de técnicas de perforación más eficientes y económicas aplicadas a las formaciones del gas de lutita (shale gas). Además, el huracán Ida se presentó en noviembre, hacia el final de la temporada de Huracanes, con lo que la producción cerrada fue poco significativa durante el año. Así, las exportaciones a Estados Unidos provenientes de Canadá cayeron bruscamente 8.5% en 2009.

Gráfico 4.9
Comercio exterior de gas natural de Canadá, 1989-2009
(millones de pies cúbicos diarios)



Fuente: Energy Information Administration.

La reducción en la producción de Canadá, particularmente en la cuenca sedimentaria del oeste (de sus siglas en inglés WCSB-Western Canada Sedimentary Basin) también contribuyó al descenso en las entregas hacia Estados Unidos. La producción convencional de gas en Canadá ha ido disminuyendo desde 2005, en tanto la actividad y producción en áreas poco convencionales como en formaciones de esquistos, ha ido creciendo aunque más lentamente que en Estados Unidos.

Este comportamiento orilló a que Canadá incrementara significativamente sus importaciones por gasoductos desde Estados Unidos en 25.8%, pasando de 1,526 mmpcd a 1,919 mmpcd entre 2008 y 2009. Cabe señalar que en Canadá, últimamente el gas es utilizado en la industria petrolera no convencional, en el

proceso de extracción de arenas bituminosas, y en procesos de cogeneración para producir electricidad y vapor. Las exportaciones de Estados Unidos a Canadá ocurrieron principalmente a través del gasoducto Vector desde el área de Chicago hacia Ontario, donde los traspasos se incrementaron 19%. Así, las importaciones de Canadá representaron 65% del volumen que Estados Unidos exporta fuera de su territorio.

Gáfico 4.10
Comercio exterior de gas natural en Norteamérica durante 2009
(millones de pies cúbicos diarios)



Fuente: BP Statistical Review of World Energy, 2010.

En el caso del intercambio entre Estados Unidos y México, las exportaciones netas del primero disminuyeron en 2009, como consecuencia de una mayor producción de Pemex en los últimos dos años, así como una mayor capacidad instalada de importación de GNL, ya que se encuentran operando la terminal de Altamira desde 2006 y la de Ensenada desde 2008. Esto contribuyó a que las exportaciones por gasoductos a México se mantuvieran por debajo de la cifra histórica más alta ocurrida en 2004.

Durante 2009 entraron en operación dos terminales más de regasificación en Norteamérica, Cameron en Estados Unidos y Canaport en Canadá, con ello la región cuenta con 11 terminales instaladas en los tres países y que en 2009 importaron un volumen de 1,676 mmpcd de GNL. Por otro lado, las exportaciones



de GNL de Estados Unidos a Japón disminuyeron por cuarto año consecutivo con un volumen de 84 mmpcd en 2009, esto se debió a los descensos en la producción de gas en la región de Kenai. Cabe señalar que, el permiso de exportación para la terminal de licuación de Nikiski en Kenai, Alaska expira en marzo de 2011, aunque los propietarios de la terminal han manifestado la intención de extender la licencia por dos años más.

4.7. Precio internacional del gas natural, 2009

Después de que a mediados de 2008 los precios del gas natural alcanzaran niveles cercanos a los 13 y 14 dólares por millón de BTU (US\$/MBTU) en los mercados internacionales comenzó la caída de los índices, y continuó extendiéndose hasta 2009. Los proyectos de desarrollo de oferta de gas y las condiciones económicas que prevalecieron desde 2008, han ocasionado nuevas tendencias del precio de gas, donde la principal consecuencia observada es una desconexión marcada entre los precios spot y los precios indexados al crudo, lo que puede ser atribuido al papel creciente de la producción poco convencional de gas en Estados Unidos y al superávit en el suministro del GNL, que causó un desplome en precios dictados por los fundamentales del mercado.

De esta manera, los precios promedio de los diferentes mercados presentaron caídas de manera generalizada durante 2009, siendo el más significativo, el índice Heren NBP en el Reino Unido, con un decremento de 5.94 dólares respecto a 2008. Sin duda, la mayor disponibilidad de GNL en el Reino Unido contribuyó a dicha caída en el índice.

En Estados Unidos y Canadá, los precios cayeron a su nivel más bajo en siete años durante 2009, el precio Henry Hub promedió 3.89 US\$/MBTU y el precio en Alberta fue 3.38 US\$/MBTU. Estos precios fueron 4.96 y 4.61 dólares menos que en 2008, respectivamente. En el caso del índice Henry Hub, los factores que contribuyeron a la declinación fueron la recesión económica en Estados Unidos, la reducción de la demanda para la calefacción, así como altos niveles de producción y de almacenamientos de gas natural durante el año.

La desconexión de los precios spot de gas, como el Henry Hub y aquellos indexados al petróleo en contratos de largo plazo de Europa y Asia, fue marcado entre agosto de 2008 y noviembre de 2009, ya que los precios spot se quedaron aproximadamente 50% más bajos en el promedio que los precios de gas indexados al petróleo. El diferencial fue considerable y persistió hasta el invierno, aun cuando hubo abundancia y flexibilidad del suministro de GNL hacia los mercados de Europa y Asia, así como la tímida recuperación de las economías al final del año.

Los indicadores del gas vinculados al petróleo presentaron cotizaciones de 8.52 US\$/MBTU para el promedio de la Unión Europea y 9.06 US\$/MBTU para el GNL de Japón. En la tabla 4.6 se observan las cotizaciones de los precios de



importación del gas natural de Europa, Japón y Estados Unidos, en ella se observa desconexión de los precios en el periodo mencionado. El precio de Europa corresponde al precio promedio de adquisición en gasoductos transfronterizos y el GNL que arribó a todos los países; cabe señalar que el precio del gas natural en Europa, a menudo está referenciado por los precios de los combustibles sustitutos (derivados del petróleo). El precio de Japón corresponde al valor asignado promedio a las importaciones de GNL, el cual se mantiene indexado al valor del llamado JCC (de las siglas en inglés de Japan Crude Cocktail), y que corresponde al precio promedio mensual de los cargamentos de petróleo crudo importados por Japón. En el caso de Estados Unidos, corresponde al promedio del precio de las importaciones por gasoductos con Canadá y México, y el precio de las importaciones de GNL, en ambos casos indexados al precio spot de Henry Hub y a pequeños diferenciales de transporte.

Tabla 4.4
Precios internacionales del gas natural¹, 1999-2009
(dólares por millón de BTU)

Año	Gas natural				
	Japón csf ²	Unión Europea csf ²	Reino Unido (Heren NBP index)	EU (Henry Hub)	Canadá (Alberta)
1999	3.14	1.88	1.58	2.27	2.00
2000	4.72	2.89	2.71	4.23	3.75
2001	4.64	3.66	3.17	4.07	3.61
2002	4.27	3.23	2.37	3.33	2.57
2003	4.77	4.06	3.33	5.63	4.83
2004	5.18	4.32	4.46	5.85	5.03
2005	6.05	5.88	7.38	8.79	7.25
2006	7.14	7.85	7.87	6.76	5.83
2007	7.73	8.03	6.01	6.95	6.17
2008	12.55	11.56	10.79	8.85	7.99
2009	9.06	8.52	4.85	3.89	3.38

¹ Precios promedio.

² csf: Costo + seguro + flete.

Fuente: BP Statistical review of world energy, 2010.

Sin duda, esta nueva situación no es sostenible en el tiempo, y proporciona elementos adicionales para cuestionar la continuidad de los mecanismos de indexación de gas a petróleo en contratos "toma o paga (take or pay)", así como el posible establecimiento y participación activa en los mercados de un cartel como la OPEP, que en el mediano o largo plazo regule el suministro de gas natural y GNL, enfocándose a exportar hacia países donde se puedan mantener los precios en un nivel elevado. Es posible que este debate llegue a ser más intenso en la medida en que se mantenga la hipótesis de aumentos probables en el futuro para el precio del crudo.



Sin embargo, otros factores como la presión de los países por producir, la falta de liquidez y profundidad en los Hubs de gas en Europa, el papel limitado para negociar de Asia y las ventajas asociadas con la indexación actual de gas al precio del crudo, inhiben la posibilidad inmediata de un precio de mercado de referencia para contratos a largo plazo en Europa y Asia.

Al respecto, es importante señalar que en mayo de 2001 se llevó a cabo la primera reunión ministerial del Foro de Países Exportadores de Gas (GECF de las siglas en inglés Gas Exporting Countries Forum), integrando una reunión con los principales productores de gas natural en el mundo con el fin de promover y representar sus intereses comunes. A la fecha el GECF ha realizado 10 reuniones ministeriales, donde han podido intercambiar información y puntos de vista en el desarrollo mundial de proyectos de gas; el balance oferta y demanda de gas; tecnologías de exploración, producción y transporte, así como las implicaciones de sus costos; estrategias para mejorar la participación del gas natural en la canasta de fuentes de energía; así como los convenios internacionales como el protocolo de Kioto para medir el impacto del consumo de gas en el mundo. El GECF busca promover el diálogo entre productores y consumidores en el mundo, por lo que podría convertirse en la OPEP del gas natural en el futuro.

4.8. Demanda mundial de gas natural, 2007-2035

El consumo mundial de gas natural en el escenario base del DOE se incrementará a una tasa anual de 1.3%, con lo que pasa de 297.2 miles de millones de pies cúbicos diarios (mmmpcd) en 2007 a 428.2 mmmpcd en 2035. La recesión económica que comenzó en 2008 afectó los mercados energéticos en el mundo, por lo que la demanda de gas natural comenzó a perder dinamismo en 2009, presentando una caída de 1.1% entre estos dos años, y que el DOE incluyó en sus estimaciones.

El impacto de la recesión en el uso de gas natural fue evidente en el sector industrial, donde la demanda del gas natural disminuyó 6% entre 2008 y 2009. Cabe recordar que este sector es el mayor consumidor del hidrocarburo en el mundo. Los países han comenzado a recuperarse de la recesión económica, por lo que se espera que la demanda global de gas natural se incremente paulatinamente. La ventaja de este mercado, es que el gas natural puede ser suministrado a partir de fuentes de distintos orígenes, lo que ha ayudado a mantener los mercados regionales con abasto suficiente y con precios relativamente bajos. En el escenario base del DOE, el consumo de gas natural se expandirá a un promedio de 1.8% por año de 2007 a 2020. Posteriormente, el crecimiento en el consumo de gas natural, de 2020 a 2035 se desacelerará a un promedio del 0.9% por año, esto último como consecuencia de que los precios se incrementan en el horizonte de tiempo.



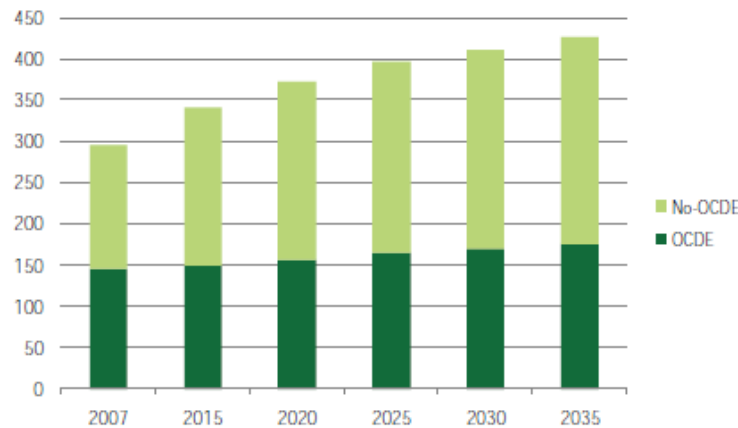
En el periodo de proyección, el gas natural permanece como la fuente de energía más importante para los sectores industrial y eléctrico. El consumo del sector industrial durante 2007 se estimó aproximadamente en 40% de la demanda mundial de gas natural, y se prevé que esa proporción se mantenga hasta 2035; dado que el gas produce menor cantidad de dióxido de carbono (CO_2) en la combustión respecto al carbón y los derivados del petróleo, algunos gobiernos están implementando políticas nacionales y/o regionales para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero en sus sectores de consumo de energía intensivos, lo que podría incrementar el uso del gas natural desplazando a otros combustibles fósiles.

En el sector eléctrico, el gas natural es a menudo una elección atractiva para nuevas plantas de generación a causa de su eficiencia térmica relativa al combustible, bajas emisiones, tiempos cortos de construcción, y costos bajos de capital. La generación de electricidad como uso final, en el escenario base, se estima sea cada vez más importante en el consumo mundial de gas natural, alcanzando una participación de 36% del total en 2035, por encima del 33% registrado en 2007.

En la estructura geopolítica del consumo de gas hacia 2035, se observa que la tasa de crecimiento de los países no pertenecientes a la OCDE será tres veces más rápida que en los países de la OCDE. Mientras el consumo de los primeros crece 1.9% por año entre 2007 y 2035, los países de la OCDE lo harán a 0.6% en el mismo periodo. Por lo que se espera que los países de que no pertenecen a la OCDE justifiquen 78% del incremento del consumo mundial de gas natural durante el período de proyección, este hecho significará que la participación de estos países en el consumo total se incrementará de 50% en 2007 a 59% durante 2035.

Lo anterior significa que estos países desarrollarán una mayor infraestructura para el uso del combustible. De hecho, considerando todas las regiones del mundo, el crecimiento más rápido en el consumo de gas natural se estima provendrá de los países Asiáticos que no pertenecen a la OCDE, el aumento en sus consumos representará 35% del incremento total en el uso de gas natural en el escenario base, casi duplicando su participación en el consumo mundial de gas natural pasando de 10% en 2007 al 18% en 2035. En esta región, India y China encabezarán los incrementos de consumo en el escenario, aun cuando hoy en día el consumo de gas natural sea poco significativo en la canasta de energéticos de ambos, ya que la participación es cercana a 7% y 3%, respectivamente, y se espera que esas proporciones aumenten a 12% en la India y 6% en China en el 2035.

Gráfica 4.11
Demanda mundial de gas natural, 2007-2035
(miles de millones de pies cúbicos diarios)



Fuente: International Energy Outlook 2010, EIA/DOE.

4.9. Oferta mundial de gas natural, 2007-2035

De acuerdo con las estimaciones de demanda, se necesitará incrementar la oferta en 133.7 mmpcd entre 2007 y 2035, la mayor parte de esos incrementos se espera provengan de países que no pertenecen a la OCDE, estimándose que aporten 89.3%. En este sentido, el escenario de referencia del DOE estima que la producción de los países no OCDE crecerá a una tasa anual de 1.8% hacia 2035, mientras que la oferta de los países de la OCDE sólo crecerá 0.5% anual en el mismo periodo.

En cuanto a la producción de los países no OCDE, los incrementos más significativos provendrán de la región de Oriente Medio (un aumento de 43.3 mmpcd entre 2007 y 2035), África (19.7 mmpcd), Rusia y los otros países de Europa-Euroasia (17.5 mmpcd). En el periodo estimado, Irán y Qatar incrementarán en conjunto su producción 32.9 mmpcd entre 2007 y 2035, lo que representará una cuarta parte del total mundial. Esta porción incremental significativa se espera provenga de un solo campo costa afuera, conocido como North Field en el lado de Qatar y South Pars en el lado iraní.

Cabe señalar que, aun y cuando el aprovechamiento de las fuentes no convencionales de gas natural no ha sido valorado, el escenario base del DOE estima un aumento considerable que provendrá de esos suministros, tales como el gas en depósitos de baja permeabilidad (tight gas), el gas de esquisto (shale gas) y el gas grisú (coalbed methane), especialmente en países como Estados Unidos, Canadá y China.

Tabla 4.5
Producción mundial de gas natural por región, 2007-2035
(miles de millones de pies cúbicos diarios)

Región/País	2007	2008	2015	2020	2025	2030	2035	tmca*
OCDE								
Norteamérica	75.1	77.0	73.7	75.7	80.3	84.9	88.2	0.6
Europa	27.9	29.2	26.3	24.6	23.6	22.7	21.9	-0.9
Asia	5.2	5.5	10.1	10.7	11.0	11.5	12.6	3.2
Total OCDE	108.2	111.5	110.1	110.7	114.8	119.2	122.7	0.5
No OCDE								
Europa y Euroasia	83.3	85.2	87.9	92.3	95.6	98.4	100.8	0.7
Rusia	63.3	63.9	63.0	66.4	69.3	72.6	74.8	0.6
Otros	20.0	21.3	25.2	26.0	26.3	26.0	26.3	1.0
Asia	32.9	34.4	43.3	46.7	50.4	54.2	57.3	2.0
China	6.6	7.4	7.9	8.2	9.3	12.3	15.3	3.1
India	3.0	3.0	7.4	8.2	8.8	9.0	9.0	4.0
Otros	23.3	24.0	27.9	30.3	32.3	32.9	32.9	1.2
Oriente Medio	34.5	36.9	57.3	67.2	72.9	76.2	77.8	2.9
África	18.6	19.7	31.0	34.7	37.8	38.6	38.4	2.6
Centro y Sudamérica	14.2	14.5	18.1	23.8	25.8	27.4	28.8	2.5
Total no OCDE	183.6	190.4	237.8	265.0	282.2	295.1	303.0	1.8
Total mundial	292.1	301.9	347.7	375.7	396.7	414.0	425.8	1.4

*Tasa media de crecimiento anual 2007-2035

Fuente: International Energy Outlook 2010, EIA/DOE

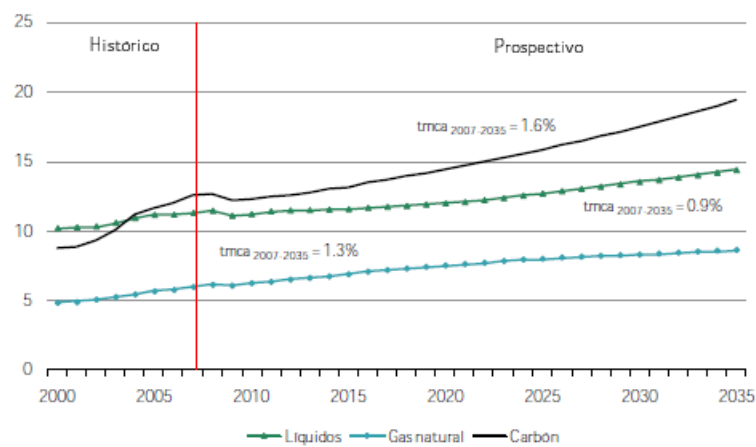
En Estados Unidos, una de las claves más importantes para esperar un incremento en la producción de las fuentes no convencionales ha sido el avance tecnológico en la perforación horizontal y el fracturamiento hidráulico, con lo que se está haciendo posible el desarrollo de los vastos recursos del gas de esquisto que posee el país, por ello se prevé que hacia 2035 el gas de esquisto aporte una porción de 26% de su producción. En el caso de Canadá y China las aportaciones del gas en depósitos de baja permeabilidad, el gas de esquisto y el gas grisú se convertirán en una fuente más importante que en Estados Unidos, ya que su aportación significará 63% y 56% de sus producciones en 2035, respectivamente. Impacto ambiental del gas natural en el mundo, 2007-2035.

En los próximos años, cualquier acción por disminuir las emisiones de los gases de efecto invernadero podría afectar el uso de energía primaria alrededor del mundo y alterar el nivel y la composición de emisiones de bióxido de carbono (CO₂) según la fuente de energía. El CO₂ es uno de los gases de efecto invernadero emitidos a la atmósfera que causan mayor preocupación en el mundo. Las emisiones de CO₂ son resultado principalmente de la utilización de un combustible fósil para obtener energía, lo que ha generado un gran debate respecto al cambio climático. De acuerdo con el DOE, las emisiones de bióxido de carbono del mundo se incrementarán 42.3% entre 2007 y 2035, alcanzando un valor estimado de 42.4 miles de millones de toneladas (mmmta) en el último año.

La contribución a las emisiones a partir de combustibles fósiles ha cambiado en los últimos años, las asociadas a los combustibles líquidos en 1990 representaban 42.4% del total, en 2007 se estima en 38% y para 2035 representarán 33.9%.

En el caso del gas natural, las emisiones de CO₂ representaban 18.6% en 1990, para 2007 se elevaron a 20%, estimándose que en 2035 la participación apenas crecerá 20.3%. Por el contrario, si bien el carbón no es el combustible fósil más demandado, en 1990 representaba 39% de las emisiones totales, posteriormente en 2004 éstas superaron a las de los combustibles líquidos, y en 2007 llegaron a representar 42.1%, finalmente el escenario del DOE estima que llegarán a significar 45.8% de las emisiones totales de CO₂, lo que significa que aquellas emisiones que provengan del uso del gas natural serán más benévolas al medio ambiente respecto a los otros combustibles.

Gráfico 4.12
Emisiones mundiales de bióxido de carbono por tipo de combustible, 2000-2035
(miles de millones de toneladas por año)



Fuente: International Energy Outlook 2010, EIA/DOE.

Durante 2010, el BP Statistical Review of World Energy estimó las emisiones de CO₂ con base en los consumos de petróleo, gas natural y carbón para cada país. Esta fuente indica que en 2009 se emitieron 31.1 mmta de CO₂ en todo el mundo, sin embargo sólo 15 países representan 74.4% de ese valor, entre los cuales México ocupa la posición 13 y se estima que generó 437 millones de toneladas de CO₂ ese año.



Tabla 4.6
Emisiones mundiales de bióxido de carbono por país en 2009
(millones de toneladas por año)

Posición	País	Emisiones de CO ₂
1	China	7,518
2	Estados Unidos	5,942
3	India	1,539
4	Federación Rusa	1,535
5	Japón	1,222
6	Alemania	796
7	Corea del Sur	663
8	Canadá	603
9	Irán	540
10	Arabia Saudita	538
11	Reino Unido	529
12	Sudafrica	469
13	México	437
14	Italia	435
15	Brasil	409
	Resto del mundo	7,955
Total		31,130

Fuente: BP Statistical Review of World Energy, 2010.

CAPITULO 5

**EVALUACIÓN
TÉCNICA-ECONÓMICA**



Un factor de suma importancia en el desarrollo del diseño de una planta es sin duda todo lo concerniente a costos.

Hasta hace poco tiempo el hablar de ingeniería contemplaba solo aspectos teóricos y prácticos de un proyecto, pero con los avances tecnológicos de nuestra época se ve la necesidad de contar con ingenieros especializados en los aspectos económicos para dar un panorama más amplio y claro de las ventajas de un proyecto determinado, para poder contar con información en la toma de decisión en el ámbito económico a través de la estimación de costos de inversión de proyectos.

Las estimaciones de proyectos de inversión han causado durante mucho tiempo discrepancias en cuanto a seguir procedimientos estandarizados. Desde luego, y es lógico que cada industria, empresa o alguna otra entidad establezca su procedimiento propio, pero también es lógico y correcto que se busque el camino apropiado para lograr una unificación y establecer un procedimiento para estimar cualquier proyecto.

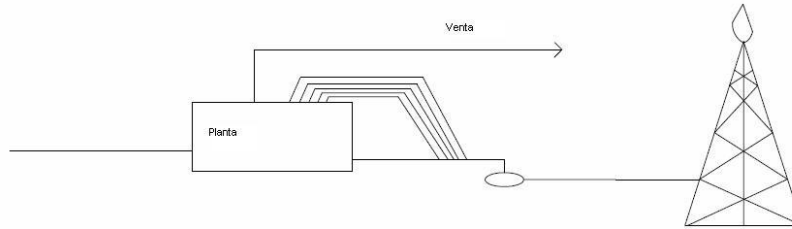
La precisión del estimado del costo está en función del método que se elija, desde luego, el método dependerá de la información disponible, del tipo de estimado que se desee y del tiempo disponible para su elaboración.

Sin embargo en este capítulo se mencionará la comparación técnica y económica entre un Sistema convencional de desfogue y un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (el cual mencionaré en adelante como HIPPS por sus siglas en ingles High Integrity Pressure Protection System).

Además de explicar de una forma breve que es lo que ocurre dentro del sistema, suponiendo dos casos:

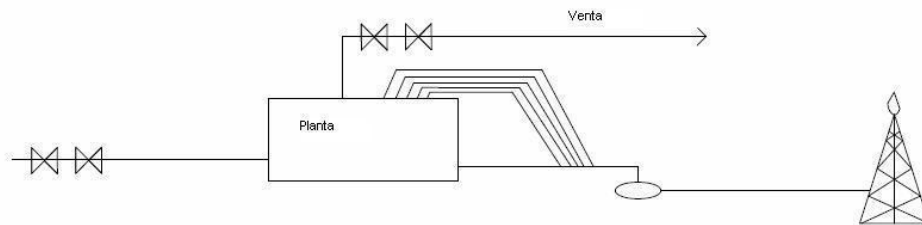
Primer caso: en donde solo se cuenta como medida de seguridad con el Sistema de desfogue convencional; suponiendo un escenario en el cual existe un aumento elevado de la presión en los pozos y solo existe el quemador; todo el aumento de presión se concentrará en el cabezal de desfogue enviando todo el exceso de gas directamente al quemador y de esa manera estaría aliviándose y recuperando nuevamente la operación normal del sistema.

ESQUEMA DE UN SISTEMA CONVENCIONAL DE DESFOQUES



Segundo caso: en donde se cuenta High Integrity Pressure Protection System conocido por sus siglas en inglés como HIPPS cuando sube la presión, las válvulas se cierran a la entrada y salida de la planta por lo tanto todo el gas que queda contenido en los equipos se concentra en el cabezal de desfogue y se disponen en el quemador. Sin embargo la cantidad de gas que ocasiona la sobrepresión en la planta se envía al quemador y una vez que se reduce la presión se deja de quemar gas. Después de que la planta se encuentra nuevamente en una condición segura al haber quemado el exceso de gas que ocasionaba la sobrepresión, se procede a inspeccionar los sistemas para detectar las fallas que ocasionaron la sobrepresión, repararlas y restablecer la operación normal del sistema.

ESQUEMA DE UN SISTEMA DE PROTECCION DE PRESION DE ALTA INTEGRIDAD (HIPPS)





5.1. EVALUACIÓN TÉCNICA

5.1.1. Quemadores

Para evitar la acumulación de los gases que son descargados a la atmósfera y eventualmente pueden ser tóxicos o explosivos y con el objeto de evitar riesgos al ambiente se queman a través del quemador elevado antes de ser descargados a la atmósfera. Debido a que en este análisis el equipo principal a evaluar es el quemador; la evaluación técnica se enfocará principalmente en este equipo.

Las características del quemador elevado de este sistema de desfogue se mencionan a continuación:

- Manejar un fluido en estado gaseoso, tóxico, corrosivo y/o inflamable.
- Dispersar con mayor efectividad los productos de la combustión
- Reducir la radiación de calor al nivel del piso, debido a que la boquilla en donde se lleva a cabo la combustión se monta en el extremo superior de la chimenea
- Apropiado para quemar grandes cantidades de gas.

Factores de diseño

- Seleccionar el diámetro con base en la velocidad de salida de los gases y la caída de presión a través de la boquilla
- Estimar la velocidad de salida de los gases para mantener una flama estable.
- Diseñar para la condición de flujo máximo
- Obtener la carga total de relevo al quemador, por adición de las cargas de relevo que ocurran simultáneamente.
- Considerar que la velocidad de salida de los gases a quemar no debe ser mayor de 0.5 Mach para los máximos flujos.
- Considerar que la caída de presión a través de la boquilla, debe tener un valor aproximado de 13.79 kPa (2 psig)
- Determinar la fracción de calor radiado para calcular la distancia a la cual será instalado y determinar el centro de la flama, se debe considerar el efecto del viento para garantizar una combustión efectiva.
- Garantizar la seguridad del personal y de sus alrededores al considerar la altura del quemador.
- Determinar el diámetro para proporcionar una buena mezcla de encendido con la dilución en la boquilla de la antorcha por las llamas piloto.
- Evaluar las fuentes potenciales para que las velocidades de descarga de los dispositivos a través de una flama no superen los 500 ft/s.
- Estimar la eliminación de humos del quemador cuidando que para gases de alta presión la boquilla del quemador cuente con un poder calorífico de



1779.66 Kcal/m³ (300 BTU/ft³) y para fluidos con baja presión en la boquilla del quemador cuenta con un poder calorífico de 2669.49 Kcal/m³ (300 BTU/ft³), por lo que se debe disponer de servicios auxiliares (agua, aire o vapor).

- Inyectar gas combustible para reducir la producción de humo y hollín a consecuencia de un aumento de velocidad de quemado y turbulencia para los fluidos con poder calorífico bajo.

5.1.2. Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS)

El American Petroleum Institute API RP 520 parte 1 practica recomendada para el diseño en instalación de sistemas de alivio de presión en refinerías, es adecuado para determinar las cargas que se deben desahogar y aunque se aplica en particular a todos los tipos de plantas de proceso.

La American Society of Mechanical Engineers ASME por sus siglas en inglés define las válvulas de desahogo automático, accionadas por presión, adecuadas para uso como válvula de seguridad o válvula de desahogo.

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

La función de la válvula de seguridad es detectar un aumento de presión y proveer una trayectoria para la salida de los materiales que hay en el sistema. El aumento de presión se detecta con un sistema de equilibrio de fuerzas que consisten en que la presión del proceso actúa en una superficie determinada en contra de un resorte o un peso.

Los Sistemas de Protección de Presión de Alta Integridad son Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) diseñados y manejados para alcanzar una alta integridad. Los elementos principales de estos sistemas son:

Iniciador(es): Elemento(s) Analógicos ó discretos que miden la condición iniciadora (alta/baja presión, temperatura, flujo entre otros).

Solucionador de lógica: Equipos Lógicos (programables o relay) que evalúan las entradas y determina la acción de salida apropiada para el elemento final.

Cuenta con un lazo de control en cascada, el cual puede estar controlado por un PLC porque ahí se incluirá la programación del controlador y el sistema de protección, debido a que medimos la señal eléctrica que transmite a un controlador y la salida del controlador se dirige a la válvula de control y existe una válvula solenoide entre el controlador y la válvula de control para realizar un corte rápido que permita o corte el flujo.



La base para el diseño del Sistema Instrumentado de Seguridad requiere de un Nivel de la integridad de la seguridad (Safety Integrity Level ó SIL). El SIL se obtiene después de elaborar el análisis de riesgo de una planta o proceso y representa la reducción del riesgo necesario.

El diseño de la respuesta del sistema instrumentado de seguridad es complicado, debido a la necesidad de responder rápidamente.

Requisitos generales SIS

- El diseño del SIS será capaz de cumplir el nivel de integridad de seguridad (SIL).
- El SIS puede incluir funciones de secuenciación para llevar el proceso o mantenerla en un estado seguro.
- El SIS puede contener uno o más cierres o funciones de seguridad.
- Los documentos de diseño del SIS estarán bajo el control de una revisión formal y programa de control de versión.
- El fabricante de los equipos utilizados en el servicio SIS deberá mantener una revisión formal y programa de control de lanzamiento para el equipo, incluido el software de aplicación. El uso de marcas visibles o interfaces de usuario para identificar esta información es aceptable (por ejemplo, pieza N, número de serie, lote, etc.)
- El diseño deberá asegurar que el hardware y el software utilizado en una aplicación son compatibles.
- La acción de cualquier función que no sea seguridad, aplicadas por el SIS, no debe interrumpir o comprometer ninguna función de seguridad del SIS.
- Los estados requieren seguro de cada componente del SIS para definirla función de seguridad.

Las siguientes características hacen la válvula de cierre intrínsecamente segura y adecuada para aplicaciones de HIPPS:

- a) La idea de ruptura es mínimo, incluso después de largos períodos de inactividad.
- b) La erosión y la consiguiente degradación a la estanqueidad se evita.
- c) El impulso del actuador requerido es bajo e independiente de la presión diferencial a través de la válvula.
- d) El tiempo es muy corto (por ejemplo, 2 segundos para válvulas de 24 pulgadas) son posibles debido a la baja masa de las piezas móviles.
- e) El pistón no se golpea en el asiento, pero se desliza en el asiento.
- f) El diseño integrado de la válvula y el actuador asegura que el margen de seguridad es suficiente empuje en todo momento.



De manera general se resume los aspectos que se evaluaron en las dos casos tanto el Sistema de Relevo Convencional como el Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad de acuerdo a la siguiente tabla.

5.1 Tabla Técnica Comparativa

CONCEPTO	SISTEMA CONVENCIONAL	HIPPS
Diseño	Se debe considerar la masa a relevar	Determinar previamente el grado de Riesgo y determinar a su vez el numero de SIL
Elementos principales	Ramales, tanque, quemador y piloto	Iniciador, Solucionador lógico, lazo de control, PLC, software
Construcción e instalación	Se requiere aproximadamente seis meses para su construcción.	Se requiere aproximadamente un mes para su construcción.
Aspectos de operación		
Funcionamiento	Mecánico	Instrumentado y mecánico
Quemador	Combustión al 100% y eliminación de humos a través del quemado.	No genera humos
	Maneja fluidos en estado gaseoso, tóxico, corrosivo y/o inflamable	Maneja fluidos en estado gaseoso, tóxico, corrosivo y/o inflamable
	Es apropiado para quemar grandes cantidades de gas	Realiza un corte del fluido de manera inmediata
	Dispersa los productos de combustión	No existen productos de combustión
Velocidad	No debe ser mayor a 0.5 Mach de lo contrario se presuriza el sistema	Cierra en 2 segundos la válvula para evitar el paso de fluido en la tubería
Flujo	Se diseña para la cantidad de flujo máximo	No importa la cantidad de flujo
Probabilidad de falla en demanda PFD_{avg}	3×10^{-5} (Nota 1)	3.02×10^{-5} (Nota 2)
Aspectos ambientales	En caso una combustión incompleta se producen gases tóxicos que se emiten directamente a la atmosfera.	Reduce la quema de gas debido a que al cortar el suministro se reduce la cantidad de gas que llega a la boquilla del quemador.
Riesgos por sobrepresión del	Aumenta la carga de relevo para el quemador	Reduce las cargas al desfogue



sistema	En caso de exceso de gas enviado al quemador se apaga la flama emitiendo gases sin quemar, lo cual genera un riesgo de explosión	Reduce la demanda en operación de las válvulas de seguridad Reduce la probabilidad de relevos por mala operación
Mantenimiento	Su costo es relativamente bajo para el mantenimiento del quemador y boquilla	Es alto por requerir una revisión formal y programada. Debe garantizar que el hardware y software en una aplicación son compatibles
Confiabilidad	Segura	Intrínsecamente segura
Normatividad aplicable	America Petroleum institute API RP 520 Parte 1 "Práctica recomendada para el diseño o instalación del sistema de alivio de presión en refinerías	Comisión Electrotécnica Internacional IEC 61508 "Seguridad funcional de los equipos eléctricos o electrónicos y sistemas electrónicos programables relacionados con la seguridad".
	America Petroleum institute API RP 521 Quinta edición 2007	Comisión Electrotécnica Internacional. IEC 61511 "Seguridad funcional de los equipos eléctricos o electrónicos y sistemas electrónicos programables relacionados con la seguridad para el sector de la industria de proceso".
	Código ASME sección VIII, UG-135a.3	ASME 2500 y 600
	NRF-031-PEMEX 2007	ANSI/ISA-S84.01-2004 "Aplicación de Sistemas Instrumentados de Seguridad para las industrias de procesos".

NOTA:

1. Patrick Williams CEP, septiembre 2004, pag.29, www.cepmagazine.org, Reability for Safety Instrumented Systems.

2. RWTU, Italia S.r.l., Via Pisacane, 46 – I-20025 Legnano, Funcional Safety Data.

Ventajas

Concepto	Sistema convencional	HIPPS
Protección	Proporciona protección de sobrepresión a toda la planta.	Proporciona protección contra la presión a las tuberías, recipientes y paquetes de procesos contra sobrepresión. El factor de protección y fiabilidad garantizada por un HIPPS impide la sobrepresión del sistema
Sistema	El sistema es robusto y requiere de mayor superficie de instalación.	Reduce el costo de peso de tuberías y recipientes Aumenta la capacidad en aplicaciones de línea de flujo.
Ambiental	Liberación de inflamables y tóxicos a través del alivio de los sistemas de ventilación.	Reduce la necesidad de instalar dispositivos de alivio, tales como las válvulas de alivio con el fin de evitar las emisiones de gases a la atmosfera.

En mi opinión los HIPPS se están convirtiendo en una opción viable para reemplazar algunos elementos de los Sistemas convencionales, debido a que ofrecen mejores soluciones y son económicamente más atractivos para proteger los equipos contra altas presiones, reducir la contaminación al medio ambiente y reducir el riesgo.



5.2. EVALUACION ECONOMICA

5.2.1. Estimado de costos

El incremento en presupuestos de capital limitados en la Industria de Procesos Químicos de índice de precios al consumidor (Consumer Price Index) conocido por sus siglas CPI, forza a los administradores a hacer más efectiva y anticipada las decisiones respecto a las inversiones en activos estratégicos, a menudo con poca o ingeniería muy básica. Cuando proyectos potenciales son considerados, los administradores a menudo se encuentran ellos mismos en situaciones en las que deben decidir si un proyecto específico podría ser continuado. En cada etapa del financiamiento, los administradores requieren estimaciones de costo de gran precisión. Determinar cual método de estimación deben usar en cada etapa depende de la cantidad y calidad de la información disponible en el tiempo de preparación, el objetivo del estimado y su precisión deseada.

Por lo que daremos a conocer varias metodologías de estimación, desde conceptuales a definitivas, para calcular el costo de capital de proyectos en la CPI e identificar los entregables técnico requeridos para preparar cada tipo de estimado. Las técnicas usadas para cada tipo de estimado son discutidas. Esas metodologías de estimación y la información de ingeniería requerida para soportarlas, deben ser bien comprendidas por todos los ingenieros.

5.2.2. Clasificación de estimados [Larry, 2003]

Muchas organizaciones usan algunas formas de sistemas de clasificación para identificar la variedad de tipo de estimados que puede ser preparada durante el ciclo de vida de un proyecto, tan bien como indicar la “madurez” global y la calidad de los estimados que están siendo preparados. Desafortunadamente a menudo existe una falta de consistencia y entendimiento de la terminología usada durante la clasificación, ambas a través de la industria de procesos y dentro de compañías individuales u organizaciones. La Association for the Advancement of Cost Engineering International por sus siglas en inglés AACE International, Asociación, para el avance del costo internacional de ingeniería, recientemente desarrollo practicas recomendadas para la clasificación de estimados de costos para la industria de procesos. Este documento, conocido como 18R-97, es un documento de referencia que describe y diferencia varios tipos de estimado de proyectos.

El documento 18R-97 de la AACE Internacional identifica 5 clases de estimados, los cuales designa como clase 1, 2, 3, 4, y 5 (Ver tabla 5.2). Un estimado clase 5 es asociado con el nivel mas bajo de definición de un proyecto o madurez, y un estimado clase 1 con el nivel más alto. Cinco características son usadas para distinguir una clase de estimado de otra.

Tabla 5.2 Clasificación de Estimado de costos

Estimado	Definición de proyecto (% de terminación)	Propósito del Estimado	Método de Estimación	Rango de Precisión (variación en rangos altos y bajos)	Esfuerzo de Preparación (Índice relativo al costo del proyecto)
Clase 5	0 – 2	Selección	Capacidad factorizada, modelos paramétricos	B: 20 a 50% A: 30 a 100%	1
Clase 4	1 – 15	Factibilidad	Estimación semidetallada de precios unitarios con nivel de agrupación de artículos	B: 15 a 30% A: 20 a 50%	2-4
Clase 3	10 – 40	Autorización de presupuesto o control de costos	Estimación semidetallada de precios unitarios con nivel de agrupación de artículos	B: 10 a 20% A: 10 a 30%	3-10
Clase 2	30 – 70	Control de oferta o licitación	Estimación detallada de precios unitarios con contabilización detallada forzada	B: 5 a 15% A: 5 a 20%	4-20
Clase 1	50 – 100	Verificación del estimado, oferta o licitación	Estimación semidetallada de precios unitarios con contabilización detallada	B: 3 a 10% A: 3 a 15%	5-100

El grado de definición de un proyecto, el objetivo del estimado, la metodología de estimación, la precisión del estimado y el esfuerzo para preparar el estimado. El grado de definición de un proyecto es la característica principal para identificar una clase estimado.



La CPI se basa en el uso de los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's) y en los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) como los principales documentos de definición de alcance. Esos documentos son los entregables claves de ingeniería para determinar el nivel de definición de un proyecto. La madurez de definición empleada para hacer el estimado y por consiguiente, la clase de estimado. Se incorpora una lista de verificación del estimado que identifica los entregables de ingeniería empleados para preparar una estimación de proyecto, tales como Diagramas de Flujo de Proceso (DFP), lista de quipo, y Diagramas de Sistemas de Instrumentación (DTI's) y control.

Las metodologías de estimación generalmente caen en dos grandes categorías: estocásticas y determinísticas. Con las metodologías estocásticas las variables independientes usadas en el algoritmo involucran modelos (o factores) basados en inferencias o relaciones estadísticas entre costos y otros parámetros relacionados con el diseño. Para los métodos determinísticos, las variables independientes usadas en el algoritmo son una medición directa de los artículos que están siendo estimados, tales como cuentas directas o medición de los artículos, multiplicadas por las unidades de costos conocidas. Los métodos determinísticos de estimación requieren de las cantidades, precios y complementación del alcance conocido con relativa certeza. Conforme incrementa el nivel de definición de un proyecto, la metodología de estimación tiende a progresar de los métodos factorizados a los métodos determinísticos.

5.2.2.1. Estimados de capacidad factorizada

Generados durante la etapa de factibilidad de un proyecto, los estimados de capacidad factorizada proporcionan una rapidez relativa, y precisión suficiente en términos de determinación si un proyecto propuesto podría ser continuado. Este es un buen método para usar cuando se debe decidir entre diseños alternativos o tamaños de planta. Este método de selección primario (estimado clase 5) a menudo es usado para estimar el costo de las instalaciones de proceso al límite de batería, pero también aplica a artículos de equipo individual.

Cuando se estima por medio de **Capacity Factored Estimates (CFE)**, el costo de una planta nueva se deriva del costo de una planta similar de una capacidad conocida, con una ruta de producción similar (por ejemplo, que ambas sean procesos batch), pero no necesariamente que generen el mismo producto final (sin embargo, los productos deben ser relativamente similares) se confía en relaciones no lineales entre la capacidad y el costo como se muestra en la siguiente ecuación:

$$B/A = (CapB/CapA)^e \quad (\text{Ec. 5.1})$$

Donde:



$\$A$ y $\$B$ son los costos de las dos plantas similares, $CapA$ y $CapB$ son las capacidades de las dos plantas y “e” es el exponente o factor de proporción. El valor del exponente típicamente se encuentra entre 0.5 y 0.85, dependiendo del tipo de planta, y debe ser analizado cuidadosamente para su aplicación en cada situación de estimado.

La “e” usada en la ecuación de factor de capacidad es de hecho la pendiente de la curva logarítmica que ha sido trazada para reflejar el cambio en el costo de una planta conforme se haga más grande o mas chica. Esas curvas son típicamente trazadas a partir de datos de costos conocidos de plantas terminadas. Con un exponente menor que 1, la economía de escala es alcanzada conforme la capacidad de la planta incrementa por un porcentaje (digamos por un 20%), el costo de construir una planta más grande incrementa en menos de un 20%.

La metodología de usar factores de capacidad es algunas veces referida como el método de “operaciones de escala”, o “regla de los seis decimos” porque se utiliza un exponente de 0.6 si no se dispone de más información. Con un exponente de 0.6, duplicar la capacidad de una planta incrementa los costos en aproximadamente un 50% y triplicar la capacidad de una planta incrementa los costos en aproximadamente un 100%.

En realidad, conforme incrementa la capacidad de una planta, el exponente tiende a incrementar. El exponente de factor de capacidad entre las plantas A y B puede tener un valor de 0.6; entre B y C el exponente puede tener un valor de 0.65; y entre C y D puede tener un valor de 0.72. Conforme la capacidad de una planta incrementa hasta alcanzar los límites de la tecnología existente, el exponente se aproxima al valor de uno. En este punto, comienza a hacer más económico construir dos plantas de un tamaño similar que una sola planta.

Existen tablas de factores de capacidad para plantas de procesos químicos, desafortunadamente muchos de los datos son de referencias de los 80’s y 90’s por publicaciones de Gas USA. Estos datos pueden ser usados como referencia, y con precaución a cerca de su aplicabilidad a cada situación en particular.

Si el factor de capacidad empleado en el algoritmo de estimación es relativamente cercano al valor actual, y si la planta que está siendo estimada es relativamente cercana en tamaño a la planta similar de costo conocido, entonces el error potencial de un CFE es ciertamente bueno dentro del nivel de precisión que podría esperarse de un método estocástico. Sin embargo, uno debe tomar en cuenta las diferencias en alcance, ubicación y tiempo. Tenga en mente que cada uno de esos ajustes adiciona una incertidumbre adicional al error potencial del estimado.

Por ejemplo, si la nueva planta es del triple del tamaño de una planta existente y el factor de capacidad es 0.8 en lugar del 0.7 considerado, se tendrá una subestimación del costo de la nueva planta de solo el 10%.



De manera similar, para el mismo umbral de escala en el tamaño de la planta si el factor de capacidad fuera 0.6 en lugar del 0.7 considerado, se tendría una sobre estimación del costo de la planta de solo el 12 %. Estos datos fueron generados con la ecuación 1. El multiplicador para incrementar la capacidad es el cociente $Cap A / Cap B$ y “e” es 0.7 el error ocurre conforme “e” varía de 0.7.

Para usar el método del CFE prudentemente, asegúrese que la planta nueva y la existente son casi el doble y están razonablemente cercanas en tamaño. Deduzca los costos del caso base que no son aplicables a la nueva planta. Aplique los ajustes por ubicación y escalación para normalizar los costos y use el algoritmo de factor de capacidad para ajustar el tamaño de la planta. Los índices de costos son usados para considerar el impacto inflacionario del tiempo. Finalmente, agregue cualquier costo adicional que sea requerido para la nueva planta, pero que no esté incluido en la planta de referencia.

5.2.2.2. Estimados factorizados de equipo

Los estimados factorizados de equipo o Equipment-Factored Estimates por sus siglas en inglés EFE’s, clase 4 son típicamente preparados durante la etapa de factibilidad de un proyecto, cuando la ingeniería se encuentra aproximadamente del 1 al 15 % completada, y son usados para determinar si existe suficiente razón para continuar el proyecto. Si la hay, entonces use este estimado para justificar el financiamiento requerido para completar la ingeniería adicional y el diseño para poder preparar un estimado de presupuesto clase 3.

Un EFE puede ser preciso si los factores de equipo son apropiados, si se han aplicado los ajustes correctos, y si la lista de equipo de proceso está terminada y es precisa. Estas técnicas de estimación tienen una ventaja sobre los CFE en que ellos se basan en diseños de proceso específicos. Típicamente los EFE confían en la existencia de una proporción entre el costo de un artículo de un equipo y los costos para los artículos asociados, tales como cimentaciones, tuberías, y componentes eléctricos necesarios para construir una planta.

El primer paso para preparar un EFE es estimar el costo de cada pieza de equipo de proceso. Examine la lista de equipo cuidadosamente para identificar faltantes, y compárela contra los DFP’s y DTI’s. Sin embargo, existe un problema cuando se prepara un EFE, la lista de equipo se encuentra a menudo en una etapa preliminar. Sin embargo, el equipo mayor está identificado, y puede ser necesario asumir un porcentaje del costo para equipo auxiliar que aun no ha sido definido. Este es el momento para verificar el tamaño del equipo. El equipo a menudo dimensionado para el 100% de los requerimientos de operación normal, pero por el tiempo en que se colocan las órdenes de compra, algunos porcentajes de sobredimensionamiento ha sido adicionado a las especificaciones de diseño. El porcentaje de sobredimensionamiento varía con el tipo de equipo, tanto como los procedimientos y guías de la organización lo indiquen. Es prudente verificar con



los ingenieros de proceso y determinar si debe adicionarse una tolerancia para el sobredimensionamiento de equipos, sobre la lista preliminar de equipo, antes de cotizar el equipo.

El costo de compra del equipo a menudo se obtiene de: Órdenes de compra, Datos de costo de equipo publicados, y cotizaciones de proveedores. Debido a que el costo de materiales de equipo puede representar entre el 20 y 40% del costo total del proyecto para plantas de proceso, es de extrema importancia estimar los costos de equipo tan preciso como sea posible. Si se emplea información histórica de compras, asegúrese que los costos sean escalados apropiadamente y que se hagan los ajustes por ubicación y condiciones del mercado.

Una vez establecido el costo de equipo, los factores de equipos apropiados deben ser generados y aplicados. Después de hacer esto, haga los ajustes necesarios para considerar el tamaño de equipo, la metalurgia y las condiciones de operación. Los proyectos específicos o condiciones de proceso deben ser evaluados. Por ejemplo, si el arreglo de equipo del proyecto requiere menos espacio entre equipos que el típico, pueden necesitarse hacer ajustes para considerar tuberías, conduit, y cableado más cortos que podrían ser considerados por los factores de equipo. ó, si un proyecto está ubicado en una zona de actividad sísmica, será necesario ajustar los factores para cimentaciones y soportes de tuberías. Después de desarrollar los costos factorizados de equipo, tome en cuenta los costos de proyecto que no han sido cubiertos, tales como costos de campo indirectos generados (Indirect Field Costs IFCs) y costos de oficina matriz (Home-office Costs HOCs).

5.2.2.3. Estimación de costos paramétricos

Un modelo de costos paramétricos es una herramienta extremadamente útil para preparar estimados conceptuales preliminares cuando hay pocos datos técnicos o entregables de ingeniería para proporcionar una base para poder usar métodos de estimación más detallados. Un modelo paramétrico es una representación matemática de las relaciones de costo que proporcionan una correlación lógica y predecible entre las características físicas o funcionales y sus costos resultantes. Los estimados factorizados de equipo y capacidad son simples modelos paramétricos. Los modelos paramétricos sofisticados involucran muchas variables independientes o directrices de costos. El primer paso para desarrollar un modelo paramétrico es establecer su alcance. Este incluye definición del uso final, características físicas, componentes críticos y directrices de costos del modelo. El uso final del modelo típicamente es preparar estimados conceptuales para una planta de procesos o sistema tomando en consideración el tipo de proceso que debe ser cubierto, el tipo de costos a ser determinados (tales como, Total Installed Cost's TIC y Total Field Cost's TFC) y el rango de precisión.



El modelo debe basarse en costos actuales de proyectos terminados y reflejar las prácticas de ingeniería de la organización y la tecnología. Debe usar parámetros clave de diseño que puedan ser definidos con una precisión razonable en el desarrollo del alcance preliminar, y proporcionar la capacidad para que el estimador ajuste fácilmente los costos derivados para factores específicos que afecten un proyecto en particular. Finalmente, el modelo debe generar costos anuales para tener la capacidad de escalarlos.

La recolección de datos y el desarrollo de modelos de estimación paramétricos requieren de un esfuerzo significativo. Tanto la información de costos como del alcance deben ser identificados y recolectados. Es mejor recopilar datos de costos en un nivel bajo y lejano del detalle. Los datos de costos siempre pueden ser resumidos después de si un nivel adicional de información de costos proporciona un mejor modelo. Obviamente es importante incluir el año del dato de costo con el fin de normalizar los costos posteriormente. El tipo de datos recopilados es usualmente decidido en cooperación del personal de ingeniería y del proyecto. Es mejor crear una base de datos formal que pueda ser usado consistentemente y revisado si es necesario.

Después de recopilar los datos estos deben ser normalizados y analizados. Para hacerlo, hay que hacer ajustes para tomar en cuenta la escalación, ubicación, condiciones del sitio, especificaciones de sistemas y alcance de costos.

Típicamente, el análisis de datos implica ejecutar regresiones de costos contra parámetros de diseño para determinar las directrices del modelo. Se entiende que la regresión involucra experimentos iterativos para encontrar los algoritmos que mejor se ajusten o las relaciones matemáticas que describan el comportamiento de los datos. El resultado es un modelo paramétrico. Muchas aplicaciones de hojas de cálculo proporcionan análisis de regresión y funciones de simulación que son razonables simples de usar.

Conforme se descubre un algoritmo que parezca reproducir buenos resultados, debe ser probado para asegurar que explica apropiadamente los datos. Herramientas estadísticas avanzadas pueden agilizar el proceso, pero pueden ser más difíciles de usar. Algunas veces, datos erráticos o fuera de proporción necesitaran ser eliminados de los datos de entrada con el fin de evitar distorsiones en los resultados. Los algoritmos usualmente tomaran una de las siguientes formas:

$$\text{Costo} = a + bV_1 + cV_2 + \dots \text{ (Ec. 5.2)}$$

o una relación no lineal, tal como, $\text{Costo} = a + bV_1X + cV_2y + \dots \text{ (Ec. 5.3)}$



Donde:

V_1 y V_2 son las variables de entrada; a , b , y c son constantes derivadas de la regresión; y “ x ” y “ y ” son exponentes derivados de la regresión. La ecuación que mejor se ajusta a los datos típicamente tendrá el más alto R^2 . El R^2 proporciona una medida de que tan buena es la predicción de los costos calculados por el algoritmo. Sin embargo, un valor alto del R^2 por sí mismo no implica que las relaciones entre los datos de entrada y los costos resultantes sean estadísticamente significativos. Aun es necesario examinar el algoritmo para asegurarse de que tenga sentido.

Una examinación superficial del modelo puede ayudar a identificar las relaciones obvias que son esperadas. Si las relaciones del modelo parecen ser razonables, entonces una prueba adicional (pruebas estadísticas tales como la prueba t para comparar dos grupos y la prueba de f para comparar mas de tres grupos) Pueden ser ejecutadas para determinar la significancia estadística y para verificar que el modelo está proporcionando resultados con un aceptable intervalo de error. Una verificación rápida puede ejecutarse comparando directamente los resultados de la regresión contra los datos de entrada para ver el porcentaje de error de cada uno de los datos alimentados. Esto permite al estimador determinar los problemas y refinar los algoritmos. Después de que los algoritmos originales han sido desarrollados y agrupados en un modelo paramétrico completo de costos, es importante probar el modelo completo contra nuevos datos (datos no usados en el desarrollo del modelo) para verificación.

Durante la etapa de aplicación de datos, debe establecerse una interfase con el usuario y un formato de presentación. Las hojas de cálculo electrónicas proporcionan un medio excelente de introducción de datos de entrada del estimador, cálculo de los costos con base en los algoritmos y desplegado de los resultados.

Tal vez el esfuerzo más importante en desarrollar un modelo de costos paramétrico (o cualquier otro) es asegurarse que la aplicación está bien documentada. Guarde los datos actuales usados para crear el modelo, las ecuaciones de regresión resultantes, los resultados de las pruebas y una discusión acerca de cómo fueron ajustados o normalizados los datos para ser usados en la etapa de análisis. Todas las consideraciones y tolerancias diseñadas en el modelo de costos deben ser documentadas así como todas las exclusiones. El rango de aplicación de los valores de entrada y las limitaciones de los algoritmos del modelo también deben ser descritas. Escriba un manual de usuario para mostrar los pasos involucrados en la preparación de un estimado usando el modelo de costos y describa los datos de entrada requeridos.



5.2.2.4. Estimación detallada de costos

Una estimación detallada es una en la cual cada componente contenido en una definición de alcance de proyecto es cuantitativamente contabilizada y cotizada usando los precios unitarios más realistas disponibles. Los estimados detallados son típicamente preparados para soportar la autorización final de presupuesto, para licitar, controlar costos durante la ejecución del proyecto y para colocar órdenes de cambio. Los estimados detallados pueden ser muy precisos (clase 3 a la 1). Sin embargo, la información faltante del diseño es crítica. Si un dibujo de ingeniería u otra información está pendiente, entonces los artículos del alcance cubiertos por esos documentos no serán incluidos en el estimado, y los resultados no estarán dentro de un estimado clase uno o dos.

No es inusual para los estimados detallados de proyectos de gran escala tomar varias semanas sino meses, para ser preparados, y requerir miles de horas de ingeniería para generar los entregables técnicos (la ingeniería y datos de diseño). Por lo menos, esto incluye DFP's y Diagramas de flujo de servicios, DTI's, hojas de datos de equipos, lista de motores, Diagramas eléctricos, isométricos de tubería (para aleaciones y tuberías de gran diámetro), diagrama de arreglo de equipos y tubería, arreglo general (plot plan) y especificaciones de ingeniería.

Los datos de precios deben incluir cotizaciones de proveedor, información de precios de órdenes de compra recientes, tasas de mano de obra actuales, cotización de subcontratos, información del programa del proyecto (para determinar los requerimientos de escalacion) y el plan de construcción (para determinar la productividad de la mano de obra y otros ajustes).

Existen varios grados de detalle en un estimado de costos detallado. En un estimado detallado completo, todos los costos son considerados incluyendo los costos de campo directos (DFC), IFC, HOC y todos los demás costos misceláneos tanto para lo que este dentro del límite de baterías (Inside Battery Limits conocida por sus siglas ISBL) como lo que esta fuera del límite de baterías (Outside battery limits conocido por sus siglas OSBL). En un estimado semidetallado, los costos para las instalaciones ISBL son factorizados, y los costos para las instalaciones OSBL, sin detallar. En un estimado detallado forzado, se emplean métodos detallados de estimación con información de diseño incompleta. Típicamente, en un estimado detallado forzado, el conteo detallado de cantidades es generado de dibujos preliminares e información de diseño.

Planeación: el estimado detallado es típicamente usado para soportar el control de costos durante la ejecución del proyecto. El primer paso es establecer las bases del estimado de proyecto y el programa. Esto puede involucrar muchos estimadores y un soporte extensivo de ingeniería para revisar las guías de estimación de la organización y los procedimientos. El programa indica cuando deben ser suministrados los entregables, cuando cada sección mayor del



estimado debe ser terminada, y cuando deben realizarse las revisiones del estimado. Todas las exclusiones conocidas hasta ese momento deben ser revisadas y documentadas. La junta de arranque debe ser programada para informar al equipo del proyecto de los roles y responsabilidades de varios participantes, y permitirles revisar el plan para la preparación del estimado. En proyectos de gran escala, es útil citar al personal clave de contacto quienes actuarán como enlace entre el personal de estimados y el personal de ingeniería.

5.2.3 Actividades de estimación

La preparación del estimado de costo directo en campo (Direct Field Cost) DFC es la actividad más intensa en la estimación de costos detallada. El alcance de proyecto debe ser revisado y entendido, y todos los entregables técnicos agrupados. En proyectos grandes, los dibujos de ingeniería y la información técnica pueden ser enviados al departamento de estimados fuera de tiempo. Toda la información recibida de ingeniería debe ser guardada.

El estimado “contabilizado” es determinado cuantificando todos los materiales y mano de obra que componen el estimado, para asegurarse que todas las cantidades han sido contabilizadas, pero sin duplicarlas. La valoración de materiales es aplicada usando la mejor información de costos disponible. La mano de obra por hora es asignada y ajustada por productividad laboral, y las tasas de salarios son aplicadas. Las tolerancias, o costos que son factorizados a partir del equipo más significativo, son hechas para considerar tornillo, empaques, soportes para tuberías y artículos similares. Por ejemplo, los tornillos y accesorios pueden ser factorizados como el 3% del costo de la tubería. Finalmente, el estimado DFC es resumido, formateado y revisado para completarlo y garantizar su precisión.

Después de que el estimado DFC ha sido preparado, comienza el estimado IFC. Las horas hombre totales, identificadas desde el DFC, sirven como base para factorizar muchos de los costos del IFC. Las tasas de salarios de mano de obra indirecta y del staff son establecidas y aplicadas, y todas las tolerancias indirectas estimadas son tomadas en cuenta. El gerente de construcción debe ser involucrado en la revisión inicial del estimado IFC.

Después se realiza el estimado HOC. Los administradores e ingenieros de proyecto deben proporcionar las horas hombre estimadas detalladas para sus actividades de proyecto, y las tasas de salario apropiadas, y aprobadas por el gerente, son aplicadas por los ingenieros estimadores. Los factores de gastos generales en oficina matriz son usados para proyectar los costos generales y gastos.

Las tasas locales por impuesto de venta pueden requerir ser incluidas en la estimación. Estimar los costos de escalación con base en el programa del proyecto. Dependiendo de la estrategia de contratación y el programa de entrega, el estimado de utilidades del proyecto puede ser incluido. Finalmente, realicé un



análisis de riesgos e incluya una cantidad apropiada como contingencia en el estimado.

El costo del equipo de proceso, contribuye entre el 20 y el 40% del TIC de las instalaciones. La información mínima requerida para cotizar los equipos incluye los DFP's, la lista de equipo y las hojas de datos, los cuales son usualmente preparados por el grupo de ingeniería de proceso.

Algunas veces ligeras diferencias en las especificaciones de equipo pueden resultar en grandes diferencias en precio. Se prefiere emplear cotizaciones formales de proveedor; sin embargo, las restricciones de tiempo para preparar el estimado a menudo no permiten solicitar cotizaciones formales. En este caso, el precio del equipo puede depender de fuentes formales, tales como solicitudes telefónicas, datos de precios internos históricos, órdenes de compra recientes de equipos similares, estimados de capacidad factorizada a partir de equipo similar o de modelos paramétricos de precios.

Los costos de instalación de equipo son usualmente preparados por el estimador, con asistencia del personal de construcción. Las compañías constructoras pueden ser solicitadas para izaje pesado o para ayuda donde pueda requerirse métodos especiales de instalación. La colocación de grandes equipos de proceso en una instalación existente puede también requerir una consideración especial. Las horas de trabajo para la instalación de equipo usualmente se basan en el peso y dimensiones del equipo.

Cuando se hace referencia de datos de horas de mano de obra por equipo, el estimador debe tener mucho cuidado de incluir toda la mano de obra asociada con las piezas del equipo (por ejemplo, los internos de recipientes). Dependiendo de la información disponible, las horas de mano de obra necesarias para instalar un recipiente pesado deben incluir las horas de izajes con grúa u otro equipo especial. También puede requerirse consideraciones especiales para asegurarse que los costos de calibración, procedimientos de preparación del terreno, recubrimientos internos especiales, pruebas hidrostáticas y otras pruebas estén incluidas en el estimado. Algunos equipos pueden ser instalados por subcontratistas o por el proveedor por lo cual debe prestarse mucha atención para identificar esas situaciones.

Cuando se decide acerca de oportunidades potenciales de inversión, los administradores deben emplear un proceso de selección de costos que requiere varios estimados para soportar los puntos de decisión claves. En cada uno de esos puntos, el nivel de ingeniería y la información técnica necesaria para preparar el estimado cambiara. Así mismo, las técnicas usadas para preparar el estimado variarían. El reto para el ingeniero es conocer lo necesario para preparar esos estimados, y asegurarse que estén bien documentados, que sean consistentes, confiables, precisos y soporten el proceso de toma de decisiones.

La etapa de tecnología de proceso y la disponibilidad de datos de costos afectan fuertemente el rango de precisión de un estimado. Los valores positivos o negativos de los rangos altos y bajos representan la variación en el costo actual contra el costo estimado, después de aplicar factores de contingencia. El “esfuerzo de preparación” usa un índice para describir el costo requerido para preparar un estimado, relativo al requerido para preparar un estimado clase 5. Por ejemplo, si cuesta 0.005% del costo del proyecto preparar un estimado clase 5, entonces un estimado clase 1 podría requerir tanto como 100 veces más, o 0.5% del costo total del proyecto.

Cabe aclarar que una vez descrita la clasificación de estimados de costos y debido a la información con la que se cuenta, la cual corresponde a los costos del equipo mayor es por lo que se seleccionó la clase 5 Capacidad factorizada, modelos paramétricos.

Debido a que solo se cuenta con valores de referencia del año 2007 del equipo de quemador, tanque separador y del Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad para proporcionar el servicio a un cabezal con una capacidad de 12 mmpcsd se utilizará una escalación de costos usando los Índices Marshall, la cual puede verse en el anexo de esta tesis.

Una vez realizados los cálculos y utilizando el Método de Guthrie, los cuales pueden ver en el anexo de tesis se obtiene que para una inversión de un sistema de desfogue con tanque y quemador para una capacidad de 50 mmpcsd el costo corresponde a 2, 078, 392 pesos mientras que para la instalación de un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS) con capacidad de 50 mmpcsd es de 1. 549, 789 pesos.

Tabla 5.3 Costo de equipo

Equipo	Costo (Pesos)
Tanque y quemador (50 mmpcsd)	2,078,392
HIPPS (50 mmpcsd)	1, 549, 789

Se considera como referencia que la planta tiene un desfogue al año por un lapso de cinco minutos y usando factores de 9.12 USD/MBTU y poder calorífico 1003.7 Kcal/m³ entre otros factores extraídos del Anexo cuatro del trabajo desarrollado por la Secretaria de Energía conocida por sus siglas SENER 2010 “Perspectiva de Gas Natural 2010-2025” y para una pronta referencia de este cálculo, puede verse en el anexo de esta tesis como costo de Gas Natural.

Con el objeto de comparar el costo de colocar un Quemador y tanque de mayor capacidad con la instalación de un Sistema de Protección de Presión de Alta integridad se resume en las siguientes tablas:



Tabla 5.4 Costo de gas que se envía a quemador

Equipo	pesos
Quemador y tanque por quemar 50 mmpcsd	17,232,999
HIPPS Por quemar 13 mmpcsd	4,135,920

Tabla 5.5 Ahorro en pesos del gas que no es quemado

Equipo	pesos
Quemador y tanque	Cero
HIPPS	12,752,419

5.3. Evaluación de Proyectos

Una vez obtenidos los costos de inversión para la colocación de Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad y de la colocación de un quemador de mayor capacidad para definir cuál es proyecto que más nos conviene debemos utilizar técnicas aplicadas para la evaluación de proyectos y estas se realizan con dos fines:

1. Tomar una decisión de aceptación o rechazo, cuando se estudia un proyecto específico.
2. Decidir el ordenamiento de varios proyectos en función de su rentabilidad cuando estos son mutuamente excluyentes o existe racionamiento de capital.

Indicadores dinámicos

Para la evaluación del proyecto se utilizan los indicadores dinámicos siguientes:

- a) Valor actual neto (VAN).
- b) Tasa interna de rendimiento (TIR).
- c) Relación beneficio costo (B/C).
- d) Período de recuperación (Pr), que no es precisamente un indicador de rentabilidad del proyecto pero indica la rapidez de recuperación de la inversión; ofrece información interesante y es muy solicitado por los inversionistas directos.

Estos indicadores se reconocen como dinámicos porque tienen en cuenta el



cambio de valor del dinero a través del tiempo, lo que se logra aplicando la tasa de actualización a los valores obtenidos en el flujo de caja. [Cárcamo, 2006]

Por el papel e importancia que tienen dentro de la toma de decisiones, a continuación se ofrece una caracterización de cada uno de los indicadores dinámicos anteriormente mencionados:

5.3.1. Valor actual neto (VAN)

Valor actual neto (VAN): es el valor actualizado del flujo de las utilidades generadas durante la vida útil del proyecto, es decir, el saldo entre los ingresos y los egresos anuales de efectivo. Es el valor de la utilidad neta acumulada actualizada que se obtiene a una tasa de descuento determinada, esta tasa puede ser el costo de capital o el costo de oportunidad.

El VAN se calcula a través del siguiente:

Método de cálculo:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{Y_t}{(1+i)^t} + \sum_{t=1}^n \frac{E_t}{(1+i)^t} - I_0 \quad \text{Ec. 5.4}$$

donde:

VAN = valor actual neto.

Y_t = ingresos del año t.

E_t = egresos del año t.

i = tasa de actualización o de descuento.

N = años a evaluar (o de vida útil).

t = (1, 2, ... N) cada uno de los años que se evalúan o de vida útil del proyecto.

I_0 = inversión inicial (antes de la puesta en marcha del proyecto).

El valor actual neto constituye una de las técnicas que aplica el criterio del cambio de valor del dinero en el tiempo, a los flujos de efectivo.

Criterio del VAN.

$VAN \geq 0$ se acepta el proyecto.



$VAN < 0$ se rechaza el proyecto.

Cuando el $VAN = 0$, esto no significa que la utilidad del proyecto sea nula. Por el contrario, indica que proporciona igual utilidad que la mejor inversión de alternativa. Esto se debe a que la tasa de descuento (i) utilizada incluye el costo implícito de la oportunidad de la inversión. Por lo tanto, si se acepta un proyecto con $VAN = 0$ se están recuperando todos los desembolsos más la ganancia exigida por el inversionista los que están implícitos en la tasa de descuento actualizada.

De un conjunto de proyectos a evaluar se tomarán aquellos cuyo VAN sea mayor aplicando los métodos de selección de proyectos y de acuerdo a la disponibilidad de recursos. Este valor expresa en cuánto se incrementa el valor de la empresa por introducir un nuevo proyecto. Es el criterio más importante pues da respuesta al objetivo financiero de la empresa de maximizar su capital, de incrementar su valor.

Su sentido económico. El importe del VAN representa la ganancia extraordinaria que el proyecto ofrece al inversionista.

5.3.2. Tasa interna de rendimiento (TIR)

Tasa interna de rendimiento (TIR): es aquella en la que el valor actual neto de un proyecto es igual a cero, es decir con la que el valor actual del flujo de ingresos en efectivos es igual al valor actual del flujo de egresos en efectivos. Esta tasa de descuento representa el rendimiento que ofrece el proyecto que se evalúa.

La TIR se calcula buscando la tasa de actualización para la que el $VAN = 0$, en un proceso de aproximación sucesivas. Se calcula de la siguiente manera:

TIR = tasa interna de rendimiento.

$$\text{Formula TIR} = i_1 + [(VAN_p(i_2 - i_1)) / (VAN_p + |VAN_n|)] \quad \text{Ec. 5.5}$$

donde:

i_1 = tasa de actualización a la que el VAN es positivo.

VAN_p = VAN positivo a la tasa de actualización i_1 .

i_2 = tasa de actualización con la que el VAN es negativo.

VAN_n = VAN negativo a la tasa de actualización i_2 tomado su valor absoluto.

La fórmula de la TIR es la misma que la fórmula del VAN, pero en el método del Valor Presente Neto la tasa de descuento, i , es especificada y el VAN es buscado,



mientras que en el método de la Tasa Interna de Rendimiento se especifica que el Valor Presente Neto debe ser igual a cero y lo que debe encontrarse es la i (tasa de actualización) para el cual se logre este valor.

La TIR es la tasa de rentabilidad exacta de la inversión.

La Tasa de rendimiento y el Valor presente neto llevan siempre a los mismos resultados cuando se están evaluando proyectos independientes, pero cuando se analizan proyectos mutuamente excluyentes puede conducir a problemas. Cuando esto ocurre el criterio del VAN es el que define, ya que el proyecto por él recomendado es el que maximiza el valor de la empresa. Por lo que el criterio de selección en base al VAN es el recomendado por la mayoría de los autores, sin restarle importancia al resto de los indicadores.

Criterio:

$TIR \geq i$ se acepta el proyecto.

$TIR < i$ se rechaza.

Relación beneficio costo (B/C).

Este indicador expresa que sólo se debe hacer la inversión si la relación B/C es mayor o igual que la unidad, o sea sólo si los beneficios es mayor que los costos. Este criterio se refiere a la razón entre los valores actuales de los beneficios y de los costos y decide si vale la pena o no hacer la inversión. Expresa el rendimiento monetario actualizado por peso de inversión.

Su cálculo se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$B/C = \sum_{t=1}^n \frac{Y_t}{(1+i)^t} / \sum_{t=1}^n \frac{E_t}{(1+i)^t} - I_0 \quad \text{Ec. 5.6}$$

donde:

B/C = Beneficio / Costo.

Y_t = valor actual de los ingresos.

E_t = valor actual de los egresos.

I_0 = Inversión inicial.



Criterio:

$B/C \geq 1$ se acepta el proyecto.

$B/C < 1$ se rechaza el proyecto.

Período de recuperación (Pr).

Mide el número de años que se necesitan para recuperar el capital invertido en el proyecto. Para calcular el período de recuperación es necesario tener elaborado el flujo de caja y actualizados los ingresos y los egresos. El período de recuperación parte de los egresos e ingresos actualizados, es uno de los criterios tradicionales de evaluación bastante definido, mediante el cual se determina el número de períodos necesarios para recuperar la inversión inicial, resultado que se compara con el número de períodos aceptable por la empresa o rama.

Método de cálculo:

$$Pr = t_n + (SA_1 / (SA_1 + SA_2)) - m \quad \text{Ec. 4.9}$$

donde:

Pr = período de recuperación de la inversión.

T_n = número de años con saldo negativo.

SA_1 = último saldo acumulado negativo.

SA_2 = primer saldo acumulado positivo.

m = número de años en que se ejecuta la inversión.

Criterio:

Un proyecto es recomendable sí su período de recuperación es corto aunque cada actividad o rama debe definir la norma de recuperación referida a sus características.

Los indicadores anteriormente descritos conforman la metodología internacionalmente utilizada para la evaluación financiera de los proyectos de inversión. Sin embargo, algunos autores incluyen otros indicadores estáticos, que por no tener en cuenta el cambio del valor del dinero a través del tiempo no ofrecen información importante para el evaluador.

Para este caso de estudio se eligió el indicador de Tasa de Retorno de inversión TIR para evaluar entre los proyectos mencionados. Además de suponer que en un periodo de 10 años en ambas propuestas que el sistema de desfogue se activa en el año 2 y en el año 7 y con el objeto de identificar de una manera más rápida el costo de inversión y la TIR de cada una de las propuestas se presenta la siguiente tabla:

Tabla 5.6 Comparación de costos y TIR

Concepto	Costo de Equipo	Costo de gas quemado en el desfogue	TIR
Sistema de desfogue con capacidad de 50 mmpcsd y colocación de Sistema de Protección de Presión de alta integridad (HIPPS)	1,549,789.19 mdp	17,232,999	187%
Sistema de desfogue con capacidad de 50 mmpcsd y colocación de tanque y quemador para una mayor capacidad	2,078,392.091 mdp	12,752,419	0%

Una vez realizados los cálculos correspondientes y del análisis realizado se logró un costo más factible y la mayor Tasa de Retorno de Inversión al proyecto en el que se propone colocar un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad. Debido a que en el caso de los HIPPS estaría dejando de quemar 37 mmpcsd con un equivalente en costo de \$17, 232, 999 mientras que en la propuesta de colocar un quemador de mayor capacidad no existe ahorro alguno, debido a que todo el gas se va directamente al quemador.

Por lo tanto colocar el Sistema de protección de Presión de Alta Integridad es rentable toda vez que con una sola vez que se activara el Sistema de desfogue se recuperará la inversión de los HIPPS.

CONCLUSIONES



CONCLUSIONES

De acuerdo con la hipótesis y después de haber realizado un análisis detallado de los costos entre la opción de colocar un quemador de mayor capacidad y la instalación de un Sistema de Protección de Presión de Alta integridad (HIPPS) que en pocas palabras son válvulas de corte, resultó ser más económico y seguro colocar los HIPPS. El estimado de costo del quemador y tanque de mayor capacidad es de \$2, 078,392 pesos mientras que el estimado de costo del Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad corresponde a \$1,549,789. El impacto económico es considerable debido a que en el momento de colocar el quemador y tanque de mayor capacidad se estarían enviando al quemador 50 mmpcsd de gas durante cinco minutos una vez al año, el cual tiene un costo de \$17, 232,999 pesos mientras que el colocar el HIPPS solo se estarían enviando al quemador 13 mmpcsd de gas durante cinco minutos una vez al año, el cual representa un costo de \$4,135,920

Por lo tanto la opción viable es la instalación de HIPPS, ya que es un sistema intrínsecamente seguro pues la actuación del mismo es en menos de 3 segundos como máximo y en caso de que la primera válvula de corte fallará entraría en acción de manera inmediata la segunda en 2 segundos garantizando el corte de gas tanto a la entrada como en la salida de la planta. A pesar de que esta alternativa ha sido propuesta apenas hace unos años, la norma ISA 84.01-2004 regula este sistema, asegurando que cumpla con las características de un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) altamente confiable.

El costo de colocar sistemas automatizados como los HIPPS se compensa por la reducción en la inversión en sistemas de seguridad convencionales para disminuir las primas de seguros, paros no programados y la perdida total o parcial de la planta, equipo y vidas humanas en caso de suscitarse un accidente. Sin embargo la principal desventaja del uso de HIPPS es la cuidadosa documentación, diseño, operación, mantenimiento y pruebas para asegurar el cumplimiento de la norma. La jurisdicción específica reglamentaria y la ejecución de requisitos debe ser determinada y en algunos casos se requiere la aprobación de las autoridades locales.

Después de analizar las alternativas de usar un sistema de desfogue convencional aumentando la capacidad del quemador y el tanque de abatimiento o colocar un Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS por sus siglas en ingles High Integrity Pressure Protection System) para proteger a una planta de tratamiento de gas que pretende expandir la capacidad de producción de 12 mmpcsd a 50 mmpcsd, se encontró que ambas cumplen con el objetivo de brindar una protección adecuada, con base en estándares internacionales que regulan los sistemas de protección. Sin embargo la opción más viable del análisis de esta tesis es el uso de HIPPS.



A partir de la elaboración de esta tesis se concluye que en la actualidad se recurre a la búsqueda de automatizar los procesos con mayor frecuencia para reducir la supervisión del ser humano. Además, también se encontró que el cálculo de indicadores económicos como la Tasa Interna de Retorno (TIR) no puede emplearse en este caso para medir la rentabilidad de un proyecto, debido a que no se calcula con base a flujos de caja positivos generados por ventas, pero sirvió para evaluar los ahorros esperados, con base en los flujos de gas que dejarían de perderse al quemarse cada vez que se active el sistema de desfogue, de manera similar a como se evalúan los proyectos de ahorro de energía.

Algunos temas de investigación que pueden proponerse a partir de esta tesis son: realizar un análisis de riesgos para determinar el nivel de integridad de seguridad requerida de la planta, analizar la probabilidad de falla de cada componente para medir la disponibilidad del sistema, con el fin de determinar las medidas necesarias a implementar para alcanzar un nivel tolerable de fallas y el análisis del funcionamiento de los sistemas instrumentados de seguridad.

ANEXOS



Válvulas de Seguridad

En lo que se refiere al diseño de las válvulas de seguridad se calcula de la siguiente forma:

Cálculo de área efectiva de la válvula

$$A = (W (T \cdot Z)^{0.5}) / C \cdot P_1 \cdot K_d \cdot K_b \cdot M^{0.5}$$

Cálculo de presión de ajuste

$$P_1 = 0.1 \text{ Pope} + 14.7 \text{ []=]psia}$$

Cálculo de presión de descarga

$$P_2 = 0.1 P_1 \text{ []=]psia}$$

Cálculo de temperatura de relevo

$$T_r = P_1 \cdot T_{op} / P_{op}$$

Cálculo de relación crítica de presiones

$$r_c = P_c / P_1 = (2 / (k + 1))^{k / (k - 1)}$$

$$\text{si } (P_2 / P_1) < r_c \Rightarrow T_{2real} = T_1 (r_c)^{k / (k - 1)}$$

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

Se sustituye el valor de la temperatura de relevo real y las demás condiciones, obteniendo se finalmente:

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

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

Área efectiva de orificio

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

Precio de Venta de Primera Mano de Gas Natural en México

USD/GJ	Venta de Primera Mano en Reynosa	Venta de Primera Mano en Cd. Pemex	VPM en Reynosa USD/m3	VPM en Cd. Madero USD/m3	VPM en Reynosa Pesos/m3	VPM en Cd. Madero Pesos/m3
Agosto 09	3.0929	2.9276	0.12	0.11	1.5	1.5
Septiembre 09	2.5032	2.3134	0.09	0.09	1.2	1.1
Octubre 09	3.1973	3.0130	0.12	0.11	1.6	1.5
Noviembre 09	3.8699	3.6813	0.14	0.14	1.9	1.8
Diciembre 09	3.1589	2.9699	0.12	0.11	1.6	1.5
Enero 10	5.2268	5.0357	0.20	0.19	2.6	2.5
Febrero 10	4.7664	4.5741	0.18	0.17	2.4	2.3
Marzo 10	4.3485	4.1574	0.16	0.16	2.2	2.1
Abril 10	3.2548	3.0580	0.12	0.11	1.6	1.5
Mayo 10	3.7897	3.5882	0.14	0.13	1.9	1.8
Junio 10	3.7545	3.5634	0.14	0.13	1.9	1.8
Julio 10	4.2820	4.0868	0.16	0.15	2.1	2.0
Agosto 10	4.2796	4.0867	0.16	0.15	2.1	2.0
Septiembre 10	3.3124	3.1171	0.12	0.12	1.6	1.5
Octubre 10	3.4924	3.2954	0.13	0.12	1.7	1.6
Noviembre 10	2.9909	2.7890	0.11	0.10	1.5	1.4
Diciembre 10	3.5748	3.3720	0.13	0.13	1.8	1.7
Enero 11	3.7427	3.5170	0.14	0.13	1.9	1.7
Febrero 11	3.9238	3.6921	0.15	0.14	2.0	1.8
Marzo 11	3.4485	3.2175	0.13	0.12	1.7	1.6
Abril 11	3.8529	3.6204	0.14	0.14	1.9	1.8
Mayo 11	3.9636	3.7244	0.15	0.14	2.0	1.9
Junio 11	3.9200	3.6810	0.15	0.14	1.9	1.8
Julio 11	3.9466	3.7114	0.15	0.14	2.0	1.8
Agosto 11	3.9668	3.7274	0.15	0.14	2.0	1.9
Septiembre 11	3.4910	3.2647	0.13	0.12	1.7	1.6
Octubre 11	3.4150	3.2059	0.13	0.12	1.7	1.6
Noviembre 11	3.1939	2.9857	0.12	0.11	1.6	1.5
Diciembre 11	3.0583	2.8566	0.11	0.11	1.5	1.4
Enero 12	2.8091	2.6031	0.10	0.10	1.4	1.3
Febrero 12	2.4556	2.2394	0.09	0.08	1.2	1.1
Marzo 12	2.2105	1.9877	0.08	0.07	1.1	1.0
Abril 12	2.0192	1.7950	0.08	0.07	1.0	0.9
Mayo 12	1.8749	1.6582	0.07	0.06	0.9	0.8
Junio 12	2.2217	2.0159	0.08	0.08	1.1	1.0
Julio 12	2.5346	2.3282	0.09	0.09	1.3	1.2

Fuente: Comisión Reguladora de Energía



Cálculo del costo de equipo usando el método modular

Para este proyecto en especial, se seleccionó el método modular, el cual se basa en la agrupación de elementos de costo que tiene características similares y guardan relaciones comunes entre sí, es un estimado preliminar ya que se tiene la información suficiente como el estimado del costo de equipo que interviene en el proceso, y por ser un estimado bastante grueso toda vez que no se cuenta con más información de los proyectos. El resumen del estimado para cada propuesta se presenta en las tablas siguientes.



Costo de inversión Tanque y quemador		
Costos de inversión de un sistema de desfuegos con tanque y quemador para una capacidad de 50 mmscf		
CONCEPTO	FACTOR	COSTO EN MILES DE PESOS
Costos Directos		
a) Costo de equipo	1.000	632,550.41
b) Costo de materiales		
Tubería	0.320	202,416.13
Concreto	0.089	56,296.98
Acero	0.019	12,018.45
Instrumentación	0.073	46,176.17
Eléctrico	0.083	52,501.68
Aislamiento	0.084	53,134.23
Pintura	0.006	3,795.30
Total del costo de material	0.674	426,338.97
c) Edificios y almacenes	0.180	113,859.07
d) Terreno	0.060	37,953.02
Total de costo directos		1,210,701.47
Costos indirectos		
e) Costos de ingeniería		103,738.26
f) Indirectos de construcción		
(a+b+c+d+e) * 0.340		446,909.50
Total de costo indirectos		550,647.76
g) Honorarios y contingencias		
(a+b+c+d+e+f) * 0.180		317,042.86
Costo total de la inversión		2,078,392.091

Costo de inversión HIPPS		
Costos de inversión de un sistema de desfogues con capacidad de 50 mmscfd y Sistema de Protección de Presión de Alta Integridad (HIPPS).		
CONCEPTO	FACTOR	COSTO MILES DE PESOS
<u>Costos Directos</u>		
a) Costo de equipo	1.000	471,672.21
b)	Costo de materiales	
Tubería	0.320	150,935.10
Concreto	0.089	41,978.82
Acero	0.019	8,961.77
Instrumentación	0.073	34,432.07
Eléctrico	0.083	39,148.79
Aislamiento	0.084	39,620.46
Pintura	0.006	2,830.03
Total del costo de material	0.674	317,907.06
c) Edificios y almacenes	0.180	84,900.99
d) Terreno	0.060	28,300.33
Total de costo directos		902,780.59
<u>Costos indirectos</u>		
e) Costos de ingeniería		77,354.24
f) Indirectos de construcción		
(a+b+c+d+e) * 0.340		333,245.84
Total de costo indirectos		410,600.08
g) Honorarios y contingencias		
(a+b+c+d+e+f) * 0.180		236,408.52
Costo total de la inversión		1,549,789.19



Calculo del costo de gas natural

Los costos de gas natural que se van a quemador durante el desfogue es necesario transformar los millones de pies cúbicos estándar a millones de pies cúbicos diarios se realiza lo siguiente:

Se convierte el flujo de condiciones estándar a flujo de condiciones actuales

Flujo = 50 MMSCFD

Condiciones estándar:

- $P_s = 14.7$ psia
- $T_s = 60^\circ\text{F} = 519.67^\circ\text{R}$
- $Z_s = 1.0$

Condiciones actuales:

- P_1 manométrica = 0.35 kg/cm² g = 4.98 psig
- P_1 absoluta = 4.98 psi + 14.7 psi = 19.68 psia
- $T_1 = 50^\circ\text{C} = 581.67^\circ\text{R}$
- $Z_1 = 0.9977$ de acuerdo a simulación en Hysys

$$MMCFD = MMSCFD \times \frac{P_s}{P_1} \times \frac{T_1}{T_s} \times \frac{Z_s}{Z_1}$$

Por lo tanto:

MMCFD = 47.70, lo cual significa 47, 707,219 ft³/día

1. Calcular el flujo de energía

Poder calorífico inferior = $8,932$ Kcal/m³ = 1003.7 BTU/ft³

Flujo de energía = $47,707,219$ ft³/día \times 1003.7 BTU/ft³ = $41,861,536,090$ BTU/día

2. Calcular el costo de quemar el gas

Costo de gas natural = 9.12 USD\$/miles BTU

Costo de quemar gas natural = 9.12 USD\$/miles BTU \times $41,861,536,090$ BTU/día = $381,777,209$ USD\$/día



Tomando como referencia que la planta tiene un desfogue al año por un lapso de cinco minutos y usando factores de 9.12 USD/MBTU y poder calorífico 1003.7 Kcal/m³ entre otros factores extraídos del Anexo cuatro del trabajo desarrollado por SENER de 2010 "Perspectiva de Gas Natural 2010-2025". Se obtienen los siguientes resultados, los cuales resumiré en la siguiente tabla:

Costo del gas que es enviado a desfogue				
mmpcsd	mmpcd	MBTU/día	USD/día	Pesos/ 5 min
50,000,000	41,707,219	41,861,536	381,777,209	17,232,999
37,000,000	30863342	30,977,536	282,515,134	12,752,419



Calculo de TIR

Período	Flujo de Fondos
0	-1549789
1	0
2	12752419
3	0
4	0
5	0
6	0
7	12752419
8	0
9	0
10	0

HIPPS

TIR	187.58%
	\$
VAN	14,384,908.08

QUEMADOR Y TANQUE

Período	Flujo de Fondos
0	-2078392
1	0
2	-17232999
3	0
4	0
5	0
6	0
7	-17232999
8	0
9	0
10	0

TIR	#NUM!
VAN	-\$ 23,611,766.87

BIBLIOGRAFIA



Bibliografía y normatividad aplicable.

Se enlistan las referencias para la investigación de comparación entre un sistema de desfuegos convencional y un Sistema de protección de alta integridad así como las referencias bibliográficas y en red para consulta.

Anaya Durand A., Barragan Acevedo. R y Vergara Vega A., Manual de Temas Selectos de Ingeniería de Proyectos, México D.F., Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, 2012, 38 p.

Ahuja, H.N.; Walsh, M.A., Ingeniería de Costos y Administración de Proyectos. Alfaomega, México, 1995.

Avella Martínez Jorge A. Estimado y Control de Costo de Equipo en una Planta Petroquímica. Tesis (Ingeniero Químico). México, D.F., Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, 1986. 244 p

ANSI/ISA-84.00.01-2004 (IEC 61511Mod) Functional Safety: Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector - Instrumentation, Systems, and Automation Society, Research TrianglePark, NC (2004)

API RP 520 Part I. Sizing and Selection Sizing, Selection and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries American Petroleum Institute

API RP 521. Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems American Petroleum Institute.

API Standard 526-2002 - Flanged Steel Pressure Relief Valves, Fifth Edition (Válvulas bridadas de alivio de presión de acero, quinta edición)

Cáliz Morales Alma Patricia y Monroy Gamboa Eduardo. Diseño de Quemadores elevados. Tesis (Ingeniero Químico). Cuautitlán Izcalli, Edo. de México. Universidad Nacional autónoma de México, Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, 1993, 251 p.

Cárcamo de López Mónica Soledad Casia. Evaluación Financiera-Económica de un proyecto privado de agua potable en la aldea Chochal-Municipio de Chiantla Departamento de Huhuetenango. Tesis (Maestro en Ciencias Económicas), Guatemala, Universidad De San Carlos De Guatemala Facultad de Ciencias Económicas, 2006, 69 p.

Corripio B. Armando y Smith A. Carlos. Control Automático de Procesos. México, Limusa, 1977, 647-689 p



Figuroa Villar. Estimación de Costes Fiables, Métodos de estimación. *La Industria Química de España*. 2008, no. 462 p. 278-290

Gil Martínez Aida, Perfeccionamiento de la Metodología de evaluación de proyectos utilizada en el Instituto de Proyectos azucareros, Tesis (Maestría en Administración de Negocios), Universidad de Camaguey, 2001, 65.

Hyde John, Regué J. y Cuspinera A., Control Electro neumático y Electrónico. México, Boixareua Editores, 2006, 85-91, 182-191 p

Jan N. de Breet. Consideraciones para la Selección de un sistema instrumentado de Seguridad. *Intech México Automatización*. 2009, no.3, p. 50-54.

Kevin J. Mitchell y Peter Herena. Safety Instrumented Systems Engineering Handbook. Columbus, HO. Kenexis, 2010, 115 p.

Larry R. Dysert, CCC, Chair, AACE International Technical Board. Sharpen Your Cost Estimating Skills. *Cost Engineering*. 2003, vol.45, no.6, p. 22-30.

Martínez Ortiz Víctor Javier, Ecuaciones y Nomogramas para la estimación de costos de inversión de equipos de proceso, Tesis de licenciatura, México, Facultad de Química, UNAM., 2001.

Mejía Rivera José. Instrumentación. México. Trillas, 2007, 5, 163-177 p.

Mokveld Valves BV, safety instrumented system – HIPPS, First in safety, Gouda, The Netherlands, first in safety, 7p. Disponible en: <http://www.mokveld.com/upload/product_document/Mokveld-HIPPS_application_leaflet_EN.pdf>

Morshall y Switt / Boeckh, Marshall & Swift Equipment Cost Index, *Chemical Engineering*, 2011, p. 80.

NRF-031-Pemex-2011. Sistemas de desfuegos y quemadores en Instalaciones de Pemex. México, Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios, 2011, 68 p.

NRF-045-PEMEX-2002. Determinación del Nivel de Integridad de Seguridad de los Sistemas Instrumentados de Seguridad. México, D.F.: Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios, 2003, 61p



NRF-204-Pemex-2008. Válvulas de bloqueo de emergencia (válvulas de aislamiento de activación remota. México, Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios, 2008, 44 p.

Oyuki Pamela Minero Hernández y Marcel Guillermo Miranda Posadas. Diseño de Sistema de desfogue aplicado a una planta endulzadora de gas. Tesis (Ingeniero Químico). México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, 2010, 130 p.

Prospectiva del Mercado de gas Natural 2010-2025, México, D.F., Secretaria de Energía, 2010, 204 p. Disponible en:
<http://www.sener.gob.mx/res/PE_y_DT/pub/perspectiva_gas_natural_2010_2025.pdf>

P.2.0431.02. Especificación Técnica para Proyecto de Obras. Sistema de Quemadores. México, Pemex: Subdirección de Tecnología y Desarrollo Profesional, Unidad Normativa Técnica, 2001, 64 p

Sánchez Saucedo Eva V. Funcionalidad del SIS. *Intech México Automatización*. 2011, no.2, p. 24-27

Ying Feng and Gade P. Rangaiah National University of Singapore. Evaluating Capital Cost estimation Programs. *Chemical Engineering*. 2011, p. 22-29

.