

42



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

cey

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA**

FALLA DE ORIGEN

**TECNICAS DE EVALUACION DE DAÑOS Y ANALISIS
DE RIESGOS EN INDUSTRIAS DE PROCESO**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A ;
VICTOR HUGO VILLAR MARIN

**U N A M
F E B
Z A R A G O Z A**



**LO ORDENADO EN
DE NUESTRA DOBLAJE**

ASESOR I.Q.P. SALVADOR GALIEGOS RAMALES

MEXICO, D. F.

1995



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES *ZARAGOZA*

JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA

OF/JU/20/95

SR. VICTOR HUGO VILLAR MARIN
P R E S E N T E.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el Examen Profesional, le comunico que la Jefatura a mi cargo ha propuesto la siguiente designación:

PRESIDENTE: ING. EDUARDO VAZQUEZ ZAMORA

VOCAL: ING. SALVADOR GALLEGOS RAMALES

SECRETARIO: ING. JOSE BENJAMIN RANGEL GRANADOS

SUPLENTE: ING. MIGUEL ANGEL VARELA CEDILLO

SUPLENTE: ING. JOSE LUIS MACIAS PEREZ

A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D.F., 10 DE FEBRERO DE 1995


ING. JOSE BENJAMIN RANGEL GRANADOS
JEFE DE LA CARRERA

Irm.

AGRADECIMIENTOS

A la **Universidad Nacional Autónoma de México (F.E.S. Zaragoza)**, que me ofreció la oportunidad de desarrollar mis estudios y formarme como profesional y ser humano.

A mi madre:

Sra. María Luisa Marín Morales;

Que inculcó en mí la responsabilidad, amor y confianza en la determinación para continuar adelante .

A mi padre:

Sr. Mario Villar Lujano.

Por su enseñanza y perseverancia en el arduo camino del trabajo y la vida, que es la luz de mi camino a seguir.

A mis Hermanos:

Abraham.

Mariana.

Mario Alberto.

Por su apoyo, amistad y paciencia que agradeceré toda mi vida.

A mi esposa:

Margarita.

Que conforma el presente y futuro más bello, que impulsan mi ser día a día.

A mi hija:

Tania Janethe.

La razón más poderosa de mi entrega y fe, y que constituye el más firme aliciente para ser mejor.

A mis tíos y cuñados:

Por su confianza y reiterado apoyo para el logro y buen término de mi carrera profesional

A los profesores:

Fernando Damián Morales.

Por enseñarme a pensar con conciencia social y por el apoyo incondicional en el deporte y la vida.

Salvador Gallegos Ramales:

Por su apoyo en la elaboración del presente trabajo y su amistad y paciencia.

Al Departamento de Ingeniería de Sistemas(IMP).

Por sus enseñanzas y auxilio en mi labor diaria. Mi más sincero agradecimiento a la Ing. Angélica Villalobos Martínez por su amistad y asesoramiento en la consecución del presente trabajo.

A mis compañeros y amigos:

Por su amistad y apoyo.

A mis **maestros** y todas aquellas personas que contribuyeron en mi formación intelectual y en la realización de esta obra.

¡Mente sana ve las cosas como son!

¡Mente enferma distorsiona lo que ve!

¡Mente insulsa no le alcanza a dar sentido a lo que ve.!

TÉCNICAS DE EVALUACIÓN DE DAÑOS Y
ANÁLISIS DE RIESGOS EN INDUSTRIAS DE
PROCESO

RESUMEN

El presente trabajo se desarrolló como una recopilación, análisis y ejemplificación de las metodologías y técnicas necesarias para llevar a cabo una Evaluación de Daños y Análisis de Riesgos en Plantas de Proceso Industriales; sin enfocarse a un caso en específico, sino como una guía estructurada, basada en los modelos y criterios de autores reconocidos en la materia; con ello se pretende sentar las bases para estudios más elaborados en cualquier caso de aplicación práctica en las Industrias Nacionales.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS.	vi
LISTA DE GRÁFICAS.	viii
LISTA DE HOJAS DE TRABAJO.	ix
LISTA DE TABLAS.	x
LISTA DE VARIABLES.	xiii
INTRODUCCIÓN.	1
CAPITULO 1: GENERALIDADES.	3
CAPITULO 2: IDENTIFICACIÓN DE DAÑOS.	10
2.1.- REVISIÓN DE DOCUMENTOS Y DIBUJOS.	11
2.2.- AUDITORÍA DE SEGURIDAD.	14
2.3.- ESCALA RELATIVA DE RIESGO.	16
2.3.1.- Índice Dow.	22
2.3.2.- Índice Mond.	24
2.4.- ANÁLISIS "¿QUÉ SUCEDE SI...?".	25
2.5.- FMEA. ANÁLISIS DE EFECTOS Y MODOS DE FALLAS.	33
2.6.- FTA. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.	39
2.7.- ANÁLISIS DE ÁRBOL DE EVENTOS.	42
2.8.- ANÁLISIS DE CAUSA-CONSECUENCIA.	43
2.9.- ANÁLISIS DEL ERROR HUMANO.	46
2.10.- HAZOP.	46
2.10.1.- Definición de los objetivos de estudio.	48
2.10.2.- Equipo HAZOP.	49
2.10.3.- Preparación y datos requeridos..	49
2.10.4.- Metodología HAZOP.	50

A.- Nodos de estudio.	-----	51
B.- Intento de Diseño.	-----	53
C.- Palabras guía, parámetros y desviaciones.	-----	54
D.- Causa de desviaciones.	-----	57
E.- Consecuencia de las desviaciones.	-----	60
F.- Respuesta anticipada.	-----	61
G.- Acciones sugeridas.	-----	63
H.- Procesos iterativos.	-----	65
CAPÍTULO 3: DEFINICIÓN DEL CASO Y FRECUENCIA DE UNA FALLA.	-----	68
3.1.- DEFINICIÓN DEL CASO DE FALLA.	-----	68
3.1.1.- Caracterización del componente de falla.	-----	68
3.1.2.- Definición de las condiciones de liberación.	-----	69
3.1.3.- Propiedades del fluido liberado.	-----	70
3.2.- DEFINICIÓN DE LA FRECUENCIA DE FALLA.	-----	73
CAPÍTULO 4: ANÁLISIS DE ZONAS PELIGROSAS.	-----	80
4.1.- CÁLCULO DE LA ZONA DE DAÑO DE UNA NUBE DE VAPOR.	-----	81
4.1.1.- Generación de vapor.	-----	83
4.1.2.- Factores ambientales que afectan la formación de las nubes.	-----	84
A.- Temperatura.	-----	86
B.- Movimiento Atmosférico.	-----	86
C.- Razón de lapso.	-----	87
D.- Estabilidad e inestabilidad del aire.	-----	88
E.- Inversiones.	-----	89
F.- Influencia del terreno local.	-----	89

4.1.3.- Modelado de una nube de vapor.	-----	90
A.- Tipos de plumas y características.	-----	90
B.- Modelos de dispersión gaussiana.	-----	91
<i>B.1.- Formas matemáticas de la ecuación de la pluma gaussiana.</i>	-----	93
<i>B.2.- Suposiciones del modelo gaussiano de la pluma básico.</i>	-----	94
C.- Elevación de la pluma.	-----	96
D.- Coeficientes de dispersión.	-----	98
E.- Modelo de una nube de gas pesado.	-----	99
F.- Modelo de liberaciones a altas velocidades.	-----	105
4.1.4.- Criterios apropiados para nubes de vapor.	-----	105
A.- Criterios para límites Flamables	-----	105
B.- Criterios para límites Flamables	-----	108
4.1.5.- Ejemplos hipotéticos para nubes de vapor.	-----	107
4.2.- CÁLCULO DE LA ZONA DE DAÑO POR EXPLOSIÓN.	-----	118
4.2.1.- Tipos de explosiones.	-----	119
4.2.2.- Explosiones confinadas.	-----	124
4.2.3.- Explosiones no confinadas.	-----	126
A.- Estructura molecular.	-----	127
B.- Fuentes de ignición.	-----	127
C.- Tamaño de la nube de vapor.	-----	127
D.- Grado de confinamiento de la nube.	-----	128
E.- Estimación de las zonas de daño de nubes de vapor confinadas.	-----	128

4.3.- CÁLCULO DE LA ZONA DE DAÑO PRODUCIDA POR FUEGO.	146
4.3.1.- Flujo de calor radiante producido por una piletta.	146
4.3.2.- Factor geométrico de vista.	147
A.- Tamaño de la flama	148
B.- Efecto del viento.	149
C.- Cálculo del factor de vista.	149
4.3.3.- Charcos y tanques con fallas por fuego.	151
4.3.4.- Criterios de daños e injurias para la radiación de calor.	163
4.4.- CÁLCULO DE LA ZONA DE DAÑO POR BLEVE.	166
4.4.1.- Causas de BLEVE's.	166
A.- BLEVE térmicamente inducido.	166
B.- BLEVE mecánicamente inducido.	168
C.- BLEVE de presión inducida.	169
4.4.2.- Daños ocasionados por un BLEVE.	169
CAPÍTULO 5: CUANTIFICACIÓN DE RIESGOS.	176
5.1.- ESTIMACIÓN DEL NÚMERO DE FATALIDADES ESPERADAS POR UN INCIDENTE EN UNA ZONA DE DAÑO.	176
5.1.1.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente con una Nube de Vapor Flammable.	176
5.1.2.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente ocasionado por Fuego.	179
5.1.3.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente debido a una Explosión.	180
5.1.4.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente debido a un BLEVE.	180
5.1.5.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente debido a una Nube de Vapor Tóxico.	181

5.2.- INDICADORES DE RIESGO.	-----	183
5.2.1.- Riesgo Individual promedio.	-----	184
5.2.2.- Contornos de Riesgo.	-----	185
5.2.3.- Curvas f/N.	-----	185
5.3.- ACEPTACIÓN DEL RIESGO.	-----	187
CAPÍTULO 6: ADMINISTRACIÓN DEL RIESGO.	-----	190
6.1.- TÉCNICAS DE REDUCCIÓN DE RIESGOS.	-----	190
6.1.1.- Reducción de la probabilidad de accidentes.	-----	190
A.- Reducción de falla de un componente sencillo.	-----	191
B.- Reducción de fallas de un sistema.	-----	191
C.- Reducción del error humano.	-----	191
6.1.2.- Reducción de la severidad del accidente	-----	192
A.- Reducción de la razón y cantidad liberada.	-----	193
B.- Reducción de la dimensión de las zonas de daño.	-----	192
C.- Reducción de la exposición pública.	-----	192
6.2.- IMPLEMENTACIÓN DE ACCIONES RECOMENDADAS.	-----	193
6.2.1.- Acción correctiva de alta prioridad (HEAR).	-----	193
6.2.2.- Acción correctiva de media prioridad (HAWs).	-----	193
6.2.3.- Acción correctiva de baja prioridad (LPR).	-----	193
6.2.4.- Sistemas de rastreo de abatimiento de daños (HIATS).	-----	193
CONCLUSIONES.	-----	199
RECOMENDACIONES.	-----	201
BIBLIOGRAFÍA.	-----	202
APÉNDICES.	-----	A-1

LISTA DE FIGURAS

Figura	Descripción	No. de Página
Fig-2.1	Métodos de Identificación de Daños	10
Fig-2.2	Metodología del índice Dow.	26
Fig-2.3	Metodología del índice Mond.	28
Fig-2.4	Ejemplo de un "What if?" en un separador de LNG	33
Fig-2.5	Diagrama de flujo FMEA.	35
Fig-2.6	Elementos básicos para un FTA.	40
Fig-2.7	Diagrama lógico para un triángulo de fuego.	41
Fig-2.8	Ejemplo de FTA; en la ruptura de un tanque.	41
Fig-2.9	Diagrama de Arbol de Eventos de un tanque sobrellenado.	44
Fig-2.10	Esquema de un Intercambiador de Calor.	52
Fig-3.1	Ejemplo de Árbol de Fallas.	77
Fig-4.1	Tipos de plumas y sus características	92
Fig-4.2	Modelo de Eidsvick.	104
Fig-4.3	Modelo de Colenbrander.	104
Fig-4.4	Modelo de Ooms.	104
Fig-4.5	Diagrama de bloques del cálculo de la zona de daño por Explosión.	129
Fig-4.6	Geometría del factor de vista.	150

Fig. 5.1	Diagrama de sectores de Análisis de Riesgos.	-----	177
Fig. 5.2	Curva f/N.	-----	186
Fig 6.1	Matriz de Riesgos.	-----	197
Fig.6.2	Diagrama de Flujo HATS.	-----	198

LISTA DE GRÁFICAS

Gráfica	Descripción	No. de Página
Gráf-2.1	Panorama de la metodología de Evaluación de Daños y Análisis de Riesgos.	7
Gráf-4.1	Porcentajes de vaporización	85
Gráf-4.2	Razones de vaporización de LNG y propano.	85
Gráf-4.3	Coeficiente de dispersión horizontal (Pasquill)	100
Gráf-4.4	Coeficiente de dispersión vertical (Pasquill)	101
Gráf-4.5	Distancia de la máxima concentración y máxima x como función de la estabilidad y la altura efectiva de emisión.	118
Gráf-4.6	Sobrepresión VS. Z.	121
Gráf-4.7	Fuerza explosiva VS. Distancia desde el terreno	143
Gráf-4.8	Transmitancia atmosférica VS. Longitud y Humedad relativa.	148
Gráf-4.9	Relación entre la Temp. del metal y el flujo de calor incidente paravarias velocidades del viento	165
Gráf-4.10	Relacion hipotética entre el esfuerzo, la presión interna y el tiempo de exposicion al fuego.	168
Gráf-4.11	Criterios de daños e injurias por BLEVE.	174
Gráf-4.12	Zonas de daño e injurias ocasionadas por un BLEVE en un tanque de propano.	176
Gráf-5.1.	Criterios de daños y fatalidades por un BLEVE..	182
Gráf-5.2	Concentración de gas tóxico VS. tiempo de exposición requerido para causar muerte.	183

LISTA DE HOJAS DE TRABAJO

HT	Descripción	No. de Página
HT-2.1	Comentarios generales.	17
HT-2.2	Hoja para válvulas de seguridad.	18
HT-2.3	Detectores de gas.	19
HT-2.4	Secado químico	20
HT-2.5	Área de compresores.	21
HT-2.6	Formato de índice de fuego y explosión.	27
HT-2.7	Formato del Índice Mond	29
HT-2.8	Tabla FMEA.	36
HT-3.1	Formato para dispersión de vapor.	71
HT-3.2	Formato para el caso de radiación por fuego y explosión.	72
HT-6.1	Formato de HEAR, HAWS y LPR.	198

LISTA DE TABLAS

TABLA	Descripción	No. de Página
TAB-1.1	Ejemplos de eventos o fallas sucedidas en HPI.	4
TAB-2.1	Índice dow de fuego y explosión.	23
TAB-2.2	Factores de riesgo parciales	25
TAB-2.3	Ejemplo de un evento "What if?"	32
TAB-2.4	Tipos de FMEA.	36
TAB-2.5	Ejemplo de FMEA.	38
TAB-2.6	Metodología HAZOP	51
TAB-2.7	Parámetros.	54
TAB-2.8	Palabras guía básicas.	55
TAB-2.9	Desviaciones del intento de diseño.	55
TAB-2.10	Matriz de palabras guía y parámetros.	56
TAB-2.11	Causa de combinaciones de parámetros y palabras guías..	57
TAB-2.12	Consecuencias creadas por desviaciones.	60
TAB-2.13	Diagrama de flujo de un HAZOP.	67
TAB-3.1	Tipos de fugas.	70
TAB-4.1	Zonas de daño más probables.	80
TAB-4.2	Niveles de efectos en personas de acuerdo a FAQS.	82

TAB-4.3	Relación entre la turbulencia y las condiciones climáticas.	-----	89
TAB-4.4	Tabla de datos del ejemplo 4.1.	-----	107
TAB-4.5	Tabla de datos del ejemplo 4.2.	-----	110
TAB-4.6	Tabla de resultados del ejemplo 4.2	-----	112
TAB-4.7	Tabla 1 de resultados del ejemplo 4.3	-----	115
TAB-4.8	Tabla 2 de resultados del ejemplo 4.3	-----	115
TAB-4.10	Tabla de Ecuaciones de liberación instantánea de gas o vapor.	-----	130
TAB-4.11	Tabla de Ecuaciones de liberación continua de gas (subsónico)	-----	131
TAB-4.12	Tabla de Ecuaciones de liberación continua de gas (sónico)	-----	131
TAB-4.13	Tabla de Ecuaciones de liberación continua de líquido "flasheando" (subsónico)	-----	132
TAB-4.14	Tabla de Ecuaciones de liberación continua de líquido "flasheando" (sónico)	-----	133
TAB-4.15	Resumen de gas y líquido "flasheando".	-----	134
TAB-4.16	Tabla de datos del ejemplo 4.4	-----	134
TAB-4.18	Efectos de nubes explosivas en Refinerías.	-----	144
TAB-4.19	Tabla de ecuaciones para evaluar la variación del radio de un charco con el tiempo.	-----	152
TAB-4.20	Distancia al LFL.	-----	153
TAB-4.21	Cálculo de la dimensión e intensidad de un charco de fuego.	-----	157

TAB-4.22	Tabla de resultados.	-----	160
TAB-4.23	Tabla de resultados.	-----	163
TAB-4.24	Niveles de flujo de calor que producen daño.	-----	164
TAB-5.1	Riesgos voluntarios e involuntarios.	-----	188

LISTA DE VARIABLES

a	Distancia de la fuente virtual debido a la mezcla inicial [=].m
A	Área de la flama [=] m ²
A ₂	Área de emisión efectiva de la flama [=] m ²
b	Distancia de la fuente virtual desde los límites del área [=].m.
b ₁	Coefficiente de extinción para radiación dentro de la flama [=].m
C	Concentración.
C _a	Concentración en el centro de la nube, después de la mezcla inicial [=] v/v.
C _b	Concentración en los límites [=] v/v.
C _D	Coefficiente de descarga [=] adimensional.
C _g	Constante de dispersión [=] m.
C _o	Concentración en el centro de la nube [=] v/v.
C _p	Calor específico a p=cte.[=] Ca/lb °R.
C _p '	Calor específico a p=cte.[=] Kj/Kg °K.
C _s	Concentración tóxica límite[=] v/v (IDLH).
C _v	Calor específico a v=cte.[=] Ca/lb °R.
C _y	Constante de dispersión.
C _z	Constante de dispersión.
d	Diámetro de la bola de fuego. [=] m
d _{A1}	Área diferencial de la superficie destino.
d _{A2}	Área diferencial de la superficie fuente.
D	Diámetro de la flama o fuego [=] m
D _a	Diámetro aparente de la fuga [=] m
D _o	Diámetro inicial de la pileta [=] m

D_p	Diámetro del charco o pileta [=] m
D_L	Diámetro de la fuga [=] m
e	Fracción residual. [=] adimensional.
E	Energía [=] calorías.
$E[F(a)]$	Número de fatalidades esperadas por año.
$E[F(a_g)]$	Número de fatalidades esperadas por año en el sector dividido k.
$E[F(b)]$	Número esperado de fatalidades debido a un BLEVE.
$E[F(e)]$	Número esperado de fatalidades debido a una explosión.
$E[F(f)]$	Número esperado de fatalidades debido a un charco o pileta de fuego.
$E[F(A_i)]$	Número esperado de fatalidades para m.
$E[F(A_g)]$	Número esperado de fatalidades debido al escenario A_g .
f_k	Fracción del área segmentada k que está cubierta por la nube de vapor.
F	Factor geométrico [=] adimensional
F_f	Flux de flotación de las emisiones de la chimenea [=] m^4/seg^3
$F_{dA_1} \rightarrow F_{dA_2}$	Factor de vista entre las dos áreas diferenciales. [=] adimensional
$F(y, \sigma_y)$	Función de dispersión del viento transversal [=] m^{-1}
g	Aceleración debido a la gravedad [=] m/seg^2
g_1	Aceleración debido a la gravedad [=] $32.17 \text{ ft}/seg^2$
G	Fuga o razón de vaporización. [=] Kg/seg
$G(z, \sigma_z, H)$	Función de dispersión del viento horizontal con relación al terreno. [=] m^{-1}
h	Coefficiente de transferencia de calor, sobre el agua [=] $0.6 \text{ kw}/m^2 \text{ } ^\circ K$
hm	Altura mínima del charco. [=] m
H	Altura efectiva de la pluma [=] m
H_h	Cabeza de líquido [=] m
H_g	Altura efectiva de la chimenea [=] m
I	Intensidad de radiación al receptor [=] kw/m^2
I_0	Intensidad de radiación de la fuente [=] kw/m^2

k	Conductividad térmica a nivel de terreno [=] $\text{kw/m } ^\circ\text{K}$
k_1	Conductividad térmica de aislación [=] $\text{kw/m } ^\circ\text{K}$
k_{cte}	[=] 175 kw/m^2
L	Altura de la flama [=] m
L_p	Longitud de la tubería de descarga [=] m
m	Masa velocidad de combustión [=] $\text{kg/m}^2\text{-seg}$
m_1	Fracción vaporizada.
m_N	Fracción vaporizada al momento del choque.
M	Peso molecular.
M_a	Peso molecular del aire.(29)
n	Número de moles de agua [=] g-mol
n_1	Número de componentes idénticos.
n_e	Índice de evaporación.
n_j	Número total de segmentos de área cubiertos por la nube de vapor para cada configuración de la nube, j.
n_y	Índice de dispersión.
n_z	Índice de dispersión.
N_g	Número total de personas potencialmente expuestos en la malla del sector dividido, g.
N_k	Número de gente localizada en el área segmentada k.
N^*	Número de fuentes de ignición debido a la configuración de la nube.
N_1	Número de personas dentro de un área de afectación de 31.5 kw/m^2 .
N_2	Número de personas dentro de un área de afectación entre 31.5 kw/m^2 y 5.0 kw/m^2 .
N'_1	Número de personas dentro de un área de afectación de 65 psi.
N'_2	Número de personas dentro de un área de afectación 2 psi.
N''_1	Número de personas dentro del radio de la bola de fuego.

N_2	Número de personas dentro del radio de la bola de fuego y la línea del 50% de fatalidad.
N_3	Número de personas dentro de la línea del 50% de fatalidad y quemaduras de segundo grado.
N_t	Número total de personas potencialmente expuestas a la zona de daño letal
P_x	Coefficiente de difusión (B. Pearson).
P	Probabilidad anual de ocurrencia
P_a	Presión atmosférica [=] 100 KN/m^2 .
P'_a	Presión atmosférica [=] 10^5 N/m^2 .
P_b	Probabilidad de ignición por persona.
$P(A_s)$	Probabilidad de ocurrencia de un evento A_s .
P_B	Probabilidad de un BLEVE.
P_E	Probabilidad de una explosión.
P_i	Probabilidad de ignición de la nube con configuración, i.
$P_{D(j)}$	Probabilidad de una dirección de viento dada, j.
P_j	Probabilidad de ignición de la nube de configuración, j.
P_{n1}	Probabilidad de una o más ocurrencias asumiendo componentes idénticos.
P_m	Presión atmosférica [=] milibares.
P_0	Presión inicial en el recipiente [=] KN/m^2 .
P'_0	Presión inicial en el recipiente [=] 10^5 N/m^2 .
P_1	Presión del gas comprimido [=] atm
P_2	Presión del gas expandido [=] atm
P_N	Presión al momento del choque [=] KN/m^2 .
P'_N	Presión al momento del choque [=] N/m^2 .
P_R	Probabilidad de una liberación de un fluido flamable

P_{std}	Presión del gas a cond. estándar [=] atm
$P_{s(k)}$	Probabilidad de un tipo determinado de estabilidad atmosférica.
P_V	Presión de vapor [=] KN/m ² .
P_{VC}	Probabilidad de que se genere una nube de vapor de una liberación.
$P_{w(j)}$	Probabilidad de una dirección de viento dada, j.
q	Flujo radiante incidente en algún punto [=] kw/m ² .
q_s	Flujo de calor de la superficie de la bola de fuego. [=] kw/m ²
q_{sm}	Máximo flujo de la superficie de la flama para un fuego extenso [=] kw/m ²
q_x	Coefficientes de difusión (B. Pearson)
Q	Punto fuente de emisión de contaminantes [=] gramos/seg
Q_1	Flujo volumétrico a T_{atm} y P_{atm} [=] m ³ /seg
Q_2	Razón de liberación [=] ft ³ /min
Q^*	Calor liberado [=] cal/seg
Q_U	Flujo de calor radiante requerido para causar ignición espontánea en la madera [=] kw/m ²
r	Distancia entre el elemento de dA_1 a dA_2 .
R	Constante de los gases [=] 1720
R_d	Distancia de un efecto similar a una explosión [=] m.
R_{ig}	Riesgo individual promedio por persona ubicada en una malla del sector dividido g
R_s	Radio interior de la chimenea [=] m.
R_1	Riesgo individual de muerte.
R_1'	Cte. de los gases [=] 1.987 cal/g-mol °K.
R_2	Constante de los gases [=] 8.314 KJ/K-mol °K.
R_3	Constante de los gases [=] 8314 J/K-mol °K.
s	Parámetro de estabilidad basado en la razón de lapso adiabático [=] seg ⁻²
t	Periodo de tiempo [=] seg.

t_d	Tiempo de descarga [=] seg
t_p	Tiempo para que la nube alcance un punto dado. [=] seg.
T	Temperatura después del choque. [=] °K
T'	Temperatura ambiente [=] °K
T''	Temperatura [=] °R
T_a	Temperatura media del aire [=] °K
T_b	Temperatura de ebullición a condiciones atmosféricas [=] °K
T_c	Temperatura crítica [=] °K
T_g	Temperatura a nivel de terreno [=] °K
T_N	Temperatura después del choque [=] °K
T_R	Temperatura inicial del recipiente [=] °K
T_s	Temperatura de salida de la chimenea [=] °K
T_w	Temperatura del agua [=] °K
T_0	Temperatura del gas a condiciones estándar [=] °K
T_1	Temperatura del gas comprimido [=] °K
u	Velocidad después del choque. [=] m/seg
u_N	Velocidad al momento del choque [=] m/seg
U	Velocidad en la dirección viento bajo de la nube [=] m/seg.
U_e	Velocidad del viento según la estabilidad del aire [=] m/seg.
U_m	Velocidad media del viento en la parte superior de la chimenea [=] m/seg
v	Volumen de la nube a P Y T atmosférica. [=] m ³
V	Flujo volumétrico de los gases en la chimenea a cond. estándar [=] m ³ /seg
V_1	Volumen del gas comprimido.
V_2	Volumen del gas expandido.
V'	Velocidad de la nube [=] m/seg
$V_{chimenea}$	Velocidad en la chimenea o "stack" [=] m/seg.

V_f	Flujo volumétrico de los gases en la chimenea [=] m^3/seg
V_s	Velocidad de salida de la chimenea [=] m/seg .
V_T	Volumen del recipiente [=] m^3 .
w	Peso equivalente de TNT [=] kg
w_f	Flujo de material liberado
w_0	Peso del recipiente [=] kg .
W	Peso del combustible [=] kg .
x	Distancia horizontal desde la fuente. [=] m
x^*	Distancia viento abajo de la nube a la cual la turbulencia atmosférica domina la elevación de la nube.
x_b	Distancia desde la frontera hasta la fuente. [=] m
x_v	Distancia desde la fuente vertical. [=] m
X	Concentración de contaminante [=] g/m^3 .
X_{chimenea}	Distancia viento abajo de la chimenea. [=] m
X_{cl}	Concentración en el centro de la línea. [=] $ft^3 \text{ vapor}/ft^3 \text{ mezcla}$.
$X_{\text{máx}}$	Máxima concentración de contaminante [=] g/m^3
X_{UEL}	Coordenada al Límite Superior de Explosividad.
X_{LEL}	Coordenada al Límite Inferior de Explosividad.
y	Desplazamiento transv. del punto receptor desde el eje de la pluma [=] m
z'	Altura [=] ft
z_m	Altura vertical desde el punto de recepción [=] m
Z	Constante de proporcionalidad [=] $m/kg^{1/3}$
Z'	Altura sobre la base del fuego o fuga [=] m
Z_{UEL}	Coordenada al Límite Superior de Explosividad.
Z_{LEL}	Coordenada al Límite Inferior de Explosividad.
β	Factor de rugosidad del terreno.
β_1	Ángulo entre la normal de dA_1 y la línea de dA_2 .

β_2	Ángulo entre la normal de dA_2 y la línea de dA_1 .
γ	C_p/C_v [=] adimensional.
δ	Densidad relativa.
Δ	Tiempo de una nube para pasar de un lugar a otro [=]seg.
ΔH	Elevación de la pluma.
ΔH_b	Calor latente de vaporización a condiciones estándar [=] KJ/Kg
ΔH_c	Calor de combustión estándar [=] KJ/Kg
ΔH_{vap}	Calor latente de vaporización a condiciones atmosféricas [=] KJ/Kg
$\Delta H'_{vap}$	Calor latente de vaporización a condiciones atmosféricas [=] J/Kg
λ	Frecuencia de falla anual.
λ_2	Constante de evaporación [=] m
$\mu_{chimenea}$	Velocidad media de la chimenea
μ_a	Viscosidad del aire. [=] cp.
ρ	Densidad después del choque [=] Kg/m ³ .
ρ_a	Densidad del aire [=] g/m ³ .
ρ_a'	Densidad del aire [=] 1.22 Kg/m ³ .
ρ_g	Densidad del vapor de combustible [=] g/m ³ .
ρ_L	Densidad del líquido [=] Kg/m ³ .
ρ_N	Densidad después del choque [=] Kg/m ³ .
ρ_V	Densidad del vapor saturado a T_b [=] Kg/m ³ .
ρ_w	Densidad del agua [=] g/m ³ .
σ_x	Coefficiente de dispersión horizontal [=] m
σ_y	Coefficiente de dispersión gaussiano del viento transversal [=] m
σ_z	Coefficiente de dispersión gaussiano del viento vertical [=] m
τ	Transmitancia atmosférica
$\frac{\partial \theta}{\partial Z}$	Razón de lapso.

Φ	Factor de configuración.
Φ_F	Factor de configuración (end-on)
Φ_s	Factor de configuración (side-on).
ϕ	Ángulo de inclinación vertical.
$\phi_{chimenea}$	Diámetro de la chimenea [=] m.
ψ	Fracción del contenido original remanente.

INTRODUCCIÓN

La interpretación de los objetivos para los criterios resulta muy apropiada, ya que transmite la idea del rango de aceptabilidad; si se pierde el objetivo, no hemos logrado nuestra meta y se considera el esfuerzo infructuoso. Si se logra el objetivo, se deberá al esfuerzo y vale la pena mejorar nuestra actuación; finalmente, cuando se atina al blanco, no existe mayor recompensa que lograr llegar lo más cerca del objetivo.

D.J. Lowe.

INTRODUCCIÓN.

Lamentablemente la humanidad tiene arraigada una actitud correctiva, esto es; que toma acciones después de que se presenten los acontecimientos, lo cual se manifiesta claramente en la actividad industrial donde ha sido necesario la ocurrencia de accidentes de gran envergadura para que se legislara sobre la adopción de medidas de seguridad a las empresas que realizan actividades con posibilidades de desencadenar accidentes mayores⁽⁹⁾; particularmente en México se han implementado diferentes medidas desarrolladas por la Secretaría de Desarrollo Social (SEDESOL) que constituyen, ya una clara inclinación por evitar sucesos lamentables y con ello poder solventar los reclamos de la sociedad que es la principal afectada.

Sin embargo, se debe reconocer que un buen número de empresas, sobre todo transnacionales e Industrias con expectativas de ingresar en los mercados internacionales ya se encontraban comprometidas a adoptar un nivel muy alto de seguridad, que les permitiera asumir la responsabilidad de proteger la integridad de sus empleados, vecinos y el ambiente que les rodea⁽⁹⁾.

Lo anterior, ha motivado a que se encaminen y conjunten los contenidos de ciertas normas y metodologías para permitir formalizar y establecer parámetros y criterios válidos que de alguna manera conformen la estructura básica de seguridad y el riesgo posible al que se enfrenta una empresa y el entorno que le rodea, de tal forma que se protega y se produzca con un gran grado de aceptación, calidad y efectividad los satisfactores que la sociedad necesita.

El objetivo del presente trabajo es reunir y recopilar las diferentes técnicas y metodologías que existen y que permitan la elaboración de una Evaluación de Daños y Análisis de Riesgos en Plantas de Proceso Industriales; y realizar un posterior análisis de cada una de ellas, así como observación de sus alcances y limitaciones y de esta manera mostrar un panorama global de las actividades tanto administrativas como técnicas que influyen en la secuencia de la elaboración del mismo; de tal forma que se puedan establecer algunas recomendaciones pertinentes, producto de la experiencia de personas reconocidas y bastante familiarizadas con el tema, con la finalidad de desarrollar, seleccionar y especificar alcances y limitaciones, de acuerdo con las pretenciones que una empresa o industria desee en un análisis de este tipo; así mismo se desarrollan cálculos representativos que ejemplifican el análisis de la zonas de daño más comunes en Plantas de Proceso y la probabilidad de desarrollo de un evento y/o

efectos que tiene en la población y proporcionar de esta manera ciertas bases y referencias que permitan el desarrollo de cálculos ulteriores más elaborados.

Este trabajo no pretende ser exhaustivo dado la amplitud del tema, pero constituye una base para el desarrollo o investigación de las partes que lo conforman y permite crear una visión general del establecimiento de secuencias y metodologías para un trabajo más formal; con ello no se trata de limitar el trabajo, sino de establecer que el desarrollo de un Análisis de Daños y Evaluación de Riesgos no es obra de una sola persona; sino de un grupo interdisciplinario con bastante experiencia y apoyo de considerables recursos económicos y administrativos para el buen fin del mismo.

CAPÍTULO 1: GENERALIDADES

La necesidad de criterios. Un sirviente, al pasar sus vacaciones en una granja, le pidió el granjero que le ayudara a separar las papas seleccionándolas por tamaño; al final del día tan sólo había separado diez y se encontraba al borde de una crisis nerviosa; no había utilizado su criterio y le resultaba casi imposible decidir sobre el tamaño de las papas.

Anónimo.

1.- GENERALIDADES.

Todas las actividades humanas llevan consigo asociadas un cierto grado de riesgo y las Industrias de Proceso no son la excepción; la Industria Química, en particular es una rama preocupada por la innovación y en la cual se desarrollan los satisfactores de las sofisticadas necesidades de la sociedad moderna, la cual requiere de productos con características muy particulares de alta calidad y bajo costo, tal situación significa contar con procesos que requieren de utilizar condiciones de proceso muy peligrosas, tales como altas presiones y temperaturas, así como materiales con características fisicoquímicas que representan un peligro para la salud humana, el ambiente y la propiedad.

Consecuentemente el incremento de volumen y diversidad de productos químicos que están siendo extraídos, manufacturados, vendidos, almacenados, usados o desechados; crea una probabilidad creciente y significativa de accidentes que involucran el escape de productos químicos potencialmente tóxicos⁽⁹⁾; además el acelerado crecimiento de la población, cuya necesidad le ha obligado a invadir zonas destinadas en un principio exclusivamente al establecimiento de industrias, ha originado que un gran número de personas, tanto trabajadores, como ciudadanos en general estén expuestos en cualquier momento a los peligros que puede traer consigo dichas situaciones⁽¹⁰⁾; lo anterior se ha manifestado constantemente en una serie de accidentes ocurridos de diferentes magnitudes que han dejado tras de sí una gran cantidad de pérdidas humanas y materiales incalculables; algunos ejemplos de ello se muestran en la tabla 1.1⁽¹⁶⁾.

Se puede observar en la tabla 1.1, que en particular en México han ocurrido accidentes de gran envergadura, tales como el de San Juan Ixhuatepec y en tiempo reciente en Guadalajara, además, se han registrado desastres desde hace tiempo, como explosiones de Vinil Cloro Metano (VCM), con una frecuencia que resulta alarmante; de acuerdo a ello en México ocurren accidentes mayores cada cuatro años; que en otras partes del mundo y con otros criterios de seguridad se estima que sólo podrían ocurrir, probablemente cada millón de años.

Con base en lo anterior, la Industria Química en conjunto con Instituciones gubernamentales; han dirigido sus esfuerzos para aplicar métodos sistematizados para eliminar o reducir los riesgos inherentes en las plantas y además la sociedad en general, reclama a la industria una mayor seguridad para sus miembros, propiedades y medio ambiente.

Año	Localización	Tipo de Proceso	Materia Libre	Pérdidas sufridas \$ millones (corregida)	Personas lesionadas / muertes	Detos Disponibles
1954	Virginia del Oeste		Acroleína	5.4	0	6000 Gal. de acroleína explosiva se dispersó en una nube de vapor cuando un carro tanque tuvo una falla; la acroleína se contaminó causando polimerización y bloqueando el venteo del mismo.
1962	Kentucky	Etilamina	Oxido de etileno	16.6	1/9	Un tanque que contenía 6500 gal. de óxido de etileno se contaminó con amoníaco, el tanque tuvo una falla y el óxido se dispersó en el aire, la nube se ignicionó inmediatamente creando una fuerza explosiva de 18 Tons. de TNT.
1970	New Jersey	Refinería de H-oil	Hidrocarburos > C ₁₀ + H ₂	48	0/4	Falla de un reactor operando a 2500 psig debido al sobrecalentamiento causado por una nube de aprox. 250,000 lb, la cual se ignicionó creando daños de explosión y fuego, produciendo una fuerza explosiva de 50 Tons. de TNT.
	Bhopal, India					
	Guadalajara, México.					
	San Juan Ixhuatepec, México.					
1979	Three Miles Island.					

Tabla 1.1. Eventos de accidentes sucedidos en Plantas de Proceso Industriales.

Los elementos que dan origen a los riesgos presentes en una operación industrial, en términos generales, son los siguientes:

- ◆ Materias primas.
- ◆ Procesos.
- ◆ Productos terminados.
- ◆ Recursos humanos.
- ◆ Medio ambiente.

Es la interrelación de estos elementos, a través de la tecnología utilizada lo que da por resultados la existencia de riesgos reales y potenciales y su magnitud depende de las características particulares de los elementos mencionados.

El diagnóstico de seguridad de una Planta de Proceso involucra responder una serie de preguntas:

- ¿Existen riesgos reales y potenciales?; si es así,
- ¿Cuáles son?.
- ¿De qué magnitud son?.
- ¿Son aceptables?; si no es así,
- ¿Cómo se pueden eliminar o reducir?.

Las respuestas a estas exigencias pueden obtenerse a través de un Análisis de Riesgos; motivo que ocupa al presente trabajo.

Para evaluar los riesgos potenciales en una situación específica se pueden usar dos diferentes planteamientos conceptuales; el que predice (Prospectivo) y el histórico (Retrospectivo) estos dos planteamientos siempre se usan de manera complementaria⁽⁴³⁾.

De acuerdo con lo anterior, se han estructurado una serie de técnicas y metodologías que proporcionan un marco sistemático para la identificación y evaluación de los daños potenciales asociados con sistemas y procesos bajo la premisa del manejo de seguridad en un proceso; dichas técnicas y metodologías se les conoce como Análisis de Riesgos y Evaluación de Daños; por ello la conjunción de las más importantes de ellas se han integrado en el presente trabajo bajo el título de *Técnicas de Evaluación de Daños y Análisis de Riesgos para Industrias de Proceso*.

El término Análisis de Riesgos o Evaluación de Riesgos implica un estudio más detallado y completo que una Evaluación de Daños o Análisis de Daños, de acuerdo a ello, una Evaluación de Daños es un método sistemático de análisis para la identificación y evaluación de daños potenciales asociados con sistemas y procesos y un Análisis de Riesgos se utiliza para estimar los riesgos económicos, materiales y humanos que tienen como consecuencia los daños identificados en la planta y que finalmente elabora un balance de todos estos factores para alcanzar un nivel aceptable de riesgo o dicho de otra manera, un nivel aceptable de seguridad.

Aún cuando no existen evidencias precisas, la aparición de las primeras metodologías para un Análisis de Riesgos en operaciones industriales tienen su origen entre 1910 y 1920; estas metodologías fueron producto de la experiencia adquirida a través de los accidentes ocurridos; la primera de ellas se conoce hoy en día como Investigación de Accidentes^(35R), la cual ha evolucionado de manera muy importante, pero fundamentalmente sigue conservando sus principios; a través de esta metodología

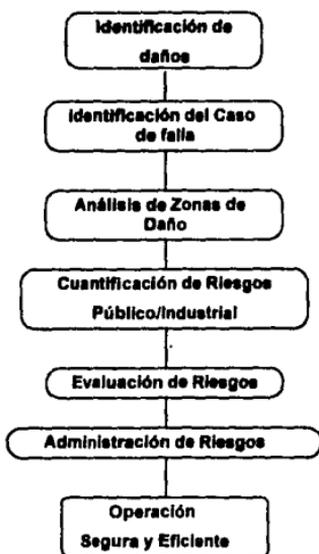
se definen las causas básicas que produjeron el accidente y se establecen las medidas correctivas y preventivas, las cuales son aplicadas para modificar instalaciones existentes o en el diseño de unidades productivas similares, con el fin de evitar la reincidencia de los eventos; los resultados de la Investigación de Accidentes, aún cuando son de gran utilidad, no proporcionan todas las respuestas requeridas para contar con operaciones de un grado de confiabilidad aceptable, las limitaciones propias de la metodología y las enseñanzas producto de ella, dió como resultado la generación de Códigos y Estándares^(36R) en donde se establecen parámetros generalmente aceptados para riesgos conocidos.

La segunda metodología desarrollada e implantada fue Inspecciones Planeadas y no Planeadas^(35R) a través de la cual se pretende identificar las desviaciones de las medidas de control a implantar o eliminar para reducir los riesgos; esta metodología se complementa mediante el uso de Listas de verificación^(37R) lo cual facilita su aplicación.

Desafortunadamente, las metodologías basadas únicamente en la experiencia no garantizaban el haber considerado todas las posibles fallas y el resultado es que las medidas de prevención se consideraban después de ocurrido el evento.

El desarrollo formal de sistemas de Análisis de Riesgos se inició en la Industria Aeroespacial como respuesta natural a la magnitud de las consecuencias de ocurrir una falla, tal como: el mal funcionamiento de un misil complejo o sistemas de aeronaves que pudieran resultar en pérdidas de vidas humanas y costos de millones de dólares; era imperativo detectar fallas potenciales a priori. La Industria Nuclear y Electrónica implantaron rápidamente lo desarrollado en la Industria Aeroespacial.

De acuerdo con lo anteriormente expuesto se fundamentó y estructuró éste trabajo, con base en las partes que constituyen un Análisis de Riesgos y Evaluación de Daños, lo cual se muestra a continuación en la gráfica 1.1⁽¹²⁾



Gráfica. 1.1.- Panorama de la Metodología de Evaluación de Daños Y Análisis de Riesgos

De acuerdo con la gráfica 1.1, la primera fase de un Análisis de Riesgos es la **Identificación de los tipos de daños** que comúnmente existen en la planta basado en las propiedades físicas y químicas de los materiales que son manejados, así como las condiciones del proceso; con base en ello se analizarán diferentes tipos de técnicas, su clasificación y alcance para identificar los daños posibles en la planta, esta etapa del Análisis de Riesgos y Evaluación de Daños se desarrolla en el segundo capítulo de este trabajo.

Una vez efectuado lo anterior, en el capítulo 3 se determinan las fuentes potenciales de liberación de materiales de proceso o fluidos de trabajo con base en una combinación de datos de liberaciones en plantas similares e información específica de la planta; este paso en el análisis define las condiciones de liberación por cada caso de falla; así mismo en este capítulo se analiza la frecuencia con la cual un caso de falla dado se pueda esperar que ocurra de acuerdo con la combinación de la experiencia,

datos de razones de falla en equipos similares, factores de servicio y criterios de ingeniería.

Una vez definidas las condiciones de liberación y la frecuencia de la misma, entonces se procede a fijar las zonas de daño que produciría cada caso de falla, en muchos casos, esto requiere del uso de técnicas de modelado bastante sofisticadas para producir los perfiles de daños asociados con fuego, explosión, recipientes a presión (BLEVE) y daños tóxicos; tales zonas de daño se analizarán en el capítulo 4 y en el cual se presentan algoritmos y ejemplos de cálculo con base en la experiencia de autores reconocidos en la materia.

Los capítulos 2,3 y 4 constituyen básicamente lo que son las metodologías de Evaluación o Análisis de Daños y que conforman la base en la cual se finca el Análisis de Riesgos y que constituye la primera etapa del presente trabajo.

La segunda etapa de este trabajo esta constituida por las técnicas de Análisis de Riesgos.

Las zonas estimadas en la Evaluación de Daños se combinan con la probabilidad de ocurrencia de estas zonas, condiciones climáticas, terreno local, datos de población y fuentes de ignición para determinar el número de fatalidades probables estimadas para cada caso de falla específico, asumiendo que cada caso de falla ocurre; una vez estimado lo anterior, se combinan los resultados con la probabilidad anual de ocurrencia para cada caso y se generan los siguientes indicadores de riesgo: curvas $f-n$, contornos de riesgo, riesgo anual individual promedio y daño anual estimado de la planta, esto se analiza en el capítulo 5. Los indicadores de riesgo obtenidos por la cuantificación de riesgos del capítulo se presentan a las personas que tienen consigo la responsabilidad de determinar si se lleva a cabo o no el método de solución o mitigación propuesto, evaluando los riesgos asociados con los servicios industriales específicos, por ejemplo: administradores de la planta, administradores de riesgo corporativos, agencias aseguradoras y autoridades regulatorias; los contornos de riesgo y curvas $f-n$ para una planta y el riesgo anual individual promedio se pueden comparar con los riesgos de otras actividades humanas para auxiliar a tomar una decisión a los administrativos de la aceptabilidad del riesgo asociado con un proyecto particular.

Finalmente en el capítulo 6, los indicadores de riesgo obtenidos, auxilian en la toma de decisiones para evaluar la efectividad de una medida de reducción de riesgo tales como:

- ◆ **Sistemas adicionales de detección y protección de daños.**
- ◆ **Incremento de las distancias de separación de equipos.**
- ◆ **Mejoras en los sistemas de diques y de contención.**
- ◆ **Incremento de zonas lejanas de grandes poblaciones.**

Los efectos de las medidas de reducción propuestas sobre los indicadores de riesgo se pueden calcular; esto se realiza con base en un razonable balance entre costos y efectividad de los métodos de mitigación propuestos.

CAPÍTULO 2: IDENTIFICACIÓN DE DAÑOS

Al analizar un método de identificación de daños para ubicar los incidentes potenciales, la cuestión no es ¿Qué pasa si se rompe, se expande o explota?, la cuestión es: ¿Qué condiciones causan que tienda a elevarse la temperatura (o presión) que puedan provocar una falla en el intento de diseño?

Killey W.J.

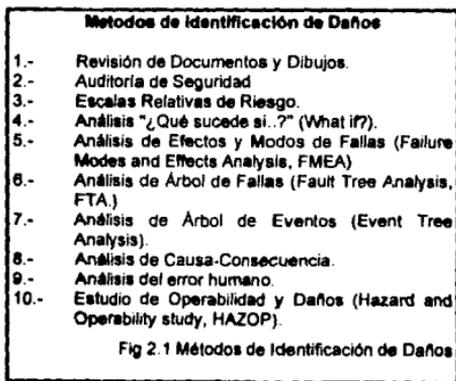
2.- IDENTIFICACIÓN DE DAÑOS.

El potencial de daño que se asocia con los servicios en una planta industrial es función de los materiales que se procesan, sistemas de procesamiento, procedimientos usados para la operación y mantenimiento de los servicios, además de la detección de daños y sistemas de mitigación con que cuenta dicha planta.

El primer paso en un Análisis de Riesgos es la identificación de los tipos de daños que comúnmente existen, basados en las propiedades físicas y químicas de los materiales que se están manejando, así como las condiciones de proceso de la planta.

Existen varias metodologías que se pueden usar para identificar los posibles riesgos dentro de un proceso o servicio en una planta industrial determinada; las regulaciones de la Administración de Salud y Seguridad Ocupacional (OSHA, Occupational Safety and Health Administration) en su estándar 29 CFR parte 1910.119 para seguridad de procesos, "Process safety management of highly hazardous chemicals"^(39R), describe tales metodologías, además el Instituto Americano del Petróleo (API, American Petroleum Institute) en su práctica recomendada 750⁽²⁾ y el Centro para la Seguridad de Procesos (CCPS, AIChE's Center for Chemical Process Safety)⁽⁴⁰⁾ indican el número de alternativas disponibles para la conducción de la revisión de daños en procesos industriales.

En esta sección, se hará referencia a las metodologías que describen las instituciones antes mencionadas y que se muestran en la fig 2.1.



2.1.- REVISIÓN DE DOCUMENTOS Y DIBUJOS.

La revisión de los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) y de Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI), es un paso muy importante para identificar los daños potenciales de servicios existentes, servicios que están en etapa de planeación o servicios que se han modificado.

Un Diagrama de Flujo de Proceso incluye datos sobre los flujos, composiciones, presión y condiciones de temperatura en cada línea del proceso, con esta información la persona encargada de llevar a cabo la revisión (inspector) puede observar cuales tuberías, recipientes, bombas, compresores, etc. pueden contener o manejar materiales tóxicos o flamables. El inspector puede también definir el tipo de liberación que puede contemplarse en caso de fuga o derrame; por ejemplo: gas, líquido o líquido en "flasheo" (arriba o debajo del punto de "flash"), liberación a chorro a alta o baja presión, razón de liberación a baja o alta presión, etc. Esta información entonces se usa como parte de la revisión de un DTI, y puede usarse posteriormente para predecir las zonas de mayor peligro en la planta, producidas por liberaciones accidentales.

Un DTI es una representación esquemática de toda la tubería del proceso, recipientes, válvulas, filtros, bombas, compresores, etc. también indica el tamaño y especificación de toda la tubería y válvulas, e incluye toda la instrumentación para los servicios; un DTI debe revisarse línea por línea para asegurarse de que cada elemento está indicado. Parte del conjunto de la planta que se observa con mayor atención son la inclusión de válvulas de relevo de presión sobre recipientes presionados, válvulas de bloqueo sobre válvulas de presión-relevo (abiertas con candado), venteos, drenes, aislamientos, válvulas de control, válvulas check y válvulas de exceso de flujo, monitores de vibración o equipo rotatorio, alarmas de alto y bajo nivel, especificación de materiales.

El propósito fundamental de la identificación de peligros es determinar el equipo de proceso e instrumentación deficiente que puedan provocar situaciones de daño en la planta mediante la revisión de documentos y dibujos relacionados con el proceso; se aplica principalmente como parte importante durante la etapa de diseño de un nuevo proyecto o modificación a los servicios ya existentes o como parte de una auditoría de seguridad global.

La revisión de Documentos y Dibujos produce una lista de deficiencias que deben corregirse e identifica las áreas que requieren de un análisis posterior.

Los datos y documentos que se requieren para llevar a cabo esta revisión son principalmente; los DTI's, DFP's y Hojas de Datos de equipos, que describan totalmente el funcionamiento de la planta, así como la experiencia de las personas que llevan a cabo la revisión de los sistemas y servicios de la planta

Para prevenir descuidos en la revisión, es aconsejable que un mínimo de dos o tres personas se encarguen de realizarla; una persona del Departamento de Seguridad, un Ingeniero de Proceso y un Coordinador con bastante experiencia, será suficiente para desarrollar esta etapa.

Esta metodología requiere de tiempo completo en su elaboración, para un proyecto grande será necesario de dos o tres semanas para la revisión de dibujos. Una guía práctica para llevar a cabo la revisión puede ser como sigue:

Una revisión de diagramas y dibujos empieza con los Diagramas de Flujo de Proceso. El propósito principal de la revisión de estos diagramas es la determinación de cuáles tuberías, recipientes, bombas, compresores, etc., manejan materiales peligrosos que pueden ser tóxicos o inflamables. Para fluidos inflamables, algunos se procesan o transfieren a ciertas condiciones, las cuales están cerca del punto "flash", lo que los hace más peligrosos; bajo ciertas condiciones, algunos materiales pueden ser peligrosos aunque no sean tóxicos ni inflamables; por ejemplo: vapor sobrecalentado o nitrógeno líquido criogénico.

La revisión fundamental se realiza en los DTI's, sobre las unidades de proceso o sistemas de transferencia que involucran materiales peligrosos y los sistemas de control para tales áreas. Un método común de revisión de DTI's es seleccionar el diagrama apropiado, trazar cada línea sobre él y verificar los errores u omisiones que puedan causar accidentes; es frecuente utilizar en el trazado de las líneas, códigos de colores que determinen el servicio o utilización de materiales tóxicos, inflamables, etc; por ejemplo: verde para aire de instrumentos, rojo para líquidos inflamables, naranja para materiales tóxicos, etc.

Ejemplos de situaciones que hay que resaltar:

Tubería:

- a) Especificación de roturas. ¿Existe alguna razón para una rotura, o es seguro el equipo?
- b) ¿Las válvulas de relevo térmico suministran una temperatura baja en la tubería?

Válvulas:

- a) ¿Los tipos de válvulas usadas son apropiadas para el servicio?
- b) ¿Son suficientes válvulas?
- c) ¿Están colocadas las válvulas de doble-bloqueo y de purga donde son necesarias?
- d) ¿Los arreglos de "by-pass" de las válvulas de control están identificados con L.C. (Lock Closed, Cerrado con candado) o N.C. (Normally Closed, Normalmente cerrado)?

Válvulas de Relevo de Presión:

- a) Si están indicadas las válvulas de bloqueo ¿Están éstas marcadas con L.O. (Lock Open, Abierto con candado)?
- b) ¿Esta indicada la presión correcta para el servicio?

Recipientes a presión.

- a) ¿Existen válvulas de presión-relevo?
- b) ¿Las líneas con drenes tienen un doble bloqueo o arreglos de purgas o válvulas de bloqueo simple y bridas ciegas o tapón cachucha?
- c) ¿Las tuberías conectadas a recipientes están equipadas con válvulas de paro (shutoff)?
- d) ¿Las válvulas de entrada y salida fueron diseñadas de acuerdo a los requerimientos de códigos?

Durante la revisión, el grupo encargado de ella; debe realizar una lista de comentarios para cada dibujo; algunos comentarios pueden requerir cambios, algunos otros pueden sólo sugerirlos y algunos pueden cuestionar el porqué un sistema está diseñado de cierta manera. Los cambios normalmente se realizan por otras personas que no corresponden al grupo que originalmente los planteo, en algunos casos, los cambios no son justificados debido a consideraciones de diseño o económicas.

No es raro, para algún comentario o pregunta sobre algún dibujo a revisar, relacionarlo con otro dibujo; esto ocurre porque frecuentemente las tuberías continúan en otros dibujos.

Antes de empezar la revisión de un dibujo o diagrama, el propósito y el resultado deseado de la revisión se deben especificar. En algunos casos, una revisión rápida o somera puede ser suficiente; en otros, una revisión muy profunda debe realizarse; se debe recordar que la revisión no intenta verificar el diseño entero de la planta; por ejemplo: el equipo que revisa, normalmente no verifica si las válvulas de presión-relevo sobre los recipientes de presión están adecuadamente dimensionadas

(12)

2.2.- AUDITORÍA DE SEGURIDAD.

Una Auditoría de Seguridad es una evaluación detallada de un programa de seguridad global de los servicios en una planta industrial, esto incluye: inspección de equipo, administración y organización de la seguridad, trabajos permitidos, instrucción al personal sobre seguridad, etc. Los objetivos de la auditoría son la identificación de condiciones o procedimientos no seguros, determinar si los objetivos de seguridad global fijados por los directivos o personas encargadas de ello han sido aplicados en la planta y verificar que se utilicen los códigos de seguridad necesarios.

En la realización de una Auditoría de Seguridad se debe incluir lo siguiente:

- a) Inspección sistemática de la Planta de Proceso.
- b) Inspección sistemática del equipo de protección contra fuego.
- c) Revisión de los procedimientos de operación, mantenimiento y emergencia.
- d) Revisión del programa de adiestramiento de Seguridad.
- e) Entrevistas a los empleados de la compañía.

Una Auditoría de Seguridad puede o no puede incluir todas las tareas a realizar dentro del proceso, dependiendo de los objetivos de las personas encargadas de ella.

Las Auditorías de Seguridad son usualmente conducidas por grupos individuales, frecuentemente incluye a personal exterior a los servicios que están siendo revisados; esta gente puede ser de otra compañía o de otra localidad de la misma, el intento es tener miembros imparciales en el grupo de auditoría.

Esta técnica, puede aplicarse a servicios operando o servicios recién instalados o construidos; es de gran valor para verificar la seguridad antes de arrancar un nuevo o modificado sistema de servicios a la planta.

La Auditoría de Seguridad, proporciona un informe detallado de las áreas de la planta donde la seguridad de ésta, es menor a los estándares deseados, frecuentemente se incluyen las recomendaciones necesarias para proporcionar la mayor seguridad a la planta.

La información requerida para una Auditoría de Seguridad son los: DFP's, DTI's y manuales de procedimiento de emergencias, además de un completo conocimiento de los equipos y de los sistemas de emergencia; así como, manuales de adiestramiento.

Un grupo de tres a cinco personas que tengan un total conocimiento de la planta, así como de sus sistemas de seguridad es suficiente para desarrollar la auditoría; el grupo podría estar integrado por: una persona de operación, otra de técnica y una de alguna planta de protección, además de una persona o asesor externo; dicho grupo realizará una inspección adecuada en dos o tres semanas, en una Refinería de tamaño regular. Una guía para desarrollar esta técnica, es como sigue:

Para llevar a cabo el desarrollo de una Auditoría de Seguridad, es necesario en primera instancia, la inspección física de la planta; incluyendo todo el equipo relacionado con el proceso, servicios, equipo de protección contra fuego, etc., empezando todo ello con una revisión de DFP's, DTI's, y otros documentos que el equipo de revisión puede llegar a usar para determinar qué elementos específicos deben inspeccionarse, cuántos son y dónde están localizados.

Entonces se prepara una lista para verificar cada equipo a inspeccionar, por ejemplo: una lista de válvulas de presión-relevo, una lista de extinguidores de fuego portátiles, una lista de detectores de gas combustible, una lista de tanques de almacenamiento, etc; entonces el equipo genera una forma de auditoría de situaciones

específicas a inspeccionar para cada elemento que lo requiera. La inspección física de la planta, debe conducirse de manera sistemática.

La revisión de los manuales de operación, mantenimiento, y emergencia puede realizarse antes, durante o después de la inspección física de la planta; en general, una entrevista se realiza posteriormente a la inspección.

Un reporte de las situaciones encontradas, por el grupo de revisión finalmente se proporciona a los encargados de la Dirección de la Seguridad en la planta.

Las siguientes hojas de trabajo muestran un panorama de los requisitos, áreas y preguntas específicas en una Auditoría de Seguridad. (HT-2.1 a la HT-2.5) ⁽¹²⁾

2.3.- ESCALA RELATIVA DE RIESGO.

Las técnicas, tales como el Índice Mond y el Índice Dow,⁽³¹⁾ proporcionan una escala relativa de riesgo en los servicios de una planta de proceso; dichas técnicas sugieren una guía para asignar *puntos de penalización* o *puntos de crédito* para las diferentes partes de los servicios de la planta.

Los *puntos de penalización* se asignan a materiales potencialmente peligrosos, condiciones o procesos que pueden contribuir a un accidente.

Los *puntos de crédito* se otorgan para elementos de seguridad que pueden mitigar los daños o peligros relativos a un accidente. Por la combinación de las penalizaciones y los créditos se alcanza un número (un Índice) que puede usarse para proporcionar un rango relativo a los servicios sobre una escala relativa.

El propósito principal de una escala de riesgo es el suministrar una medida relativa del riesgo en los servicios de una planta de proceso; dicha escala se puede utilizar durante el diseño, modificación u operación de la planta.

Esta técnica proporciona la escala relativa de varias unidades de proceso en los servicios, basados en el riesgo de la planta; aunque la escala proporciona un número que indica el riesgo probable, los resultados obtenidos son cualitativos.

HOJA DE TRABAJO DE UNA AUDITORÍA DE SEGURIDAD

COMENTARIOS GENERALES

AREA: _____

¿Está contemplado el grado de pendiente suficiente para remover derrames flamables? _____

¿La pendiente está aislada de las áreas de fuego? _____

¿El espacio libre es adecuado? _____

¿Los drenes de la tubería son alcantarillados y protegidos? _____

¿Los drenes de válvulas de bloqueo están cerca de los equipos y son accesibles? _____

¿Están instalados sellos para automóviles? _____

¿Los pozos y alcantarillas tienen paros por fuego? _____

¿El área está libre de escombros y equipo de construcción? _____

¿Es adecuada la iluminación para los transeúntes? _____

¿La iluminación es adecuada para válvulas críticas? _____

¿La iluminación es adecuada para indicadores críticos? _____

¿Están tomadas en cuenta las provisiones para verificar alarmas? _____

¿Hay equipo de secado y purgado? _____

¿Las vías de acceso elevadas tienen pasamanos? _____

VÁLVULAS DE SEGURIDAD

ÁREA _____

No.	Dimensión Salida	Dimensión Entrada	Orificio	Capacidad lb/h (MSCFH)	Presión de ajuste (psig)	Contrapresión (psig)	Diferencia de presión	Comentarios

¿Hay bloqueos a la entrada y salida de la válvula?

Sí _____ No _____

¿La tubería de entrada es adecuada?

Sí _____ No _____

¿La tubería de salida tiene una pendiente hacia el cabezal?

Sí _____ No _____

¿La cabina de entrada del sello de la válvula está abierta?

Sí _____ No _____

Comentarios: _____

Nombre: _____

Fecha: _____

HT-2.2. Auditoría de Seguridad. PSV's.

HOJA DE TRABAJO DE UNA AUDITORÍA DE SEGURIDAD

DETECTORES DE GAS

Localización: _____

Diseño: _____

Puntos de ajuste: Bajo, _____% de LFL Alto, _____% de LFL

Fecha de la última calibración: _____

Recalibrado: Sí _____ No _____

Alarmas asociadas: _____

Equipo controlado: _____

Comentarios _____

(Inicial) _____

(Fecha) _____

HOJA DE TRABAJO DE UNA AUDITORÍA DE SEGURIDAD

SECADO QUÍMICO

Localización: _____

Diseño: _____

Fabricante y tamaño: _____

Tipo de polvo: _____

Fecha de recargado: _____

Diámetro y Longitud de la carcaza: _____

Condiciones Generales de:

Presión del cilindro: _____

Regulador: _____

Válvula e indicador: _____

Cilindro de almacenamiento: _____

Carcaza: _____

Boquilla: _____

Comentarios: _____

(Inicial)

(Fecha)

ÁREA DE COMPRESORES

Lugar: _____ Fecha: _____

- 1.- ¿Están disponibles los siguientes accesorios de cierre para compresores?
- a. Baja presión de aceite Sí ___ No ___
 - b. Motor con exceso de velocidad. Sí ___ No ___
 - c. Alta temperatura del agua. Sí ___ No ___
 - d. Alta vibración. Sí ___ No ___
 - e. Alta temperatura sobre la descarga del gas.
- 2.- ¿Las alarmas de cierre automático son operadas y examinadas periódicamente? Sí ___ No ___
- 3.- Frecuencia de verificación (meses). _____
- 4.- ¿Son operables las manivelas de las puertas en caso de explosión?. Sí ___ No ___
- 5.- ¿Localización del cierre de emergencia (Local, Remoto, Ambos) L R
- A
- 6.- ¿Esta instalado un volante, y se usa periódicamente? Sí ___ No ___
- 7.- ¿Existe válvula check sobre la descarga de la tubería?. Sí ___ No ___
- 8.- ¿Están instaladas válvulas de relevo entre la descarga y las válvulas de bloqueo y enfriadores?. Sí ___ No ___
- 9.- ¿La descarga de la PSV está diseñada e instalada propiamente?. Sí ___ No ___
- 10.- ¿Se detecta peligro en la construcción de los compresores?. Sí ___ No ___
- 11.- ¿El área de compresores tiene alguna base?. Sí ___ No ___
- 12.- ¿Dónde el compresor está aislado, descansa sobre un área segura?. Sí ___ No ___

¿Dónde? _____

13.- ¿Pueden operar los compresores sin que opere el área de proceso?. Sí ___ No ___

Comentarios: _____

Los datos que se requieren en la elaboración de este trabajo son:

- a) Planos de Localización General actualizados con los servicios de la planta.
- b) Conocimiento completo del proceso y del equipo involucrado.
- c) Conocimiento completo de los equipos de mitigación de daños y técnicas disponibles.
- d) Formatos apropiados e índices de guías para asignación de penalizaciones y de créditos.

La determinación de la escala de cada unidad de proceso puede realizarse por un Ingeniero que este muy familiarizado con el proceso y equipo de la planta; puede ser necesaria la intervención del Departamento de Seguridad de la planta que proporcione las medidas de mitigación usadas en la misma.

Una vez que el personal se ha familiarizado con los diferentes sistemas, en una unidad de proceso sencilla el proporcionar una escala de riesgo se realiza en unas pocas horas.

A continuación se describe cada uno de los índices antes mencionados por separado, así como la metodología para desarrollarlos.

2.3.1.- Índice Dow

Es un procedimiento de caracterización del riesgo relativo en una unidad de proceso individual, que considera la flamabilidad y reactividad asignándole a cada uno de ellos un factor material; aunado con las características propias de los materiales manejados y la cantidad presente de los mismos se obtiene el *grado de riesgo* ⁽⁹⁾

Una metodología posible a seguir para la asignación de una escala relativa de riesgo por el Índice Dow se describe a continuación ⁽¹²⁾

- a) Sobre un Plano de Localización General, identificar las unidades de proceso que pueden ocasionar los daños más severos.
Una unidad de proceso es algún elemento primario de algún equipo de proceso, tal como un tanque de almacenamiento, un compresor, intercambiador de calor, un reactor, etc.
- b) Determinar el factor material (Escala de Riesgo) para cada unidad basado en el material que se está procesando en la unidad.

La lista de materiales de factores del Índice Dow varían desde 1 a 40 para 300 materiales y explica como determinar el factor ó número para materiales no listados.

- c) Evaluar la contribución de los factores de peligro.

Los daños de procesos generales (designado como F_1), incluye reacciones endotérmicas y exotérmicas, transferencia y manejo de materiales, drenaje, pobre acceso, etc. los daños en procesos especiales (designado como F_2) incluye temperatura subatmosférica, operación dentro (o cerca) del rango de flamabilidad, temperaturas bajas, calentadores de fuego, equipo rotatorio, etc. Las penalizaciones para cada categoría son conjuntamente adicionadas e incrementadas por el factor de base 1.0 para alcanzar el factor de contribución de daños.

- d) Calcular el Factor de Riesgo (F_3).

El factor de riesgo (designado como F_3) es el producto de F_1 y F_2 , los cuales son los factores por procesos generales y especiales respectivamente.

- e) Calcular el Índice de fuego y explosión.

El cálculo del índice de fuego y explosión es una medida del daño que puede resultar de un accidente en una unidad de proceso. Este factor es el producto del factor de riesgo (F_3) y el factor material. El índice de fuego y explosión puede también usarse como una medida del grado relativo de peligro en una unidad de proceso y se muestra a continuación en la tabla 2.1.

Índice de Fuego y Explosión Dow.	Grado de daño
1-60	Ligero
61-96	Moderado
97-127	Intermedio
128-158	Pesado
159 +	Severo

tabla 2.1 Índice Dow de Fuego y Explosión.

- f) Determinar el área de exposición.

El área de exposición es el área circular alrededor de la unidad de proceso que puede afectarse adversamente por un accidente. Esta área está relacionada con el índice de explosión y fuego y se determina por medio de una gráfica suministrada por el Índice Dow.

g) Cálculo del daño a la propiedad

Esta determinación está basada en el valor del equipo e inventariado dentro del área de exposición. El valor de la planta puede modificarse por la contabilización de factores de crédito por pérdidas de control, así como, paredes a prueba de fuego, paros de emergencia, drenaje, detección de fugas, sistemas de esparado (regaderas), etc.

h) Estimación de los días máximos probables de interrupción.

Esta etapa utiliza un gráfico en el índice Dow, para estimar los costos de reparación o de reemplazamiento de daños en equipos y el valor de la pérdida de la producción.

Este gráfico está basado en datos de 137 incidentes.

El anterior procedimiento se muestra claramente en la fig 2.2 y en la hoja de trabajo HT 2-6 se proporciona un formato para la elaboración del mismo.

2.3.2.- Índice Mond.

Esta metodología es semejante a la ya mencionada del Índice Dow, con la salvedad de que el Índice Mond determina y jerarquiza los riesgos potenciales de áreas que puedan presentar riesgo de incendio, explosión y toxicidad.

La técnica evalúa el grado de riesgo contemplando diferentes aspectos a los cuales asigna un Índice parcial, finalmente los contabiliza y obtiene un Índice global. Los Índices de acuerdo a cada categoría se muestran en el bloque de tablas 2.2 ⁽³¹⁾

ÍNDICE DE EXPLOSIÓN EXTERNA(A)	
ÍNDICE	CATEGORÍA
0-10	LIGERO
10-30	BAJO
30-100	MODERADO
100-500	ALTO
> 500	MUY ALTO

ÍNDICE UNITARIO DE TOXICIDAD (U)	
ÍNDICE	CATEGORÍA
0-1	LIGERO
1-3	BAJO
3-6	MODERADO
6-10	ALTO
> 10	MUY ALTO

FACTOR GLOBAL DE RIESGO (R)	
INDICE	CATEGORÍA
0-20	SUAVE
20-100	BAJO
100-500	MODERADO
500-1100	ALTO (GRUPO 1)
1100-2500	ALTO (GRUPO 2)
2500-12500	MUY ALTO
12500-65000	EXTREMO
> 65000	MUY EXTREMO

INDICE GENERAL DE RIESGOS (D)	
INDICE	CATEGORÍA
0-20	SUAVE
20-40	LIGERO
40-60	MODERADO
60-75	MOD. ALTO
75-90	ALTO
90-115	EXTREMO
115-150	MUY EXTREMO
150-200	POT. CATASTRÓFICO
> 200	MUY CATASTRÓFICO

INDICE DE TOXICIDAD MAYOR (C)	
INDICE	CATEGORÍA
0-20	LIGERO
20-50	BAJO
50-200	MODERADO
200-500	ALTO
> 500	MUY ALTO

INDICE DE RIESGO DE INCENDIO (F)	
INDICE	CATEGORÍA
0-50X10 ³	LIGERO
50X10 ³ - 100X10 ³	BAJO
100X10 ³ - 200X10 ³	MODERADO
200X10 ³ - 400X10 ³	ALTO
400X10 ³ - 1X10 ⁶	MUY ALTO
1X10 ⁶ - 2X10 ⁶	INTENSO
2X10 ⁶ - 5X10 ⁶	EXTREMO
5X10 ⁶ - 10X10 ⁶	MUY EXTREMO

INDICE DE EXPLOSIÓN INTERNA (E)	
INDICE	CATEGORÍA
0-1	LIGERO
1-2.5	BAJO
2.5-4	MODERADO
4-6	ALTO
> 6	MUY ALTO

tablas 2.2. Índices de Riesgo Parciales.

Finalmente en la fig 2.3^(12, 13) se muestra una metodología en diagrama de bloques y una hoja de trabajo o formato del Índice Mond se muestra en la HT-2.7⁽³¹⁾.

2.4.- ANÁLISIS "¿QUÉ SUCEDE SI...?" ("WHAT IF?")

El análisis "¿Qué sucede si...?"⁽⁸⁾ es básicamente un procedimiento o método no estructurado que considera los resultados de eventos no contemplados que pueden causar un resultado indeseable, este método usa preguntas que empiezan con "¿Qué sucede si...?"; por ejemplo: si se considera un tanque:

- a) ¿Qué sucede si se para o falla la bomba de carga?
- b) ¿Qué sucede si la válvula falla al cerrar?
- c) ¿Qué sucede si la alarma de alto nivel falla?
- d) ¿Qué sucede si el operador ignora la alarma de alto nivel?

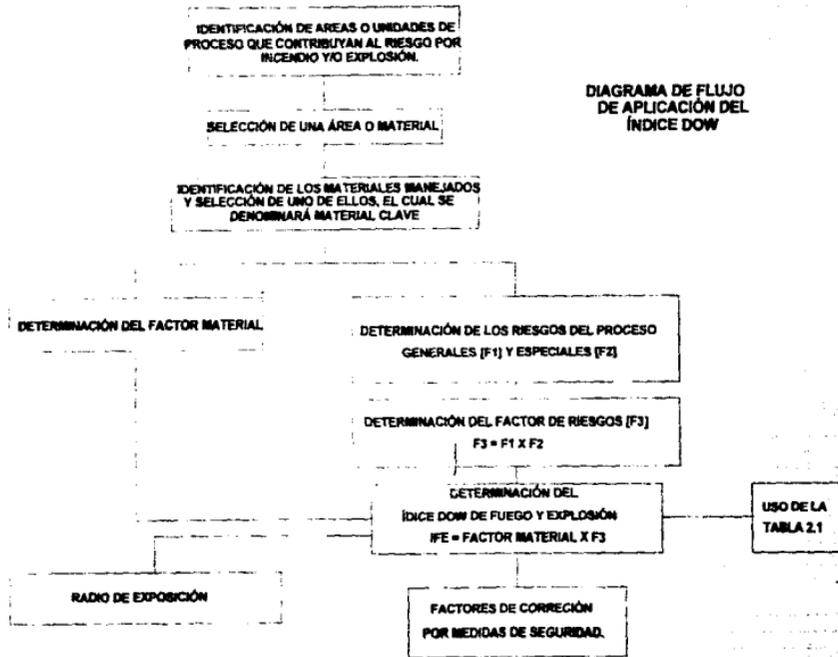


Figura 2.2.- Diagrama de Flujo de Aplicación del Índice Dow

INDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSIÓN		
EMPRESA O PLANTA	FECHA	
ÁREA O UNIDAD DE PROCESO		
MATERIALES		
MATERIAL CLAVE	FACT MATERIAL (FM)	
INDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN		
I.- RIESGOS GENERALES DEL PROCESO		RGP
CARACTERÍSTICA	FACTOR SUGERIDO	FACTOR USADO
1.- REACCIONES EXOTÉRMICAS	0-1.25	
2.- REACCIONES ENDOTÉRMICAS	0-0.40	
3.- MANEJO DE MATERIALES	0-0.85	
4.- UNIDAD CERRADA DE PROCESO	0-0.90	
5.- ACCESO A QUIPO DE EMERGENCIA	0-0.35	
6.- DRENAJES	0-0.50	
RGP1 = SUMA DE RGP		
II.- RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO		
1.- TEMPERATURAS DE PROCESO		
a) Sobre el punto de inflamabilidad	0-0.30	
b) Sobre el punto de ebullición	0-0.65	
c) Sobre el punto de autoignición	0-0.75	
2.- BAJA PRESIÓN (SUBATMOSFÉRICA)		
a) Operación en ó CERCA DE CONDICIONES DE INFLAMABILIDAD	0-0.50	
a) Puntos de tanques de almacenamiento	0-0.50	
b) Derrames y/o falta de purga	0-0.30	
c) Operación permanente en intervalos de inflamabilidad	0-0.80	
d) Operaciones de carga y descarga de carros y/o papas	0-0.40	
4.- POLVOS EXPLOSIVOS		
a) Polvos en operación	0-2.0	
5.- PRESIÓN DE OPERACIÓN		
a) BAJA TEMPERATURA	0-1.30	
6.- BAJA TEMPERATURA		
a) CANTIDAD DE MATERIAL INFLAMABLE	0-0.50	
a) Líquidos y/o gases en proceso	0-3.0	
b) Líquidos y/o gases en almacenamiento	0-2.0	
c) Sólidos en almacenamiento	0-4.0	
8.- CORROSIÓN Y/O EROSIÓN		
a) FUGAS EN UNIONES Y/O EMPAQUES	0-1.50	
9.- FUGAS EN UNIONES Y/O EMPAQUES		
a) FUGAS EN UNIONES Y/O EMPAQUES	0-1.50	
10.- EQUIPO CALENTADO A FUEGO DIRECTO		
a) EQUIPO CALENTADO A FUEGO DIRECTO	0-1.00	
11.- INTERCAMBIO DE CALOR CON ACEITE TÉRMICO		
a) INTERCAMBIO DE CALOR CON ACEITE TÉRMICO	0-1.15	
12.- EQUIPO ROTATORIO		
a) EQUIPO ROTATORIO	0-0.50	
REPI = SUMA DE REPI		
FACTOR DE RIESGO DE PROCESO (FRP) = (1+RGP1) (1+REPI)		
INDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN IFE = (FM) (FRP)		
FACTOR DE DAÑO		

CLASIFICACIÓN DE RIESGOS INDICE DOW		
TIPO DE RIESGO	INDICE	GRADO
INCENDIO Y EXPLOSIÓN		
RADIO DE EXPOSICIÓN		
OBSERVACIONES		
CARACTERÍSTICA	FACTOR SUGERIDO	FACTOR USADO
I.- CONTROL DE PROCESO		
a) Energía de emergencia	0.97-1.0	
b) Enfriamiento	0.95-1.0	
c) Control de explosiones	0.75-1.0	
d) Pano de emergencia	0.94-1.0	
e) Control por computadora	0.89-1.0	
f) Gas inerte	0.90-1.0	
g) Procedimientos de operación	0.86-1.0	
h) Revisión de reactivos químicos	0.85-1.0	
PRODUCTO DE FACTORES POR CONTROL DE PROCESO = C1 =		
II.- AISLAMIENTO DE MATERIALES		
a) Válvulas de control remoto	0.91-1.0	
b) Descargas a ventiladores	0.85-1.0	
c) Sistemas de drenaje	0.85-1.0	
d) Interlocks	0.96-1.0	
PRODUCTO DE FACTORES POR AISLAMIENTO DE MATERIALES = C2 =		
III.- PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS		
a) Detección de fugas	0.90-1.0	
b) Acero estructural	0.92-1.0	
c) Tanques subterráneos	0.75-1.0	
d) Suministro de agua	0.90-1.0	
e) Sistemas de rociadores	0.85-1.0	
f) Sistemas especiales	0.90-1.0	
g) Cortinas de agua	0.95-1.0	
h) Espuma	0.87-1.0	
i) Extinguidores	0.92-1.0	
j) Protección a líneas de eléctricas	0.90-1.0	
PRODUCTO DE FACTORES POR PROT. CONTRA INCENDIO = C3 =		
PRODUCTO DE FACTORES DE SEGURIDAD (C1) (C2) (C3)		
FACTOR DE SEGURIDAD DEFINITIVO (CD)		
INDICE DE FUEGO Y EXPLOSIÓN CORREGIDO (FE) (CD)	INDICE	GRADO

DIAGRAMA DE FLUJO DE APLICACIÓN DEL ÍNDICE MOND.

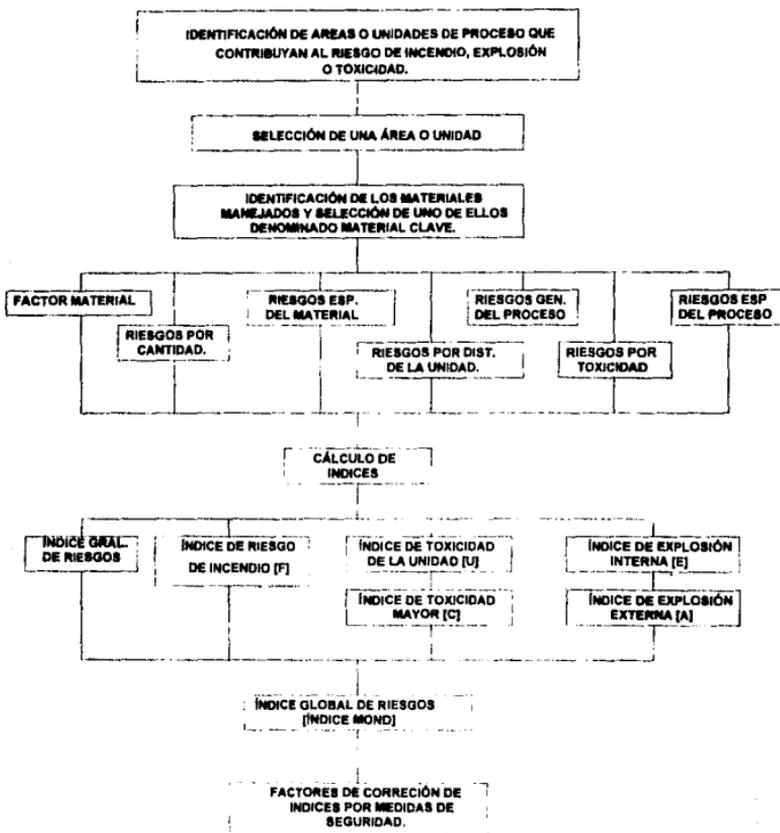


Figura 2.3 - Diagrama de Flujo de Aplicación del Índice Mond

INDICE MOND DE FUEGO, EXPLOSIÓN Y TOXICIDAD		
EMPRESA O PLANTA		FECHA
AREA O UNIDAD DE PROCESO		
MATERIALES		REACCIÓN QUÍMICA
MATERIAL CLAVE		FÓRMULA QUÍMICA
I.- FACTOR PROPIO DEL MATERIAL CLAVE (FIR):		POR
II.- RIESGOS ESPECÍFICOS DEL MATERIAL (REMIC)		
CARACTERÍSTICA	SUGERIDO	FACTOR USADO
1. Material oxidante	0-20	
2. Reacción peligrosa en agua	0-30	
3. Características de dispersión y mazzado (DM)	50-60	
4. Combustión espontánea	30-250	
5. Polimerización espontánea	25-75	
6. Sensibilidad a la ignición	75-150	
7. Descomposición explosiva	75-125	
8. Detonación en fase gaseosa	0-150	
9. Explosión en fase condensada	200-1500	
10. Otros	0-150	
SUMA DE FACTORES DE (REMC) (M) =		
III.- RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (RGP)		
1. Manejo y cambios físicos	10-60	
2. Reacción única continua	25-50	
3. Reacción única por lotes	10-60	
4. Reacciones múltiples en un mismo equipo	0-75	
5. Transferencia de materiales	0-160	
6. Contenedores portátiles	10-100	
IV.- RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (REP)		
1. Baja presión (-1 kg/cm ² abs.)	0-100	
2. Alta presión (AP)	0-160	
3. Baja temperatura		
a) Acero al carbon (-10°C a 0°C)	15	
b) Acero al carbon (abajo de -10°C)	60-100	
c) Otros materiales	0-100	
4. Alta temperatura		
a) Materiales inflamables	0-40	
b) Resistencia de materiales de construcción	0-25	
5. Corrosión y erosión	0-150	
6. Fugas en juntas y empacques	0-60	
7. Vibración	0-50	
8. Proceso o reacciones difícos de controlar	20-300	
9. Operación en o cerca del intervalo de inflamabilidad	0-150	
10. Riesgo de explosión mayor	40-100	
11. Polvos o neblinas respiras	30-70	

12. Materiales fuertemente oxidantes		
13. Sensibilidad a la ignición		
14. Riesgos electrostáticos		
SUMA DE FACTORES (REP) (S) =		
V.- RIESGOS POR CANTIDAD (RPC)		
1.- VOLUMEN (m ³)		
2.- DENSIDAD (TON)		
3.- TEMPERATURA DE PROCESO		
RIESGO POR CANTIDAD (RPC) (Q) =		
VI.- RIESGOS POR CONSTRUCCIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE EQUIPO. (RCDE)		
1.- ALTURA DE LA UNIDAD H(m)		
2.- SUPERFICIE DE TRABAJO N(m ²)		
3.- DISEÑO ESTRUCTURAL	0-200	
4.- EFECTO "DOMINO"	0-250	
5.- INSTALACIONES SUBTERRANEAS	0-150	
6.- DRENAJE SUPERFICIAL	0-100	
7.- OTROS	0-250	
SUMA DE FACTORES (RCDE) (L) =		
VII.- RIESGOS POR TOXICIDAD (RPT)		
1.- PENALIZACIÓN POR TLV (THRESHOLD LIMIT VALUE)	0-300	
2.- FORMA DE MATERIAL	25-200	
3.- EXPOSICIÓN CORTA	100-150	
4.- ABSORCIÓN POR LA PIEL.	0-300	
5.- FACTORES FÍSICOS	0-300	
SUMA DE FACTORES (RPT) (T) =		
VIII.- CÁLCULO DE INDICES DE RIESGOS		
INDICES	VALOR	CATEGORIA
1. INDICE GENERAL DE RIESGO EQUIVALENTE AL DOW		
D = FM (1+M/100)(1+S + O + L)/100 + T/100		
2. INDICE DE RIESGO DE INCENDIO		
F = (FM) K/N (20500) [-] BTU/FT ²		
3. INDICE DE TOXICIDAD DE LA UNIDAD		
U = T/100 (1+ (M + P + S)/100)		
4. INDICE DE TOXICIDAD MAYOR C = (Q)(U)		
5. INDICE DE EXPOSICIÓN INTERNA		
E = 1 + (M + P S)/100		
6. INDICE DE EXPLOSIÓN EXTERNA		
A = M (1 + DM/100) (Q) (M) (E) (TP)/300 (1 + AP)/1000		
7. INDICE GLOBAL DE RIESGOS (INDICE MOND)		
R = D (1 + (F) (U) (E) (A)) ^{1/2} /1000		

IX.- FACTORES DE REDUCCIÓN POR MEDIDAS DE SEGURIDAD (FRMS)			
1.- SISTEMAS DE CONTENCIÓN (SDC)			
A) RECIPIENTES A PRESIÓN			
B) TANQUES VERTICALES ATMOSFÉRICOS			
C) TUBERÍAS DE TRANSFERENCIA			
C.1) DISEÑO MECÁNICO			
C.2) JUNTAS Y EMPAQUES			
D) CONTENCIÓN ADICIONAL			
E) DETECCIÓN Y RESPUESTA A FUGAS			
F) SISTEMAS DE ALIVIO, VENTEO Y ELIM. LIQ.			
PRODUCTO TOTAL DE (SDC) (K1) =			
2.- CONTROL DE PROCESO (CDP)			
A) SISTEMAS DE ALARMA DE PROCESO			
B) SUMINISTRO DE S.A. DE EMERGENCIA			
C) SISTEMAS DE ENFRIAMIENTO			
D) SISTEMAS DE GAS INERTE			
E) ESTUDIO DE ANÁLISIS DE RIESGO			
F) SISTEMAS DE PARO DE SEGURIDAD (EMERGENCIA)			
G) CONTROL AUTOMÁTICO POR COMPUTADORA			
H) CONTROL AUTOMÁTICO EXPLOSIONES			
I) INSTRUCCIONES DE OPERACIÓN			
J) SUPERVISIÓN DE LA PLANTA			
PRODUCTO TOTAL DE FACTORES (CDP) K2 =			

3.- ACTITUD DE SEGURIDAD (ADS)			
A) INVOLUCRAMIENTO DE LA GERENCIA			
B) ENTRENAMIENTO EN SEGURIDAD			
C) PROCEDIMIENTO DE SEGURIDAD Y EMERGENCIA			
PRODUCTO TOTAL DE FACTORES (ADS) K3 =			
4.- PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO (PCI)			
A) PROTECCIÓN A ESTRUCTURAS			
B) BARRERAS CONTRA INCENDIO			
C) PROTECCIÓN A EQUIPOS			
PRODUCTO TOTAL DE FACTORES (PCI) R4 =			
5.- AISLAMIENTO DE MATERIALES (ADM)			
A) SISTEMAS DE VÁLVULAS			
B) VENTILACIÓN			
PRODUCTO TOTAL DE FACTORES (ADM) K5 =			
6.- COMBATE DE INCENDIOS (CDI)			
A) ALARMA DE EMERGENCIA			
B) EXTINGUIDORES PORTÁTILES			
C) SUMINISTRO DE AGUA CONTRA INCENDIO			
D) SISTEMAS DE ROCIADORES O MONITORES			
E) ESPUMA Y GAS INERTE			
F) BRIGADA			
G) APOYO EXTERNO O INTERNO			
H) EXTRACCIÓN DE HUMO			
PRODUCTO TOTAL DE FACTORES (CDI)			
X.- CÁLCULO DE ÍNDICES ACTUALES DE RIESGO			
ÍNDICES ACTUALES	VALOR	CATEGORÍA	
1.- ÍNDICE ACTUAL DE RIESGO DE INCENDIO			
FA = (F) (K1) (K3) (K5) (K6)			
2.- ÍNDICE ACTUAL DE EXPLOSIÓN INTERNA			
EA = E (K2) (K3)			
3.- ÍNDICE ACTUAL DE EXPLOSIÓN EXTERNA			
AA = A (K1) (K2) (K3) (K5)			
4.- ÍNDICE GLOBAL DE RIESGO ACTUAL (MOND)			
RA = R (K1) (K2) (K3) (K4) (K5) (K6)			

Este método no profundiza en lo concerniente a cómo se desarrolla una situación dada; por ejemplo: se asume que la alarma de alto nivel puede fallar, pero el modo de falla no es importante para el análisis; sin embargo la gente involucrada en el análisis debe ser cuidadosa y no "elucubrar" sobre absurdos escenarios. Las preguntas deben estar basadas en la experiencia previa del grupo que analiza y variar dichas cuestiones para cada unidad de proceso. El análisis se considera bueno, sólo si lo realiza personal con experiencia.

El propósito principal es, identificar los problemas en el diseño u operación que puedan causar accidentes, así como la determinación de los métodos para resolver dichos problemas.

Es aplicable a las fases de diseño, modificación u operación de los servicios en una planta de proceso; se usa frecuentemente para las modificaciones de la planta o en el mantenimiento de procedimientos no rutinarios.

Este método arroja como resultado, una lista de las áreas de mayor problemática, que pueden bajo ciertas circunstancias, provocar accidentes y métodos posibles sugeridos para prevenir o mitigar los accidentes.

Para aplicar dicho método es necesario contar con los DFP's, DTI's y procedimientos de operación; además se requiere de dos o tres expertos que puedan asignarse para cada área, tales como: seguridad eléctrica, protección contra fuego y seguridad personal.

El tiempo requerido es proporcional al tamaño de la planta y número de áreas que puedan investigarse, se requieren varios grupos de trabajo con suficiente experiencia.

Para aplicar esta técnica se sugiere la siguiente metodología:^(29, 28)

En principio es necesario, decidir cual categoría de consecuencia será considerada, las posibles elecciones son: riesgo público, riesgo de trabajadores y riesgo económico; en algunos casos, la elección puede detallarse en alguna área en específico, así como el riesgo en la población debido a la liberación de materiales tóxicos.

El segundo paso es definir las fronteras físicas para su estudio, decidir cuales partes de los servicios pueden producir una consecuencia indeseable, que este interesado en considerar, por ejemplo; áreas de almacenamiento para materiales no tóxicos deben dejarse fuera del estudio si sólo se están analizando áreas de materiales tóxicos.

La tercera etapa es acumular y revisar toda la información pertinente, incluyendo PLG's, DFP's, DTI's, etc. Gran parte de la revisión puede realizarse fuera del lugar donde se encuentra físicamente la planta, si se prefiere; pero los DTI's son sólo esquemáticos y los PLG's no son lo suficientemente detallados, es de beneficio para la actividad el observar físicamente los equipos y conocer detalladamente dónde se encuentran instalados los equipos actualmente.

Lo siguiente a realizar, es el determinar las preguntas "¿Qué sucede si...?" las cuales irán variando de acuerdo al progreso de la revisión.

El equipo revisor, entonces toma la información que se ha ido acumulando a lo largo de la lista de preguntas realizadas y empieza la revisión actual. El grupo encamina cada pregunta "¿Qué sucede si...?" y su respuesta, de tal forma que se identifiquen las condiciones u operaciones inseguras en la planta y hacer las sugerencias para las posibles soluciones a los problemas encontrados. Es común para el grupo requerir más información o estudiar recomendaciones adicionales de ciertos escenarios.

El reporte de un análisis "¿Qué sucede si...?"; es una serie de formas que incluyen las preguntas, las posibles consecuencias de daños y las recomendaciones pertinentes.

Un ejemplo de esta técnica se presenta a continuación en la figura 2.4⁽¹²⁾, y la tabla 2.3⁽¹²⁾ muestra una hoja de resultado del análisis.

¿Qué sucede si....	Consecuencia/daño	Recomendación
el flujo de agua es bloqueado?	El agua se congela en la coraza y puede ocasionar ruptura, la temperatura del gas natural es demasiado baja	Un circuito automático que detenga el flujo de LNG si el flujo de agua es bloqueada.
si el flujo de LNG es bloqueado?	No existe peligro o daño	ninguna
la temperatura del gas natural es demasiado baja?		Un monitor de temperatura del gas, alarma de baja temperatura
el flujo de agua es demasiado baja?	La temperatura del gas natural puede ser demasiado baja, el agua puede congelarse sobre el exterior de los tubos	Monitor de la razón de flujo, alarma de bajo flujo

tabla 2.3. Ejemplo de un análisis "¿Qué sucede si...?".

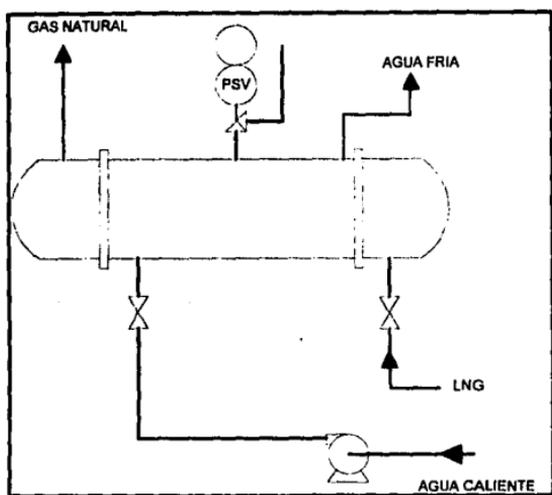


FIG. 2.4 Ejemplo "¿Qué pasa si...?"

¿Qué sucede si:

- 1.- el flujo de agua se bloquea?
- 2.- el flujo de Gas Natural (LNG) se bloquea?
- 3.- la temperatura del gas natural es demasiado baja?
- 4.- la temperatura del agua es demasiado baja?
- 5.- la presión del agua es demasiado alta?
- 6.- hay fugas en los tubos dentro de la coraza?
- 7.- la temperatura del agua en el interior es demasiado baja?

2.5.- FMEA. ANÁLISIS DE EFECTOS Y MODOS DE FALLAS.

Un Análisis de Efectos y Modos de Fallas (FMEA. Failure Modes and Effects Analysis)⁽¹²⁾ es una tabulación de los diferentes conjuntos de equipos que se encuentran en la planta, los modos de falla para cada elemento y los efectos de las fallas sobre los equipos de la planta; el *modo de falla* es simplemente una descripción

de la causa por la cual el equipo falla; el efecto es el accidente o respuesta del sistema a la falla.

El FMEA identifica los modos de falla sencilla que pueden contribuir o ser la causa de un accidente; el FMEA no se usa para identificar las combinaciones de fallas que pueden dejar o provocar un accidente, y generalmente no examina la falla de un operador. Un FMECA es un Análisis de Criticidad y Modos de Falla y sus Efectos y es semejante a un Análisis FMEA, la diferencia lo marca la escala de riesgo (crítico) de cada modo de falla incluido en el análisis.

El propósito del FMEA es identificar los modos de fallas y los efectos de cada falla sobre el sistema de proceso; las aplicaciones de esta técnica son principalmente en la fase de diseño, y puede usarse para identificar la necesidad de adicionar sistemas de protección redundantes. Durante la modificación de los servicios, el FMEA puede identificar los efectos de modificaciones en campo existentes en el equipo. El FMEA también se utiliza para identificar las fallas simples o sencillas que pueden traer consigo accidentes o incidentes.

Los resultados de dicho análisis es la tabulación de los modos de falla así como sus efectos, los datos que requieren un análisis de este tipo son, principalmente; los DTI's necesarios de la planta y la lista de equipo. Este análisis requiere de dos analistas que estén familiarizados con el proceso y equipo en su área, los analistas pueden cambiar de una sección de la planta a otra. El tiempo empleado es menor que muchas de las técnicas que se utilizan para la identificación de daños.

Dado que el FMEA es cuantitativo y depende del equipo y sistema que se este estudiando, en este contexto, se pueden identificar tres tipos de FMEA: ⁽²¹⁾

- a) FMEA individual (normal)
- b) El FMEA como un auxiliar del análisis HAZOP.
- c) El FMEA como un precursor del FTA o CPQRA (Análisis de Riesgo Cuantitativo para Procesos Químicos, Chemical Process Quantitative Risk Analysis)

Una lista de parámetros propuestos se considera en la tabla 2.4 la cual diferencia los tipos de FMEA mencionados anteriormente y la figura 2.5 muestra un diagrama de flujo para el desarrollo de la técnica.

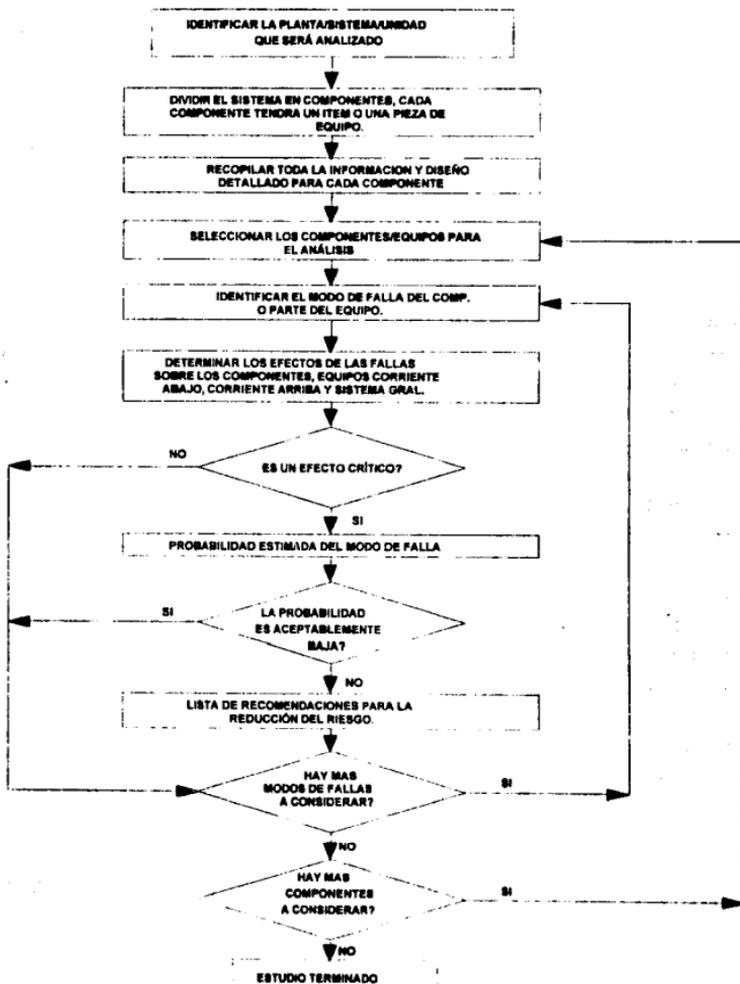


Fig. 2.5.- Diagrama de flujo de un FMEA.

FMEA	FMEA con HAZOP	FMEA con FTA/CPQRA
Equipo	Equipo	Equipo
Funciones Básicas	Modos de Fallas	Funciones Básicas
Modos de Fallas	Efectos	Modos de Fallas
Efectos	Escala de riesgo de algunos equipos solamente	Efectos
Severidad	Recomendaciones de fallas múltiples, de elementos seleccionados, basados en su criticidad.	Segregar todos los modos de fallas produciendo efectos similares o idénticos.
Probabilidad		
Escala de riesgo		
Recomendaciones		
Recomendaciones de fallas múltiples.		
Asignación a estados de multicomponentes/equipos		
Fallas		
Efecto domino		

Tabla 2.4 Tipos de FMEA ⁽²¹⁾

Un típico formato para realizar un análisis FMEA ilustrado en la Hoja de trabajo HT-2.8.⁽¹²⁾

FECHA:	Pag.
PLANTA:	de
SISTEMA:	Referencia:

Elemento	Identificación	Descripción	Modo de Falla	Efectos	Escala Crítica

HT 2.8. Tabla FMEA.

Para describir la hoja HT-2.8 se presenta la siguiente guía:

- a) **Identificación de equipos, de conjuntos específicos (Items) que serán analizados.** La identificación debe ser única para cada conjunto de equipos similares, por ejemplo: se puede usar un número de serie o número de equipo de un DTI.
- b) **La descripción del equipo puede incluir tipos de equipo (bombas, válvulas, intercambiadores de calor), configuración de la operación (normalmente cerrado, normalmente abierto, corrida continua, etc.), y algún servicio con otras características que pueden influenciar en los modos de fallas.** (alta presión, servicio de agua salada, etc.).
- c) **Se deben incluir todos los modos de fallas para cada grupo de equipos similares;** por ejemplo: la ruptura del cuerpo de una válvula debido a diferentes causas, donde el modo de falla, es el mismo para todas las causas.
- d) **Se deben identificar los efectos de cada modo de falla.** Los efectos son los resultados inmediatos y resultados esperados que produce la falla en ese equipo o partes del sistema. Los efectos que tienen mayor interés son en los cuales el resultado último es la liberación de un material tóxico, flamable o eventos explosivos.

Una muestra de esta técnica se plantea con el siguiente ejemplo: se propone una válvula operada con motor requerida para aislar un servicio crítico, instalada en líneas que contienen materiales peligrosos. El sistema fue diseñado para aislar el equipo bajo condiciones de emergencia por la operación del motor de la válvula (desde operación normal a posición cerrada) en una secuencia predeterminada utilizando un botón controlado automáticamente o usando un botón manual para cada sección del motor de la válvula; debido a que el sistema fue instalado para mitigar el riesgo para eventos de baja probabilidad pero consecuencias severas, no se contempló el usarla en operación normal durante el tiempo de vida de la planta; más aún, no se puede examinar en el lugar donde quede instalada, por lo tanto la confiabilidad del diseño de la válvula es un aspecto crítico en los posibles sucesos del sistema.

⁽²¹⁾Se realizó un FMEA de la válvula operada con el motor, los resultados serán usados en funciones de seguridad para la administración de proyectos, selección del vendedor, planeación, inventariado, material, exámen, inspección y mantenimiento.

Se preparó una lista de los componentes de la válvula y se utilizaron claves para los modos de falla y para los efectos de las mismas; lo cual se muestra en la tabla 2.5⁽²¹⁾. Para generar los formatos de FMEA para cada componente se consideraron

todas las combinaciones de claves de modos y efectos, seleccionando sólo aquellas que fueron significativas y técnicamente factibles; tal modo minimiza errores de omisión.

El resultado de un análisis FMEA es la tabulación de los efectos de varias fallas de equipo dentro de los servicios; si se desea, el modo crítico de cada falla también puede incluirse en el análisis como un reporte FMECA. Las fallas con altos intervalos de criticidad pueden remarcarse para tomar las medidas de protección pertinentes.

Componentes de la válvula operada con motor	Claves de modos de Falla
Cubierta	Fisura
Tornillo ajustador de la cubierta	Poroso
Ceja de la cubierta	Filamentación de la banda
Pasador de la cubierta	Entroscado
Sello	Demasiado pequeño
Sello de cartucho	Demasiado grande
Sello formado de PTFE	Rotura
Diafragma del sello	Deformado
Moldura del anillo de PTFE	Encontrado
Sello cubiero de grafoil	Fuga
Tapón	Rasgado
Manga de PTFE	Bloqueada
Impulsor del disco	Pérdido
Cuerpo de la válvula	Taponeado
Bridas	Fusionadas
Encerradura del motor	Obstruido
Carcaza principal	Defectuosa
Encerradura eléctrica	desgalados
Cojinetes	Quemados
Respiradero y dren	Claves de los efectos de las fallas
Rotor	Falla al aislar
Ensamblado del material	Secuencia de falla
Manija	Pérdida de contención
Embrague	Fuga menor
Fusible	Expuesto al personal
Contactos eléctricos	Explosión/fuego

Tab. 2-5 - Ejemplo de FMEA.

2.6.- ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS. FTA.

El análisis de Árbol de Fallas^(12, 9) es una técnica deductiva que se enfoca sobre un evento de algún accidente particular y luego construye un diagrama lógico de todas las secuencias de eventos concebibles (humanos y mecánicos) los cuales pueden causar un accidente. El árbol de fallas es una ilustración gráfica de varias combinaciones de fallas de equipo y errores humanos que pueden ocasionar un accidente.

Como una herramienta cualitativa, el FTA se usa debido a que llega al origen del accidente a partir de las fallas básicas y errores que pueden causarlo, también permite el análisis para determinar los efectos de cambios o adición de componentes a un sistema, por ejemplo: suministro redundante, alarmas independientes de alto nivel o paros.

El FTA puede usarse durante las fases de diseño, modificación u operación de los servicios, especialmente en el análisis de nuevos procesos para los cuales no existen antecedentes de operación.

Los resultados arrojados por un análisis de este tipo es la realización de un diagrama lógico que permita ilustrar las fallas y/o errores de combinaciones humanas y mecánicas que pueden ocasionar incidentes o accidentes. Los resultados son cualitativos, pero pueden tornarse cuantitativos si las razones de datos de fallas se encuentran disponibles para los eventos posibles.

Los datos requeridos son los DTI's de la planta necesarios, dibujos de equipos y especificaciones, procedimientos de operación, conocimiento de los modos de falla y datos de razones de fallas.

El grupo necesario para realizar esta actividad es normalmente de una persona que prepara un árbol de fallas sencillas para un accidente dado, esta persona debe conocer el proceso total y tener amplia experiencia. El tiempo necesario depende del tamaño de la planta, que en ocasiones puede ser considerable si ésta es compleja.

Un análisis de árbol de fallas generalmente consta de los siguientes pasos: ⁽¹²⁾

- a) Identificar los sistemas de fallas que se analizarán y colocar este evento en la parte superior del árbol.
- b) Proceder al siguiente nivel del sistema, por ejemplo: nivel subsistema e identificar las fallas de los subsistemas que pueden traer como consecuencia el evento que se encuentra en la parte superior del árbol.

- c) Determinar la relación lógica entre los subsistemas de fallas que son requeridas para producir el evento de la parte superior.
- d) Use las palabras clave o compuertas "Y" u "O" en la estructura lógica que muestre la relación de los subsistemas de fallas que producen el nivel superior.
- e) Proceder con el siguiente subsistema más abajo y repetir (b) hasta (d) y realizarlo hasta que las fallas de los respectivos niveles han sido identificados.
- f) Empezar con el dato de falla de los componentes, computar la probabilidad de las fallas descritas en el Árbol de Fallas; seguir la estructura lógica indicada por las compuertas "Y" u "O", en el Árbol de Fallas hasta que la probabilidad de los eventos superiores hayan sido calculadas.

Los elementos básicos para construir un Análisis de Árbol de Fallas se muestra en la figura. 2.6⁽¹²⁾

La figura. 2.7⁽¹²⁾ muestra un diagrama lógico para un triángulo de fuego. La figura 2.8⁽¹²⁾ muestra un Árbol de Fallas para la ruptura de un tanque de agua caliente.

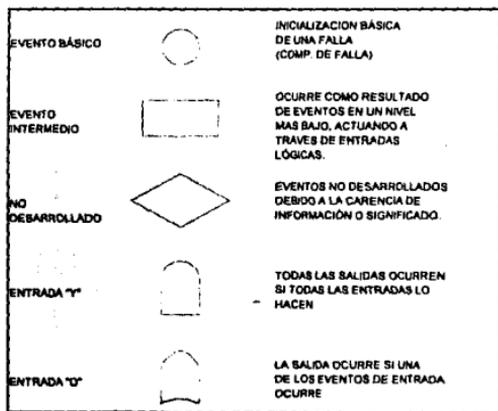


FIG. 2.6 Elementos básicos para un FTA

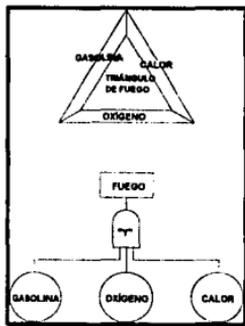


FIG. 2.7 Diagrama Lógico para un Triángulo de Fuego

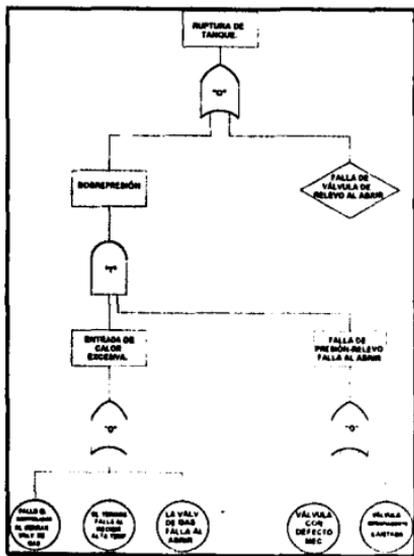


FIG. 2.8 Diagrama de Ruptura de un tanque

2.7.- ANÁLISIS DE ÁRBOL DE EVENTOS.

Un Árbol de Eventos es una ilustración gráfica de los resultados potenciales que pueden surgir de la falla de un equipo específico o error humano. El Análisis de Árbol de Eventos considera la responsabilidad del personal y sistemas de seguridad relacionados con una falla. Los resultados de un análisis de este tipo son secuencias de

accidentes, por ejemplo: un multi-brazo, ajuste cronológico de errores/fallas que definen un accidente. El Análisis de Árbol de Eventos se usa en el análisis de los efectos de los sistemas o procedimientos de emergencia o prevención y mitigación de accidentes.

Cómo se observa, este análisis tiene como objetivo principal identificar la secuencia de los eventos que siguen a una falla o error que provoca un accidente.

Generalmente se aplica durante la etapa de diseño, modificación u operación de servicios. Se usa particularmente como una herramienta para demostrar la eficiencia de la prevención de accidentes y técnicas de mitigación.

Los resultados que produce son una serie de árboles de eventos que son ilustrados en secuencias de eventos que resultan en accidentes, siguiendo la ocurrencia de iniciación de un evento; los resultados son cualitativos, pero pueden ser cuantitativos si las probabilidades de los eventos se conocen.

Se requiere conocer los eventos iniciales (Fallas de equipos y errores humanos) y los procedimientos de equipo y mitigación para desarrollar la técnica.

El grupo de personas necesario es pequeño, de dos a tres es suficiente para crear una "lluvia de ideas" que permita el mejor aprovechamiento del trabajo; los miembros del grupo deben tener conocimiento de todo el proceso y equipo de la planta.

Un Análisis de Árbol de eventos de comprende los siguientes pasos:

- a) Identificar el evento inicial. Esto puede ser la falla de algún sistema, falla de equipo, error humano o procesos que pueden tener consecuencias severas; los efectos que ocurren dependen de cómo el sistema o el operador responden al evento, por ejemplo: si se usa "el nivel del líquido en el tanque es demasiado alto y se está incrementando".
- b) Identificar cual sistema de seguridad u operador responsable maneja el evento inicial. Estas funciones de seguridad pueden incluir sistemas (como un sistema de paro de emergencia automático), que responden automáticamente a este evento,

alarmas que alertan al operador y las acciones de los operadores que se toman como respuesta a la alarma, diques, drenajes, etc. todo ello para limitar los efectos del evento inicial. El analista debe identificar estas funciones de seguridad en el orden cronológico que se espera sucederán; por ejemplo: las respuestas posibles a el evento: "el nivel del líquido en el tanque es demasiado alto y se esta incrementando" serían:

- ◆ El operador cierra la válvula de entrada.
- ◆ Opera la alarma de alto nivel.
- ◆ El sistema de control automático de alto nivel cierra la válvula.

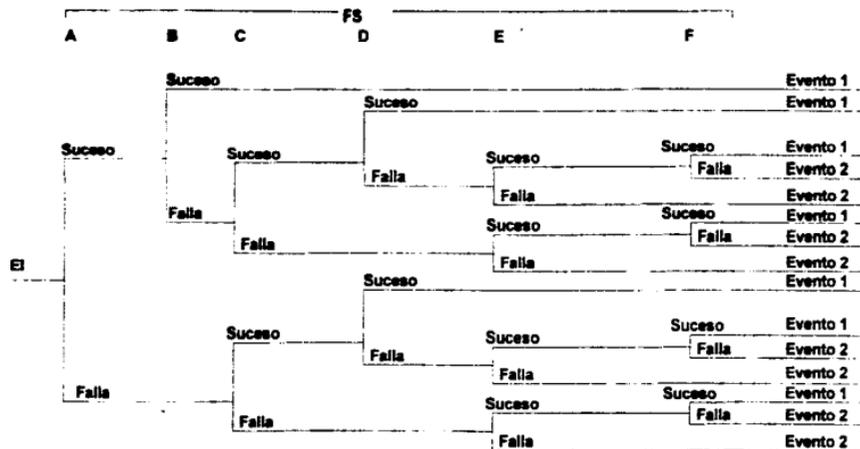
Las funciones de seguridad son listadas en el orden en el cual se pretende que van a ocurrir; si se presentan otros sistemas de seguridad, también deben contemplarse.

- c) Construir el árbol de eventos. Primero se debe introducir el evento inicial en la parte izquierda de la página, entonces se listan las funciones de seguridad a través de la página en orden cronológico, después, se decide que suceso o falla de las funciones seguridad afectará el curso del accidente, si el curso del accidente se ve afectado, el árbol de eventos aumenta su cantidad de divisiones o brazos para distinguir entre sucesos y fallas de las funciones de seguridad; colocando "suceso" en la parte superior del brazo de las llaves y "falla" en la inferior.
- d) Describir las secuencias de accidentes. Las secuencias son la variedad de resultados que pueden ocurrir siguiendo al evento inicial; algunas de las secuencias pueden representar sucesos, por ejemplo: un retorno anormal o una orden de paro. Esto puede traer como consecuencia que la falla debe analizarse para determinar cómo mejorar la respuesta al evento para minimizar la probabilidad de falla. La figura 2.9⁽¹²⁾ muestra un Árbol de Eventos para un tanque de almacenamiento sobrellenado.

2.8.- ANÁLISIS DE CAUSA-CONSECUENCIA.

El Análisis de Causa-Consecuencia es una combinación del Análisis de Árbol de Fallas y del Análisis de Árbol de Eventos, este análisis traza un accidente desde el evento inicial (causa) hasta su impacto final (consecuencia).

EVENTO DE ÁRBOL PARA TANQUE DE ALMACENAMIENTO SOBRELLENADO



- Nomenclatura:
- SF: Funciones de Seguridad.
 - EI: Evento Inicial.- El nivel del líquido en el tanque es demasiado alto y se sigue incrementando.
 - A: El operador observa el nivel del líquido.
 - B: El operador cierra la válvula de entrada.
 - C: La alarma de alto nivel opera.
 - D: El control de nivel cierra la válvula de entrada.
 - E: La alarma de alta presión opera.
 - F: El operador cierra la válvula de entrada.
 - Evento 1: Ordenar paro.
 - Evento 2: Tanque sobrelLENADO.

Figura 2.9.- Diagrama de Árbol para un Tanque de almacenamiento sobrelLENADO.

El diagrama Causa-Consecuencia ilustra la relación directa de las causas y consecuencias, esto lo hace una buena herramienta de comunicación.

Un Análisis de Causa-Consecuencia se conduce por los siguientes pasos:

- a) Seleccionar el evento a evaluar. Este evento puede ser el superior (como un Árbol de Fallas (FTA) o un evento inicial en un Árbol de Eventos). Algún evento que puede ser de interés en un Análisis de árbol de Fallas o Análisis de Árbol de Eventos es también de importancia para un Análisis de Causa-Consecuencia.
- b) Identificar las funciones de seguridad que pueden influenciar para provocar un accidente. Estas funciones de seguridad son comúnmente mostradas en un Árbol de Eventos, por ejemplo: sistemas de seguridad, acciones del operador, procedimientos, etc.
- c) Desarrollar las partes del accidente resultados de otro evento. Este paso es también común en un Análisis de Árbol de Eventos, la única diferencia real es la representación gráfica; el Análisis Causa-Consecuencia usa llaves para mostrar los eventos, mientras que el Árbol de Eventos no usa ningún símbolo. El punto central de la llave contiene la descripción de la función de seguridad que es normalmente escrita en la parte superior de un Árbol de Eventos.
- d) Examinar los eventos (desde el inciso "a") y las fallas de las funciones de seguridad. (desde el inciso "b") . Para determinar las causas del evento; éste paso es común en un Análisis de Árbol de Fallas; cada falla de las funciones de seguridad es tratada como un evento de un Árbol de Fallas.
- e) Determinar los cortes mínimos para la secuencia del accidente. Este paso es análogo al corte en la determinación de Árboles de Fallas. con la compuerta "Y", con la secuencia de posible ocurrencia desde la parte superior del evento.
- f) Evaluar los resultados. Las secuencias de accidentes pueden tener una escala de acuerdo a la severidad o importancia de la seguridad en la planta, para cada secuencia de accidente significativo, los cortes mínimos determinan las causas básicas más importantes. ^(9,12)

2.9.- ANÁLISIS DEL ERROR HUMANO.

El análisis del error humano^(9,12) es una evaluación sistemática de los factores que influyen en el comportamiento y ejecución de actividades de la planta de personal, mostrando los factores físicos y ambientales involucrados en el contrato y los problemas de transporte, conocimiento, etc. del personal. Este análisis debe localizar las áreas o situaciones en las cuales una persona toma una decisión impropia que pueda causar un accidente.

El propósito principal es la identificación de las áreas que pueden afectarse por un error humano, se usa durante la fase de diseño, modificación u operación.

Este procedimiento proporciona una lista de errores humanos que pueden ocurrir durante las operaciones normales o de emergencia, además de una lista de los factores que contribuyen a los errores y las propuestas para eliminar o reducirlos.

Una persona puede encargarse de verificar, los factores humanos de ingeniería, etc. en muchos casos es necesaria la presencia de consultantes externos para realizar este procedimiento.

El análisis de los errores humanos requiere de la pericia de un profesional con conocimiento de factores humanos de ingeniería y comportamiento humano; por lo tanto, este análisis debe realizarse por expertos externos.

Generalmente, un Análisis de Error Humano es una parte de un más completo Análisis de Daños.

2.10.- ESTUDIO DE DAÑOS Y OPERABILIDAD (HAZOP).

Un método para mejorar la seguridad y confiabilidad de los servicios en plantas de procesos industriales es la identificación de eventos que pueden ser potencialmente peligrosos; como la liberación de materiales dañinos a la atmósfera, paros de proceso indeseado o contratiempos en el proceso que pueden provocar situaciones de peligro. En el pasado, esta tarea se realizaba frecuentemente por personas con gran experiencia que conocían perfectamente los antecedentes de su industria y su propia experiencia en situaciones similares; este trabajo razonablemente bueno, tenía alcances sencillos y pequeños, las plantas se fueron incrementando en tamaño y complejidad, aumentando en consecuencia la dificultad para desarrollarse individualmente, con la necesaria profundidad y amplitud necesaria para entender todas

las facetas de una planta; por la evolución misma de las plantas, fue obvia la necesidad de una nueva metodología.

En los 60's se desarrolló la técnica conocida como HAZOP (Hazardous and Operability), HAZOP⁽¹³⁾ utiliza un grupo multidisciplinario, que colabora y estructura sus razonamientos reforzándolos con mayor facilidad que una sola persona, cada miembro del grupo colabora con su propia pericia y experiencia mostrándola a los demás

elementos; si los miembros del grupo se eligen apropiadamente, el resultado se refleja en la correcta y satisfactoria resolución de los problemas que se les presenten en el desarrollo e implementación de la seguridad en la planta de proceso.

El grupo HAZOP examina cada parte de la planta seleccionada para el estudio, de tal forma que se encuentren las posibles anomalías en el proceso y entonces determinar cómo estas anomalías pueden ocurrir y que efectos pueden producir, los métodos para prevenir las anomalías o reducirlas así como sus efectos adversos son entonces contemplados; se debe utilizar una forma estructurada de responder a las preguntas, en un esfuerzo por asegurarse de que el análisis realizado es completo y confiable.

Un estudio HAZOP puede elaborarse a través de una forma más completa de un análisis "¿Qué sucede si...?", diseñado para investigar las posibles desviaciones que pueden resultar de una situación peligrosa o prevención de un evento u operación deficiente y cómo resolver los posibles contratiempos que presenten estos problemas. La estructura es prescrita a juegos de palabras que se combinan para producir las preguntas, esta estructura ayuda a mejorar y asegurarse que el estudio del grupo no olvida realizar preguntas importantes.

Un estudio HAZOP tiene dos grandes objetivos:

- 1.- Identificación de los daños o peligros: determinar las características de la planta, sistema de proceso, equipo o procedimientos que representen accidentes potenciales.
- 2.- Identificación de los problemas de operación: determinar los problemas potenciales de operación, que pueden traer como consecuencia una falla que afecte la productividad del diseño.

2.10.1.- Definición de los Objetivos de Estudio.

Un estudio HAZOP puede realizarse en varias ocasiones con diferentes motivos, aunque dicho estudio puede conducirse durante la etapa de diseño, modificación, operación de servicios, se usa frecuentemente durante la fase de Ingeniería de Detalle; en este punto, los DTI's de la planta se encuentran con un grado avanzado de terminación y detalle (si se hace un estudio HAZOP sobre un proceso sin un DTI detallado, no es muy efectivo), lo cual trae como resultado que las acciones recomendadas pueden implementarse al más bajo costo posible. (Los cambios realizados en la fase de construcción u operación son siempre mayores).

En la realización de un estudio HAZOP es necesario definir algunos objetivos de estudio, tales como:

- ◆ Verificar el diseño del proceso para problemas de seguridad y operación.
- ◆ Verificar procedimientos de operación y seguridad.
- ◆ Proporcionar mayor seguridad a los servicios en operación.
- ◆ Mejorar la operación de la planta para minimizar problemas de este tipo.
- ◆ Verificar si los sistemas de control e instrumentación planeados son necesarios y suficientes.
- ◆ Verificar si los servicios diseñados contienen buenas prácticas de ingeniería.
- ◆ Verificar los sistemas nuevos o modificados para cerciorarse si son compatibles con los sistemas existentes.

Se deben examinar los tipos específicos de daños que serán considerados, de tal forma que se determinen los más representativos de cada caso; esto incluye:

- ◆ Pérdidas de producción.
- ◆ Daños al equipo de la planta.
- ◆ Liberación de fluidos tóxicos o flamables a la atmósfera.
- ◆ Impacto ambiental.
- ◆ Seguridad pública.
- ◆ Seguridad a trabajadores.

Los objetivos y alcances de un estudio HAZOP usualmente se fijan por la persona responsable de la planta o el proyecto específico que se estudiará, aunque los comentarios del grupo que lo integran sirven para mejorarlo.

2.10.2.- Equipo HAZOP.

Un estudio HAZOP requiere de un grupo multidisciplinario y con experiencia para ser efectivo, un estudio de este tipo no debe depender de un sólo miembro, dado que éste no tiene todo el conocimiento y experiencia necesaria para desarrollar el estudio de toda la planta propiamente; se recomienda que un equipo ideal debe conformarse de cuatro a seis personas de las siguientes disciplinas:

- ◆ Ingeniería. (Experto técnico)
- ◆ Operación. (Experto práctico)
- ◆ Mantenimiento (Conocimiento especializado y experiencia).
- ◆ Inspección. (Conocimiento especializado y experiencia)
- ◆ Instrumentación. (Conocimiento especializado y experiencia)
- ◆ Seguridad. (Conocimiento especializado y experiencia)
- ◆ Ingeniero de Diseño (Del grupo que diseña el proceso)

Las sesiones de un estudio HAZOP son altamente estructuradas y sistemáticas.

2.10.3.- Preparación y Datos Requeridos

Una vez que los objetivos y el alcance del trabajo han sido definidos y el grupo de trabajo se ha seleccionado, se comienza con el trabajo preparatorio, esto involucra la obtención de datos necesarios para el estudio, planeación de la secuencia de trabajo y arreglo de las sesiones HAZOP.

Los datos necesarios consisten de lo siguiente:

- ◆ Diagramas de Flujos de Proceso.
- ◆ Diagramas de Tubería e instrumentación.
- ◆ Diagramas lógicos de control/instrumentación.
- ◆ Instrucciones de Operación.

Además de lo anterior se requiere la información necesaria para casos específicos, que puede proporcionarse por los datos del vendedor, dibujos de fabricante, hojas de datos de equipo, etc.

La secuencia de estudio más común es comenzar con las corrientes de entrada o succión, y posteriormente las de descarga o salida, la secuencia y aplicación de los nodos de estudio se utilizan frecuentemente para elegir las prioridades del grupo de trabajo. Después de recopilar los datos necesarios y definir la secuencia de nodos de estudio, se realiza una forma de reunión del equipo, que generalmente la elabora el responsable o jefe del grupo, el primer paso es estimar el número de horas-hombre necesarias para el estudio; la revista AIChE^(9,12, 29) proporciona la siguiente guía para ello:

"Como una regla general, cada parte individual a estudiarse, ejemplo: la línea principal en un recipiente, será tomada en promedio como 15 minutos del tiempo del grupo, por ejemplo: un recipiente con dos entradas, dos salidas, y un venteo debe tomar una y media horas para estos elementos incluyendo el recipiente; así que, un estimado puede realizarse para considerar el número de tuberías y recipientes. Otra forma de estimar someramente es dar cerca de tres horas para cada recipiente mayor o pieza de equipo para revisión, quince minutos deben tomarse para cada comando verbal simple tal como "interruptor de la bomba", "arranque del motor" o "arranque de la bomba".

Para los primeros días de estudio, el grupo HAZOP requiere significativamente más tiempo que el estimado por este método.

Se sugiere que cada sesión no dure más de tres horas, con una o dos sesiones por día, las reuniones llegan a ser menos efectivos; si duran más tiempo, para proyectos muy largos, es necesario tener más de un grupo HAZOP para lograr los objetivos planteados en un tiempo razonable, en tal caso uno de los líderes de los grupos también tendrá funciones de coordinador para todos los grupos de estudio, o se puede elegir un coordinador separado.

2.10.4.- Metodología para un Estudio Hazop

La metodología utilizada para desarrollar un estudio HAZOP se discute a continuación, los pasos a seguir en dicha metodología se muestran en la tabla 2.6⁽¹³⁾

METODOLOGÍA HAZOP	
1.-	Nodos de Estudio.
2.-	Intento de Diseño.
3.-	Palabras guía, parámetros y desviaciones
4.-	Causas de desviaciones.
5.-	Consecuencias de desviaciones.
6.-	Respuesta anticipada.
7.-	Acciones Sugeridas.
8.-	Procesos Iterativos

tabla 2.6. Metodología HAZOP.

A.- Nodos de Estudio.

Uno de los primeros pasos en la conducción de un estudio HAZOP es el decidir los puntos específicos o localización en el proceso de las desviaciones posibles que deben estudiarse, estos puntos son llamados "nodos de estudio". Un nodo de estudio puede ser un recipiente, bomba, compresor, o la localización particular de una tubería, como un ejemplo: se considera un calentador de agua mostrado en la figura 2.10⁽¹²⁾. El calentador se compone de una coraza a fuego directo y un intercambiador de calor de tubos, con agua del lado de la coraza; siendo éste último lado el que se seleccionó como nodo de estudio.

Es mejor seleccionar y marcar los nodos de estudio sobre un DTI, un método conveniente para seleccionar los nodos de estudio es, primero marcar los recipientes mayores del proceso (o tanques de almacenamiento) sobre el DTI como un nodo de estudio, entonces cada línea mayor (tubería) conectada a cada uno de estos recipientes se designa como nodo de estudio (ejemplo: un sistema de rehervidor de una torre fraccionadora), muchos sistemas auxiliares complejos (ejemplo: sistema de regeneración de sello molecular) requiere de dividirse en varios nodos de estudio.

Se pueden elegir bombas y compresores como nodos de estudio, generalmente, se recomienda que esto se lleve a cabo cuando la bomba o compresor

es la mayor parte del sistema de proceso, una bomba o compresor de importancia menor generalmente se incluye como parte de la verificación de nodos de tubería de descarga y succión de bombas y compresores; para grandes compresores multietapa, puede ser ventajoso designar a cada etapa como un caso de estudio, es particularmente importante si la entrada de gas no llega totalmente desde la etapa previa o si la salida del gas no llega en su totalidad a la siguiente etapa.

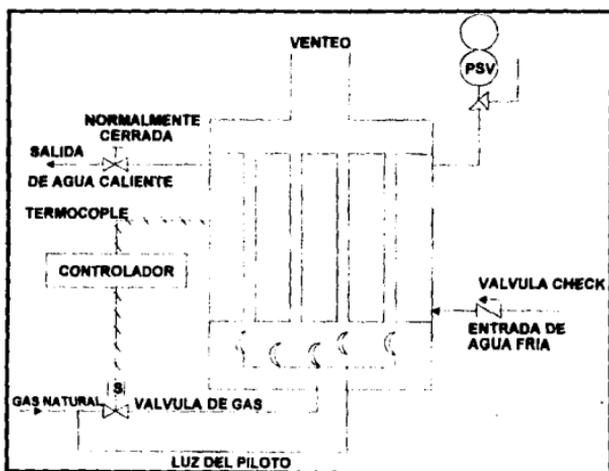


FIG 2.10 Esquema de un calentador de agua.

Cuando se examinan intercambiadores de calor, es de gran ayuda tratar a cada sistema sin el intercambiador como nodo de estudio; por ejemplo: si se usa agua de mar como enfriador en un "ciclo" de refrigeración de propano, el intercambiador de calor (condensador) debe tener un nodo de estudio para el lado del agua y otro para el lado del propano; éste mismo criterio no aplica para recipientes en los cuales dos o más substancias se mezclan, tal como glicol o contactores de amina, así como algunos recipientes deben tratarse como nodos de unidades sencillas de estudio; las torres de fraccionamiento pueden tratarse como unidades sencillas de nodos de estudio.

B.- Intento de Diseño.

El siguiente paso es determinar el "intento de diseño" de la parte del proceso que incluyen los nodos de estudio, esto es simplemente una propuesta del proceso, suponiendo su función si todos los componentes operarán propiamente, como un ejemplo de ello, se considera el calentador de agua ilustrado en la figura 2.10; se supone, que el calentador de agua conserva la temperatura del agua en el tanque entre un límite superior y un límite inferior prefijados, si la temperatura del agua disminuye de tal forma que llegue al límite inferior, el controlador de temperatura debe abrir la válvula solenoide, permitiendo la entrada de gas al quemador, de tal forma que se proporcionará una flama que calentará el agua y está incrementará su temperatura; cuando la temperatura del agua sea igual al límite superior inicialmente fijado, el controlador de temperatura cerrará la válvula solenoide, lo anterior impedirá el flujo de gas al quemador y detendrá la transferencia de calor al mismo; este ciclo de encendido-apagado del quemador debe ocurrir siempre que exista un flujo de agua a través del tanque.

Cuando se define el intento de diseño, no es necesario realizarlo con gran detalle, el propósito es asegurarse que todos los miembros del grupo HAZOP comprendan el objetivo del equipo que se examinará, sin embargo, puede ser instructivo listar el intervalo de operación permisible para cada parámetro importante, esto puede ayudar cuando se determinen las desviaciones más preponderantes, cuando dichas desviaciones se encuentran fuera de los parámetros de rangos permisibles; lo anterior es loable si se considera que un parámetro puede estar fuera del intervalo de operación deseado sin llegar más allá del valor máximo permisible para éste parámetro; por ejemplo: se considera el nivel del líquido en una columna de fraccionamiento; el proceso puede trabajar mejor cuando el nivel del líquido es controlado entre márgenes estrechos (El rango de operación deseado), sin embargo; aquí no hay una desviación para el nivel del líquido, a menos que tal nivel esté arriba del mayor valor o debajo del menor valor establecido por el equipo de diseño. (intervalo de operación permisible).

Para el parámetro "presión", el valor superior de rango de operación permisible puede ser el mismo que la presión de diseño del recipiente, tubería, carcasa de una bomba, etc; por ejemplo: si se considera la transferencia de líquido desde una bomba a un recipiente, la desviación "alta presión" es generalmente interpretada como "la presión en la tubería está arriba de la presión de diseño de la misma" sin embargo, para un recipiente, la interpretación puede ser diferente; se considerará un

recipiente de proceso con una presión de diseño de 300 psig, si el diseño del proceso dicta que la máxima presión permisible en el recipiente durante operación normal debe ser de 150 psig, una presión de 200 psig se encuentra fuera del intervalo de presión permisible; por consiguiente, existe una desviación; esto es igualmente verdadero aún cuando la presión en el recipiente se encuentra debajo de la "presión de diseño" del mismo.

C.- Palabras guía. Parámetros y desviaciones.

El tercer paso es la determinación de las posibles "desviaciones" que surgieron en la etapa de intento de diseño. Esto se realiza con la combinación de una serie de "palabras guías" y "parámetros", dichos parámetros incluyen condiciones de proceso, actividades y substancias

Algunos ejemplos de los parámetros antes mencionados se muestran en la tabla 2.7⁽¹²⁾:

CONDICIONES DE OPERACIÓN	ACTIVIDADES	SUBSTANCIAS
TEMPERATURA	FLUJO	AIRE
PRESIÓN	TRANSFERENCIA	AGUA
NIVEL	REACCIÓN	VAPOR
CONCENTRACIÓN	REMOVER	PROPANO CONDENSADO GAS NATURAL

Tabla 2.7. Parámetros.

Las condiciones de operación y actividades deben normalmente combinarse con una substancia para producir parámetros con un significado completo; por ejemplo: temperatura (del agua), composición (del condensado), transferencia (del propano).

En resumen, cuando se usen substancias como parámetros, la fase de las substancia a examinarse debe ser especificada, por ejemplo: propano (líquido) o propano (vapor).

Existen siete palabras básicas llamadas "palabras guías"^(9,12), (aunque formas alternativas y casos especiales se pueden presentar, tales como "más pronto que" y "más tarde que"), en la tabla 2.8⁽¹³⁾ se muestran dichas palabras

PALABRAS GUÍA BÁSICAS	
1.-	No
2.-	Mas (Más alto..)
3.-	Menos (Más bajo..)
4.-	A parte de
5.-	Parte de
6.-	En vez de
7.-	Inverso.

Tabla 2.8. Palabras guía básicas

El significado de estas palabras guía se puede explicar con la descripción de algunas combinaciones de dichas palabras y parámetros tomando como ejemplo: el calentador de agua.

Para ejemplificar lo anterior se muestra la tabla 2.9⁽¹²⁾

PALABRA GUÍA	PARÁMETRO	DESVIACIÓN
Más alto	Temperatura (del agua)	La temperatura del agua se encuentra arriba del límite de diseño.
Más abajo	Temperatura (del agua)	La temperatura del agua se encuentra debajo del límite de diseño.
No	Flujo(de agua)	No está fluyendo agua a través del calentador (Puede también significar que no fluye hacia afuera del calentador o hacia dentro del mismo.)
Más	Flujo(de agua)	El flujo de agua a través del calentador es más alto que el límite superior de flujo de diseño
Menos	Flujo (de agua)	El flujo de agua a través del calentador es más bajo que el límite inferior de flujo de diseño
Inversa	Flujo(de agua)	El agua a través del calentador está fluyendo en la dirección opuesta a la deseada (de diseño)
Así como	Flujo(de agua)	Algunas ocasiones un contaminante de algún tipo está fluyendo a lo largo del recorrido con el agua.
Otra cosa que...	Flujo(de agua)	Alguna otra cosa diferente a el agua está fluyendo a través del lado de la coraza del calentador

tabla 2.9. Desviaciones del Intento de Diseño.

Algunas combinaciones de las palabras guía y parámetros no producen significados completos, ejemplo de ello es: "no temperatura", y "nivel de inversa"; obviamente, este tipo de combinaciones deben evitarse; es también posible producir

combinaciones idénticas a través de dos diferentes combinaciones de palabras guía y parámetros, por ejemplo: "A parte del flujo (de agua)" puede indicar que el agua ha sido contaminada por alguna otra sustancia, quizás un hidrocarburo. La desviación "A parte del agua" puede indicar lo mismo; tales duplicaciones deben evitarse, dado que es tiempo desperdiciado y que no proporciona ninguna información.

Algunas combinaciones de palabras guía y parámetros pueden crear más de una desviación, por ejemplo: "A parte del flujo (de agua)" puede significar que alguna otra sustancia está fluyendo junto con el agua; esto puede también significar que alguna otra actividad está ocurriendo simultáneamente con el flujo; quizá el agua está en ebullición o congelándose durante su flujo.

Cuando se aplica a la presión o temperatura, "A parte de" puede interpretarse que el parámetro en cuestión y algunos otros parámetros están fuera del intervalo de operación permisible; por ejemplo: la temperatura dentro de un recipiente está demasiado baja y la presión demasiado alta, esta interpretación de "A parte de" debe aplicarse cautelosamente dado que puede surgir una innecesaria investigación de desviaciones que pueden ocurrir simultáneamente o no tienen significado; se puede perder gran cantidad de tiempo tratando de encontrar las causas para tales combinaciones o desviaciones.

En la tabla 2.10⁽¹³⁾ se muestra una matriz de palabras guía y parámetros, dicha tabla indica las combinaciones que normalmente se usan para producir un significado completo de las desviaciones que se quieren dar a entender en una planta de proceso; la tabla no es exhaustiva y puede no contener todas las combinaciones de interés para un nodo de estudio específico; también la palabra guía "reacción" puede no aplicar a procesos sencillos donde las reacciones químicas no ocurren.

Palabras guía	PARÁMETROS						
	FLUJO	TEMP.	PRESIÓN	SUBST.	CONC.	NIVEL	REAC.
No	T,R					R,TQ	T,R,TQ
Más (más alto)	T,R	T,R,TQ	T,R,TQ		T,R,TQ	R,TQ	T,R,TQ
Menos (más bajo)	T,R	T,R,TQ	T,R,TQ		T,R,TQ	R,TQ	T,R,TQ
Inversa	T,R		T,R,TQ				T,R,TQ
Parte de	T,R						T,R,TQ
Así como				T,R,TQ			
Otra cosa que				T,R,TQ			T,R,TQ

T TUBERIA
 R RECIPIENTE
 TQ TANQUE

tabla 2.10 Matriz de Palabras guía y parámetros.

Puede ser que en algunas ocasiones en un estudio HAZOP se conozcan las desviaciones que pueden ocurrir, pero las combinaciones normales de palabras guía y parámetros no produzcan esta desviación, cuando esto ocurre, se puede crear una propia combinación de palabra/parámetro que produzca el efecto deseado.

El Apéndice A.1 muestra una serie de tablas de palabras guía y desviaciones creados por la combinación de palabras guía y parámetros

D.- Causas de desviaciones.

El cuarto paso del procedimiento HAZOP, es la determinación de las "causas" de las desviaciones, como ejemplo: ¿Qué puede causar que la temperatura del agua sea más alta que el límite de diseño superior?, ¿Qué puede causar una pérdida total de flujo de agua a través del calentador?.

Refiriéndose de nuevo, al calentador de agua del ejemplo mostrado en la fig. 2.10; si la temperatura del agua se encuentra excesivamente alta ("más alta que.." y "temperatura") puede ser debido a una de las siguientes causas y que a continuación se muestra en la tabla 2.11⁽¹²⁾

PALABRA GUÍA	PARÁMETRO	DESVIACIÓN	CAUSA
Más alto que...	Temperatura (del agua)	La temperatura del agua se encuentra arriba del límite superior de diseño.	a). La temperatura de entrada del agua se encuentra arriba del límite superior de diseño. b). El sistema de control de temperatura no está funcionando bien. (nota 1) c). El calentador está expuesto a una fuente de calor externo, como fuego.

Nota 1. Esta causa incluye alguna falla de electricidad, software o hardware del sistema de control de temperatura (incluyendo válvula solenoide), lo anterior puede ser el resultado de que está fluyendo a través de la válvula solenoide al mismo tiempo que cuando la válvula está cerrada

tabla 2.11. Causas de combinaciones de parámetros y palabras guía.

Las causas de desviaciones normalmente se pueden clasificar dentro de uno de los siguientes grupos:

Fallas de Hardware

Los siguientes son ejemplos de fallas de Hardware: fallas de válvulas al abrir y cerrar, fallas de bombas al parar y arrancar, fallas de interruptores eléctricos, etc, una lista de algunas fallas potenciales de hardware y sus probabilidades de ocurrencia se muestran en el Apéndice A.2 y A.3.^(12,9)

Error Humano

El operador no respeta o no considera el sistema de seguridad, se gira una válvula en la dirección equivocada, malas lecturas de un manómetro o impresión fuera del panel de control, mala interpretación de una instrucción oral o escrita. Dichas consideraciones se encuentran en el Apéndice A.4⁽¹³⁾

Fuerzas externas

Vientos fuertes, inundaciones, relámpagos, terremotos, golpe de algún automóvil o equipo de construcción (Una grúa, o camión, etc.), pérdida de fuerza eléctrica o aire de instrumentos, etc.

Estado de procesos no anticipados

Un cambio en la composición, acumulaciones como costras internas, formación de hidratos, etc.

En algunos casos, pueden existir varias razones para considerar una "causa" sencilla, haciendo referencia al calentador de agua; si hubiese una falla en la válvula solenoide, ésta puede fallar al cerrar debido a una falla mecánica dentro de la válvula, falla eléctrica en la solenoide, material extraño o productos corrosivos que se adhieran a la entrada de la válvula, alguna falla severa del controlador de temperatura, etc. Las consecuencias materiales deben ser las mismas que las causas de los sistemas de control o fallas de válvulas de control, por lo tanto, puede no ser necesario especificar acerca de la causa; esto es particularmente cierto si las consecuencias son de poca trascendencia.

Si se determina que las consecuencias son varias y las probabilidades de ocurrencia de una desviación son demasiado altas, es de gran ayuda, el ser más

específicos acerca de las causas potenciales de la desviación; puede ser de ayuda determinar que cambios en diseño, instrumentación u operación pueden ser más efectivos, para reducir la probable ocurrencia de una desviación; si es necesario un análisis FMEA; puede ser conducido para cada componente que puede causar la desviación, pero este nivel de detalle es raramente garantizado.

En casos específicos, puede ser instructivo el número de identificación de válvulas, bombas, etc., que pueden ser causa de una desviación; por ejemplo: "la bomba GA-4125 tiene un exceso de velocidad", o "la válvula de control PV-4107 falla al cerrar"; este detalle puede ser de ayuda cuando se examinan las "acciones sugeridas" (las cuales serán analizadas en el capítulo 6; de la acción que puede aplicar a una pieza específica de algún equipo, en otras situaciones; tales detalles pueden no ser tan ventajosos, por ejemplo: se considera "No flujo" causada por una "válvula de bloqueo cerrada"; debido a la naturaleza del DFP puede haber docenas de válvulas de bloqueo corriente arriba del nodo de estudio, en este caso no es necesario listar todas las válvulas de bloqueo en la columna "causa", dado que cualquiera de ellas puede causar la desviación "no flujo".

En algunos casos, la causa de una desviación puede no ser tan obvia al observar la información proporcionada por un DTI, por ejemplo: considérese un nodo de estudio localizado en la entrada de gas natural a un intercambiador de calor criogénico. Una combinación de "alto" y "concentración (de CO₂)" produce la siguiente desviación "la concentración de CO₂ se encuentra sobre el límite de diseño superior" y la consecuencia "Los sólidos de CO₂ pueden causar taponamiento o restricción de flujo en el intercambiador" la causa y consecuencia de esta desviación no aparecerá en el DTI donde se encuentra el intercambiador, por lo cual, será necesario mirar hacia atrás a través del proceso para encontrar una condición fuera de límite en el contactor de amina que puede estar causando la desviación en el contenido de CO₂. desde luego, si el HAZOP empieza en la parte frontal del proceso y sigue el flujo normal, esta combinación de causa/desviación/consecuencia debe haber sido descubierta antes de llegar la falla en el DTI donde se ubica el intercambiador; el Apéndice A.5^(13,12) lista varios posibles causas para desviaciones comunes que se encuentran en un estudio de los servicios del proceso, las listas nos son exhaustivas y otras causas se pueden presentar.

E.- Consecuencia de las desviaciones.

El quinto paso es la determinación de las "consecuencias" de las desviaciones; las consecuencias son los resultados, que son esperados si las desviaciones ocurren, algunas consecuencias pueden ser peligrosas (recipientes que explotan) o presentan una dificultad operacional (líquido transportado sobre un recipiente de secado) o puede ser trivial (agua con un contenido de gas natural debajo del normal) unos ejemplos de las consecuencias se muestran en la tabla 2.12 ^(12,13)

PALABRA GUÍA	PARÁMETRO	DESVIACIÓN	CAUSA	CONSECUENCIA
Más alto que...	Temperatura (del agua)	La temperatura del agua se encuentra arriba del límite superior de diseño.	a). La temperatura de entrada del agua se encuentra arriba del límite superior de diseño. b) El sistema de control de temperatura no está funcionando bien. (nota 1) c). El calentador está expuesto a una fuente de calor externo, tal como fuego.	a). La presión se incrementa dentro de la coraza si la válvula de salida es cerrada. b). La temperatura de salida del agua es más alta que la deseada. c). Se incrementa la razón de corrosión.

nota 1. Esta causa incluye alguna falla de electricidad, software o hardware del sistema de control de temperatura (incluyendo válvula solenoide), lo anterior puede ser el resultado de que esta fluyendo gas a través de la válvula solenoide al mismo tiempo que cuando la válvula está cerrada.

tabla 2.12. Consecuencias creadas por desviaciones.

Las consecuencias no ocurren inmediatamente, como resultado de una desviación; "bajo flujo" puede provocar un "nivel bajo de líquido" en pocos minutos, mientras "más concentración" (de un contaminante corrosivo) puede provocar "incremento de la razón de corrosión" después de un largo periodo de tiempo, cada consecuencia puede relacionar todas, algunas o solo una de las causas, lo cual hace innecesario compilar listas separadas de consecuencias para cada causa; la consecuencia "líquido inflamable liberado a la atmósfera" aplica sólo a la ruptura de un tubo.

Las consecuencias de una desviación pueden no ser inmediatamente obvias o pueden parecer triviales si la discusión se limita a un simple DTI que contiene los nodos de estudio a analizarse, por ejemplo: considerando un nodo de estudio

localizado donde no se producen completamente glicoles, un contactor de glicol usado para remover agua del gas natural, bajo flujo del glicol ("menos" y "flujo") dentro del contactor puede causar la salida del gas al tener un contenido de agua que es mayor que límite superior de diseño; cuando se observa sólo el DTI para el contactor de glicol, la consecuencia de esta desviación es sólo "alto contenido de agua en el gas natural dejando deshidratación", sin embargo, si la corriente de gas eventualmente fluye a el intercambiador criogénico para licuefacción, la consecuencia puede ser "tapones de hielo o formación de hidratos en cubos de hielos"; este es un caso de una consecuencia de un nodo que llega a ser la desviación de otro nodo.

Este problema potencial, que es la determinación de las actuales desviaciones puede manejarse de dos maneras: si la discusión está limitada a un simple DTI, ciertas desviaciones serán necesarias para identificarse y consideradas en el estudio, esto requiere de un buen control de notas y que estas desviaciones sean reintroducidas por el jefe del grupo a los nodos de estudio apropiados; el otro método es el simple trazo de la desviación a través del proceso hasta que ocurra una consecuencia significativa, o hasta que se demuestre que no ocurrirá ninguna consecuencia.

Una vez que el grupo de estudio esté familiarizado con el proceso entero, el método posterior puede utilizar gran cantidad de tiempo, es posible determinar, y tomar la primera situación cuando la respuesta es fácil de determinar, y tomar la primera sugerencia cuando la respuesta no es tan evidente.

Una de las consecuencias de "alta temperatura" en un recipiente puede ser "alta presión" en el mismo, otra posible consecuencia es la "ruptura del recipiente"; sin embargo, esta consecuencia está directamente relacionada a "alta presión" mas que a "alta temperatura"; en casos específicos, puede ser informativo usar "A parte de y temperatura" o "A parte de y presión" para indicar la combinación de alta temperatura y alta presión; esto se usa cuando la combinación de "alta presión" y "alta temperatura" produce algunas consecuencias no generadas por una sola separada.

F.- Respuesta Anticipada.

El sexto paso es listar las respuestas que se esperan si la desviación ocurre; la respuesta anticipada debe incluir alarmas de proceso, respuestas automáticas de sistemas, y operadores responsables. Algunos ejemplos de respuestas anticipadas son: alarmas de alta presión, sensor automático de paro por nivel muy alto de una

bomba de tal forma que aisle al tanque, válvulas de exceso de flujo que limitan la liberación de fluidos a la atmósfera, válvulas check que prevengan el flujo inverso, análisis diarios de laboratorio que detecten cambios en la composición, alarmas de bajo flujo que alerten al operador y éste pueda tomar las acciones propias para corregir la situación, detectores de fugas de gas combustibles que prevengan al personal del área.

La "respuesta anticipada" es muy importante en un estudio HAZOP porque indica las acciones a tomar en una desviación particular. Debe notarse que la respuesta anticipada puede ser "responsabilidad de sí misma", es decir automática; o una consecuencia de la desviación, por ejemplo consideremos "no flujo" dentro de un recipiente, el cual causa que el nivel del líquido del mismo disminuya, las respuestas anticipadas deben incluir "indicador de flujo y alarma" (una respuesta a la desviación) y "sistema de nivel de control de líquido que ajuste el nivel del mismo" (una respuesta a la consecuencia).

Algunas de las respuestas anticipadas no deben ocurrir al mismo tiempo que la desviación lo hace, por ejemplo: una respuesta anticipada a "alta presión" en un recipiente debe ser "la válvula de seguridad abre y reduce la presión"; esta respuesta sólo ocurrirá si la presión interna alcanza el punto de presión de ajuste para la PSV; esta presión puede o no puede alcanzarse, dependiendo de la magnitud de la desviación.

Si la falla de un sistema en particular se lista como una causa de la desviación, u operación del sistema no debe incluirse como una respuesta anticipada, por ejemplo: la desviación "alto nivel" en un recipiente puede deberse a la falla del sistema de control de nivel; en este caso, "el sistema de control de nivel ajusta el nivel" no debe incluirse como una respuesta anticipada (si un sistema falla; causa una desviación, ¿Cómo puede un sistema fallar si se contempla correctamente la desviación? si "alto nivel de líquido" en un recipiente es consecuencia de una desviación como "alto nivel de flujo", entonces "el sistema de nivel de control intenta un ajuste de nivel" debe incluirse como una respuesta anticipada. Aunque este suceso de desajuste del nivel depende del diseño total; por ejemplo: ¿Puede el sistema de control de nivel remover el líquido del recipiente, si el flujo que entra es superior a la relación de "alto flujo"?

Un estudio HAZOP supone que toda la instrumentación de los equipos y sistemas de control operan apropiadamente, y la planta es operada y mantenida de acuerdo a buenas prácticas de ingeniería (sólo si se consideran situaciones de "riegos sencillos"); si los sistemas de protección no son inspeccionados y examinados

regularmente, o no son reparados adecuadamente (cuando se dañan) o son ignoradas el análisis HAZOP es un tiempo desperdiciado.

G.- Acciones Sugeridas.

El séptimo paso es la determinación de "actividades sugeridas" para ayudar a prevenir una causa particular o mitigar una consecuencia en específico, por ejemplo: considérese nuevamente el agua del calentador, instalando un controlador de temperatura redundante y una válvula solenoide, debemos reducir significativamente las causas relacionadas a la falla de una válvula o controlador. La PSV sobre la coraza debe ayudar a prevenir algún incidente de peligro resultado de la "alta presión", si más protección por sobrepresión se desea, una PSV redundante o un tapón fusible que evite una temperatura que se incremente sobre el límite superior de diseño puede adicionarse.

Las acciones sugeridas pueden ser simples o extensivas, dependiendo de la seriedad de las consecuencias y del nivel de seguridad u operabilidad.

En general, las acciones sugeridas se relacionan con cualquiera de las siguientes:

Cambios en el Diseño.

Ejemplos: adicionar una PSV, mover la boquilla de entrada o de salida del recipiente, instalar un sistema redundante o "backup", etc.

Cambios en el Equipo.

Ejemplos: reemplazar una válvula de mariposa por una válvula de globo o de tipo bola, usar una bomba de desplazamiento positivo en lugar de una bomba centrífuga, elevar la relación de presión o la metalurgia de la tubería, usar filtros menos susceptibles a las fallas, etc.

Alterar Procedimientos de Operación.

Ejemplos: cambiar el tiempo en el cual una acción debe tomarse, cambiar el orden de acciones a realizarse, etc.

Mejorar el Mantenimiento

Ejemplos: incrementar la frecuencia de monitoreo de corrosión, calibrar PSV's con mayor frecuencia, verificar circuitos eléctricos y neumáticos periódicamente, etc.

Mejorar Capacitación.

Ejemplos: enseñar a operadores cómo anticipar problemas, enseñar técnicas de monitoreo de vibración, corrosión, etc.

Investigación adicional.

Ejemplos: detalles adicionales de instrumentación y sistemas de control pueden ser necesarios, las consecuencias pueden no ser tan obvias y requerir de más estudio, los efectos de acciones sugeridas pueden no ser tan evidentes y requerir de más investigación, etc.

Muchas de las actividades sugeridas pueden requerir de algún tipo de seguimiento, para determinar si la acción es correcta, significativa o necesaria (investigación adicional); el seguimiento inicial será asignado por el jefe del grupo a los miembros del mismo o por el departamento que puede tener mayor conocimiento relacionado con la actividad sugerida; esta persona (o Departamento) debe realizar una determinación en un periodo de tiempo razonable y encontrar e informar a los miembros del grupo. El grupo entonces decide si las "acciones sugeridas" serán implantadas o no.

Cuando hay más desviaciones y no se proponen más "acciones sugeridas"; implica que el grupo de estudio cree que una o más de las siguientes situaciones se realizarán o están establecidas.

- ◆ Alarmas existentes, controles, procedimientos, etc. son suficientes o correctos sin que se genere un problema mayor de operabilidad o riesgo.
- ◆ La desviación tiene una muy baja probabilidad de ocurrencia por lo tanto, no ocurrirá durante el tiempo de vida de la planta.
- ◆ Las consecuencias no representan un problema mayor de operabilidad y de riesgo.

Lo contrario implica que el grupo HAZOP cree que ninguna de las situaciones son verdaderas y algún cambio es necesario, se debe notar que para las acciones sugeridas de una desviación, ésta no afecte adversamente alguna otra desviación, por ejemplo: se considera el calentador de agua anteriormente descrito. Instalando un controlador de temperatura redundante y una válvula solenoide sobre la línea de gas disminuye la probabilidad de una temperatura de agua más alta que la deseada, pero incrementa la posibilidad de una temperatura más baja que el límite inferior deseado. (para ilustrar este punto, se asume que la probabilidad de que la válvula falle al cerrar es igual a la probabilidad de que la válvula falle al abrir y cada una de estas fallas es de esperarse que ocurra cada diez años, dado que las válvulas son idénticas e instaladas en serie; la probabilidad de que ambas fallen al abrir, al mismo tiempo es $1/10 \times 1/10$ o una vez cada cien años; obviamente este tiempo es mejor que una vez cada diez años. La probabilidad de que falle una o más válvulas al cerrar es $1/10 + 1/10 - (1/10)(1/10)$ o 0.19, lo cual es aproximadamente cada cinco años), suceda o no las "acciones sugeridas" deben adoptarse dependiendo, cual sea la consecuencia que pueda suscitarse.

H.- Procesos Iterativos.

El orden para especificar todas las desviaciones para un nodo determinado, puede tener combinaciones diferentes, palabras guía y parámetros que deben considerarse, esto es generalmente hacer la selección de un parámetro, aplicar la primera palabra guía y determinar las causas y consecuencias de la desviación; lo siguiente, es anotar la palabra guía seleccionada y aplicar el mismo parámetro; entonces se examinan las causas y consecuencias de la segunda desviación; este proceso se repite hasta que el primer parámetro se ha combinado con todas las palabras guía produciendo significados que realmente simulen la desviación deseada.

Lo siguiente, es elegir un nuevo parámetro y entonces aplicar las palabras guía necesarias y examinar las causas y consecuencias, este proceso se repite hasta que todas las desviaciones significativas para el primer nodo de estudio se hayan tomado en cuenta.

Se selecciona un nuevo nodo de estudio y el proceso se repite hasta que todos los nodos se hayan inspeccionado.

Como se observa cuando se realiza un estudio HAZOP, es necesario repetir operaciones y análisis similares muchas ocasiones, esto requiere que el sistema de

estudio sea bien organizado, asegurando que todas las partes del proceso hayan sido revisados, una manera de hacer esto es siguiendo el flujo propuesto en la tabla 2.13 ⁽¹³⁾

Hay que notar que el procedimiento comienza seleccionando los recipientes mayores sobre el DTI; después se examina una tubería que sale o entra al recipiente, lo anterior puede realizarse de dos maneras: el diagrama de flujo de la tabla 2.13 muestra todos los parámetros significativos y palabras guía que pueden aplicarse a una tubería sencilla para su análisis, en algunos casos, puede ser conveniente elegir un parámetro, contemplar todas las palabras guías significativas para cada tubería que se estén revisando, y entonces aplicar el siguiente parámetro lógico.

Cualquiera de estos métodos se puede utilizar, el siguiente paso es examinar los sistemas "auxiliares", conectados a el recipiente, estos sistemas pueden incluir recirculaciones de bombas, rehervidores, intercambiadores de calor, etc. y nuevamente se aplican varias combinaciones de palabras guía y parámetros, para cada sistema auxiliar.

Cuando todos los sistemas auxiliares sencillos han sido examinados, se selecciona el propio recipiente como un nodo de estudio y se aplican todas las palabras guía y parámetros .

Este procedimiento, por completo se aplica para cada recipiente mayor sobre el DTI.

Los mecanismos discutidos anteriormente muestran la organización y destreza necesarios para desarrollar esta metodología, lo cual para una planta muy grande el proceso se torna bastante complejo; por ello las metodologías analizadas anteriormente son fundamentales porque describen e identifican los daños en una planta de proceso, aunque en una forma más general; pero que en concepto manifiestan y desarrollan algunas de las partes de un análisis HAZOP, por lo cual en un estudio específico pueden ser más rentables y menos costosas.

La última fase y la más compleja de un Análisis HAZOP que se refiere a la implementación de las acciones recomendadas será desarrollada en el capítulo 6 *Administración del Riesgo* y que es propiamente la última fase de un Análisis de Riesgos.

DIAGRAMA DE FLUJO DE UN ANÁLISIS HAZOP

- 1.- Seleccionar un DTI.
- 2.- Seleccionar un Recipiente.
- 3.- Explicar la finalidad general del recipiente asociado con la tubería.
- 4.- Seleccionar una línea (tubería).
- 5.- Explicar la finalidad de la tubería.
- 6.- Seleccionar un parámetro.
- 7.- Verificar una desviación para aplicar una palabra guía.
- 8.- Examinar las causas posibles de una desviación.
- 9.- Examinar las consecuencias.
- 10.- Detectar los daños.
- 11.- Realizar un control escrito de lo elaborado.
- 12.- Repetir de 7-11 las palabras guías para todas las desviaciones de cada parámetro.
- 13.- Repetir de 6-12 para todos los parámetros.
- 14.- Marcar la línea sobre el DTI que ha sido completada.
- 15.- Repetir de 4-14 para cada línea mayor.
- 16.- Seleccionar un sistema auxiliar.
- 17.- Explicar la finalidad de los sistemas auxiliares.
- 18.- Repetir de 6-13 para cada sistema auxiliar.
- 19.- Marcar el sistema auxiliar sobre un DTI que ha sido completado.
- 20.- Repetir de 16-19 para cada sistema auxiliar.
- 21.- Explicar la finalidad del recipiente.
- 22.- Repetir de 6-13 para cada recipiente.
- 23.- Marcar el recipiente sobre el DTI que ha sido revisado.
- 24.- Repetir 2-23 para cada recipiente sobre el DTI.
- 25.- Marcar el DTI cuando ha sido completado
- 26.- Repetir 1-25 para todos los DTI's.

CAPÍTULO 3: DEFINICIÓN DEL CASO Y FRECUENCIA DE FALLA

Existen dos plantas idénticas A y B, que han estado en operación durante 100 años, el servicio de la planta A ha tenido diez accidentes y cada accidente ha producido una muerte; mientras que el servicio de la planta B ha tenido un sólo accidente; pero éste ha causado diez muertes. ¿Es diferente un caso de otro?

C. Starr

3.- DEFINICIÓN DEL CASO Y FRECUENCIA DE UNA FALLA.**3.1.- DEFINICIÓN DEL CASO DE FALLA.**

Las fuentes potenciales de liberación de materiales de proceso o fluidos de trabajo se pueden determinar tanto, con la información que proporcionan sus antecedentes históricos referente a liberaciones en plantas anteriormente construidas del mismo producto o semejantes, así como sus características específicas, incluyendo DFP's, DTI's, fechas y datos de los accidentes ocurridos y análisis de ingeniería; algunos de los métodos que en el capítulo anterior se analizaron y que se pueden utilizar son: el FMEA, estudio HAZOP, Auditorías de Seguridad o Inspección de los Servicios, FTA, etc.

Esta etapa en el Análisis de Riesgos define las diferentes fuentes posibles de liberaciones o fugas y las condiciones de las mismas para cada caso de falla; tales condiciones que se deben considerar en una liberación son:

- Composición del fluido, temperatura y presión.
- Razón de liberación y duración de la misma.
- Localización y orientación de la liberación.
- Tipo de superficie sobre la cual el fluido liberado se extiende.

Un elemento crítico en la Evaluación de Riesgos y Metodología de Evaluación de Daños es la definición o caracterización de los escenarios donde ocurren accidentes específicos, los cuales ya se han seleccionado durante la fase de Identificación de Daños. La Definición del Caso de Falla debe incluir la información específica del elemento que se asume puede fallar y los materiales liberados posteriormente después de la falla ^(12.9)

3.1.1.- Caracterización del componente de falla.

Los elementos del equipo de proceso (bombas, compresores, válvulas, recipientes a presión, tanques de almacenamiento, etc.) están propensos a fallar; si los elementos contienen materiales peligrosos que puedan provocar una falla; entonces se deben integrar zonas de peligro donde existe la posibilidad de liberación de tales

fluidos; la dimensión de estas zonas depende de la naturaleza del componente que provoca la falla; por ejemplo: alguna fuga accidental de fluido en una tubería de transferencia se considera como una falla de la tubería; sin embargo, esta falla pudo haber sido ocasionada por un pequeño orificio debido a la corrosión, una fractura longitudinal a lo largo de la costura de la tubería, un gran orificio causado por una fuerza externa, una ruptura total de la tubería, o alguna otra posibilidad; en forma similar, una liberación accidental en una brida puede ser provocada por la degradación de un empaque o una pérdida parcial del mismo, etc. La razón de fluidos perdidos "*relación de liberación*" es diferente para cada uno de estos escenarios de fallas, por lo cual las zonas resultantes también lo serán.

Cuando se conduce una Evaluación de Daños, es común asumir que las fallas que se analizarán son las que producen las peores consecuencias; es decir, aquellas que pueden producir las zonas de peligro más grandes; este tipo de liberaciones se llaman frecuentemente "*fugas catastróficas*" e incluye tanques colapsados, ruptura de recipientes de proceso, compresores que producen explosión, explosiones de recipientes a presión, etc.

Algunas Instituciones del gobierno que regulan las operaciones de transportación de materiales peligrosos y de servicios, basan su estudio de daños en las fugas catástroficas; la intención es la de establecer las máximas áreas potencialmente afectadas por la presencia de los servicios o sistemas de transporte.

Un Análisis de Riesgos y Evaluación de Daños completa, no sólo considera las liberaciones más severas, sino también las pequeñas fallas y fugas menores en la planta; este tipo de fugas frecuentemente se les llama "*fugas operacionales*", e incluyen: fallas en sellos de bombas y compresores, descarga de válvulas a la atmósfera, tanques de almacenamiento sobrellenados, fallas en tuberías, etc.

3.1.2.- Definición de las condiciones de una liberación.

Las dimensiones de las diferentes zonas de daño que se asocian con la liberación de un fluido peligroso a la atmósfera dependen de una gran variedad de factores, muchos de los cuales se relacionan con las *condiciones de liberación*.

Se deben especificar las mayores condiciones de las fugas, siendo éstas las que controlan la *relación de liberación del fluido* y la *cantidad total liberada* del mismo; la razón de liberación del fluido es función del tamaño de la abertura por la cual se libera a la atmósfera, la presión, temperatura y las propiedades termodinámicas del

mismo; en resumen la información necesaria para definir la liberación es: el área de liberación, presión, temperatura y composición del fluido.

Por ejemplo: si se considera la ruptura de una tubería de 5 cm. de diámetro conectado a un tanque de 200 m³ y que se localiza a 350 m desde el tanque, la razón de fuga será menor que si el orificio se encuentra a sólo 5 m desde el tanque, debido a la caída de presión del fluido a través de los 345 m extra de tubería; si la misma ruptura de la tubería se lleva a cabo a 5 m del tanque, la razón de fuga y el volumen cambiará si el nivel del líquido o el tamaño del tanque cambian.

3.1.3.- Propiedades del fluido liberado

Las propiedades termodinámicas del fluido que se libera a la atmósfera y las condiciones de presión/temperatura al momento de la fuga pueden variar grandemente afectando la naturaleza de la misma; el fluido se puede liberar como un gas, un líquido o una mezcla a dos fases y además puede estar subenfriado, sobrecalentado, en equilibrio, presurizado o a presión atmosférica, cada uno de estos factores influye en la interacción del fluido liberado y el aire, lo cual finalmente determina las zonas de riesgo.

La tabla 3.1⁽¹²⁾ muestra los tipos de fugas que generalmente pueden ocurrir:

Tabla 3.1 Tipos de Fugas

Estado del fluido antes de la fuga	Estado del fluido después de la fuga
Gas	Gas
Dos fases	Gas Dos fases (aerosol)
Líquido	Gas Dos fases (aerosol) Líquido

Tabla 3.1. Tipos de fugas.

Algunas propiedades de los fluidos que se liberan pueden no afectar la razón de liberación, pero influyen en el tamaño de las zonas de daño; una de estas propiedades es la densidad del vapor (dicha situación será demostrada en el capítulo 4).

Los límites de flamabilidad más bajos y de toxicidad para el fluido, afectan el tamaño de la zona de daño. por ello es importante especificar la composición del fluido liberado tanto como sea posible. Un resumen de la información requerida para definir el caso de falla se muestra en las hojas de trabajo HT- 3.1⁽¹²⁾ y HT- 3.2⁽¹²⁾.

Formato de un Caso de Dispersión de Vapor

Referencia del caso	
Forma de liberación: _____	Instantánea _____ Continua: _____
Duración de la liberación: (m/n) _____	
Sistema de unidades a utilizar _____	Inglés _____ Métrico: _____
Composición del material liberado:	
C1 / W _____ C2 / W _____ C3 / W _____ C4 / W _____ C5 / W _____ C6 / W _____ C7 / W _____	
C8 / W _____ C9 / W _____ C10 / W _____	
Título de Identificación del Caso:	
Velocidad del viento _____ Humedad Rel. _____ Temperatura del aire: _____ Estabilidad: _____	
Presión Inicial: _____ Temperatura Inicial _____	
Mecanismo de liberación: _____	No regulado: _____ Regulado: _____
LIBERACIONES INSTANTÁNEAS	
Masa total liberada: _____	_____
Temperatura de la superficie del sustrato: _____	_____
LIBERACIONES NO REGULADAS	
Diámetro de la tubería: _____	_____
Longitud de la tubería (o si no la tiene) _____	_____
Flujo normal (0 para estático) _____	_____
Temperatura de la superficie del sustrato: _____	_____
Área de la ruptura: _____	_____
Volumen del recipiente: (o si no lo hay) _____	_____
% del recipiente ocupado por líquido: _____	_____
Cabeza de líquido arriba del punto de liberación: _____	_____
LIBERACIONES REGULADAS.	
Diámetro de la tubería: _____	_____
Temperatura de la superficie del sustrato: _____	_____
Área de la ruptura _____	_____
Flujo regulado: _____	_____
Altura del punto de liberación arriba de NPT _____	_____
Ángulo de liberación: (Horizontal) _____	_____
Descripción de la superficie de derrame: _____	_____
Rugosidad del área de los alrededores: _____	_____
Categoría de confinamiento: _____	No confinada _____ Dique _____ Colector/Dique _____
Volumen coleccionado _____	_____
Diámetro del colector transversal en el viento _____	_____
Pendiente del piso del colector _____	_____
Área de liberación de vapor del colector: _____	_____
Área del colector en el piso _____	_____
Área de la pared del colector: _____	_____
Volumen del dique (y colector si esta presente) _____	_____
Diámetro del dique en el viento transversal _____	_____
Pendiente del piso del dique: _____	_____
Área de liberación de vapor del dique: _____	_____
Área del dique en el piso: _____	_____
Área de la pared del dique: _____	_____
Límites de concentración: _____	Default: _____ Introducir por el usuario: _____
Selección del paso del tiempo para el modelo DE:GADIS: _____	Default: _____ alto _____ Introducir por el usuario: _____
11 _____ 12 _____ 13 _____ 14 _____ 15 _____ 16 _____ 17 _____ 18 _____ 19 _____ 110 _____	
Límites de sobrepresión: _____	Default: _____ Introducir por el usuario _____
Bajo _____ Medio _____ Alto _____ Muy alto _____	

Formato de un Caso de Fuego y Explosión

CASO DE FUEGO	
Referencia del caso	
Forma de liberación:	Instantánea _____ Continua: _____
Elemento a calcular:	Rect. Cilindro Flare Antorcha _____
Sistema de unidades a utilizar	Inglés _____ Métrico: _____
Composición del material liberado: C1 / W / ____ C2 / W / ____ C3 / W / ____ C4 / W / ____ C5 / W / ____ C6 / W / ____ C7 / W / ____ C8 / W / ____ C9 / W / ____ C10 / W / ____	
Título de Identificación del Caso:	
Velocidad del viento _____ Humedad Rel. _____ Temperatura del aire: _____ T del gas: _____	
Ángulo destino del vector viento _____	
Altura del destino a la base del quemador: _____	
FUEGO DE TIPO RECTANGULAR.	
Ancho del viento transversal: _____	Longitud del viento abajo _____
FUEGO DE TIPO CILINDRICO.	
Diámetro del charco: _____	
FUEGO DE QUEMADOR/ANTORCHA.	
Diámetro del quemador / tubería _____	
Flujo _____	
Ángulo de liberación: (Horizontal) _____	
Límites de sobrepresión: Bajo _____ Medio _____ Alto _____ Muy alto _____	Default: _____ Introducir por el usuario _____
CASO DE EXPLOSIÓN	
Forma de liberación:	Instantánea _____ Continua: _____
Elemento a calcular:	Confinada _____ BLEVE: _____
Sistema de unidades a utilizar	Inglés _____ Métrico: _____
Composición del material liberado: C1 / W / ____ C2 / W / ____ C3 / W / ____ C4 / W / ____ C5 / W / ____ C6 / W / ____ C7 / W / ____ C8 / W / ____ C9 / W / ____ C10 / W / ____	
Título de Identificación del Caso:	
Velocidad del viento _____ Humedad Rel. _____ Temperatura del aire: _____ Estabilidad: _____	
Presión inicial: _____	Temperatura inicial _____
EXPLOSIÓN CONFINADA	
Volumen confinado _____	
Masa de material explosivo _____	
Límites de sobrepresión: Bajo _____ Medio _____ Alto _____ Muy alto _____	Default: _____ Introducir por el usuario _____
BLEVE	
Masa de material de BLEVE: _____	

3.2.- DEFINICIÓN DE LA FRECUENCIA DE UNA FALLA.

A continuación se describirá la frecuencia con la cual una falla se puede presentar, lo cual se estima de acuerdo a la combinación de los siguientes elementos:

- **Experiencia en hechos similares, antecedentes históricos.**
- **Razón de datos de fallas sobre tipos similares de equipo.**
- **Factores de servicio.**
- **Criterios de ingeniería.**

Cuando hay fallas en componentes sencillos (por ejemplo: ruptura de tubos), la frecuencia de la misma se puede determinar con datos proporcionados por la industria y para fallas en componentes múltiples (por ejemplo: falla de un sistema automático para prevenir el sobrellenado de un tanque) se puede usar un Análisis de Árbol de Fallas; los datos usados en su elaboración se obtienen de bases de datos industriales; el Apéndice A.2 muestra una lista parcial de ellas.

De acuerdo a dicho apéndice, $3/10^6$ significa el modo de falla que ocurre aproximadamente tres veces cada 1,000,000 horas y $4/10^2$ D significa que el modo de falla ocurre aproximadamente cuatro veces cada cien demandas; para equipos que están en operación, la razón de fallas está dada en horas de operación; para equipos que pueden estar o no en operación, la razón de falla está dada en demandas. Se debe notar que los datos proporcionados en el Apéndice A.2 es para propósitos generales, es decir en aplicaciones sobre tierra firme.

El apéndice A.3 muestra los factores de servicio que deben multiplicarse por la razón de frecuencia de falla para obtener las razones de falla para componentes usados a otras condiciones; por ejemplo: los datos de razón de fallas para componentes sobre la tierra son dos veces menores que los utilizados en el mar o en embarcaciones, debido a las asperezas propias de la embarcación.

La frecuencia (o probabilidad) de un *escenario de liberación* que se inicia por un elemento sencillo de falla (por ejemplo: falla de un sello, ruptura de tubos, transferencia de gasolina por un orificio de un tubo) usualmente se estima directamente por los datos de frecuencia de falla; la probabilidad de un escenario de liberación que se inicia por la combinación de varios eventos (por ejemplo: tanque de almacenamiento sobrellenado por la falla de un operador, indicador de nivel, alarma y quizá la falla del control de la bomba.) se estima usualmente con los datos individuales de frecuencia de falla usando un Análisis de Árbol de Fallas. El apéndice A.4 muestra algunas

frecuencias estimadas que se producen por errores humanos (por ejemplo: la frecuencia de fallar al accionar un interruptor es de $10^{-3}/D$ o una vez por cada 1,000 demandas). se observa que los valores más altos de frecuencia de falla es durante actividades de alta tensión o estrés, tales como emergencias y durante actividades de baja tensión los valores disminuyen drásticamente, un ejemplo de ello es en inspecciones pasivas.

A continuación se presenta una serie de ejemplos para mostrar el uso de los datos de frecuencias de fallas dadas en el Apéndice A.2 y definir el caso de falla

EJEMPLO 3.1.- Falla de una llenadera durante una operación de transferencia de carga.

Para este ejemplo, se asume que cinco buques cisterna se cargan con etileno cada año; cada buque tiene una capacidad de $4,500 \text{ m}^3$, la razón con la cual se cargan es de $200 \text{ m}^3/\text{hora}$ y se usa una llenadera de metal para transferir el fluido a los barcos.

Análisis:

De acuerdo con las listas del Apéndice A.2 la razón de falla para una llenadera de metal es de $3.0 \times 10^{-8}/\text{H}$, para una ruptura total de la misma; de acuerdo a ello se asume que el *modo de falla o caso de falla* es: *ruptura total*.

La *frecuencia* con que la falla puede ocurrir se calcula como sigue:

Dado que la razón de falla está dada en horas de operación, es necesario primeramente estimar el número de horas en que la llenadera se encuentra en servicio durante un periodo de un año.

Número anual de horas de operación.

$$\left[\frac{4500 \text{ m}^3}{\text{carga de un buque}} \right] \left[\frac{\text{Hora}}{200 \text{ m}^3} \right] \left[\frac{5 \text{ cargas de buque}}{\text{Año}} \right] = 113 \text{ horas / año}$$

Contabilizando los arranques y paros de cada operación de carga, las horas totales de operación se ajustan a un valor superior para obtener números de fallas

completas; para este ejemplo, se aproximará a un valor de 133 horas/año. Con los datos anteriores entonces se calcula la frecuencia anual de posible ocurrencia de la ruptura de una llenadera, basados en las tablas de datos del Apéndice A.2.

Frecuencia de fuga anual debido a la ruptura de una llenadera.

$$\left[\frac{133 \text{ horas}}{\text{año}} \right] \left[\frac{3 \times 10^{-8} \text{ fallas}}{\text{hora}} \right] \approx 4.0 \times 10^{-6} \text{ fallas/año}$$

Se convierte entonces la frecuencia de liberación fuga a probabilidad de la misma utilizando la siguiente ecuación:

$$p = 1 - e^{-\lambda t}$$

Ecuación 3.1

substituyendo:

$$p = 1 - e^{-\lambda t} = 1 - e^{-(0.000004)(1)} = 4.0 \times 10^{-6}$$

Analizando los datos anteriores, se observa que a valores pequeños de λ y p , éstos son aproximadamente iguales.

EJEMPLO 3.2.- Falla de Empaques.

En el caso de que falle un componente sencillo cuya consecuencia sea una liberación y que existan varios de los mismos componentes en el sistema, la probabilidad anual de una o más fugas de los mismos depende de la frecuencia de la falla para el componente y el número de componentes del sistema. Esta relación esta dada:

$$P_n = 1 - (1 - p)^n$$

Ecuación 3.2

Para ilustrar lo anterior, se considera una tubería de un diámetro de 10 cm en la cual fluye gasolina desde una bomba a un tanque de almacenamiento; para este ejemplo, se asume que el sistema de tubería contiene 10 conexiones bridadas y por lo tanto 10 empaques; si este sistema se usa durante 1000 horas/año, entonces la frecuencia anual de falla para un empaque en el sistema de tubería está dado por:

$$P_n = 1 - (1 - p)^n = 1 - (1 - 0.0003)^{10} = 3 \times 10^{-3}$$

Para este caso en particular se tiene que para eventos de baja probabilidad y número pequeño de componentes:

$$1 - (1 - p)^n = np = P_n.$$

Ecuación 3.3

EJEMPLO 3.3.- Falla en un tanque sobrellenado.

A continuación se considera un tanque de almacenamiento de LPG de forma esférica conectada a una terminal de ventas. El tanque se llena, periódicamente con LPG con un buque cisterna; cada buque transfiere 2,500 m³ a 250 m³/ hora, se cuenta con 13 buques cisterna para distribuir el LPG.

Número Anual de horas utilizados para llenar el tanque periódicamente

$$\left[\frac{2,500 \text{ m}^3}{\text{buque cisterna}} \right] \left[\frac{\text{hora}}{2,500 \text{ m}^3} \right] \left[\frac{13 \text{ buques cisterna}}{\text{año}} \right] = 130 \text{ horas / año.}$$

Para contabilizar los arranques y paros, la frecuencia de la falla se basará en 150 horas/año.

Las fallas múltiples para producir este evento se ilustran en el Árbol de Fallas de la figura 3.1 ⁽¹²⁾. La probabilidad de que el tanque sea sobrellenado es aproximadamente 7.4×10^{-4} considerando una base anual. Las probabilidades utilizadas en el Árbol de Fallas fueron tomadas de el Apéndice A.2. Nótese que los niveles de detección de fallas de presión y nivel asumen operación continua. (por ejemplo: 8,760 horas/año, mientras la razón de error del operador está basada en 150 horas/año, la cantidad actual de tiempo del tanque que está siendo llenado).

ÁRBOL DE FALLAS PARA UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO SOBRELLENADO

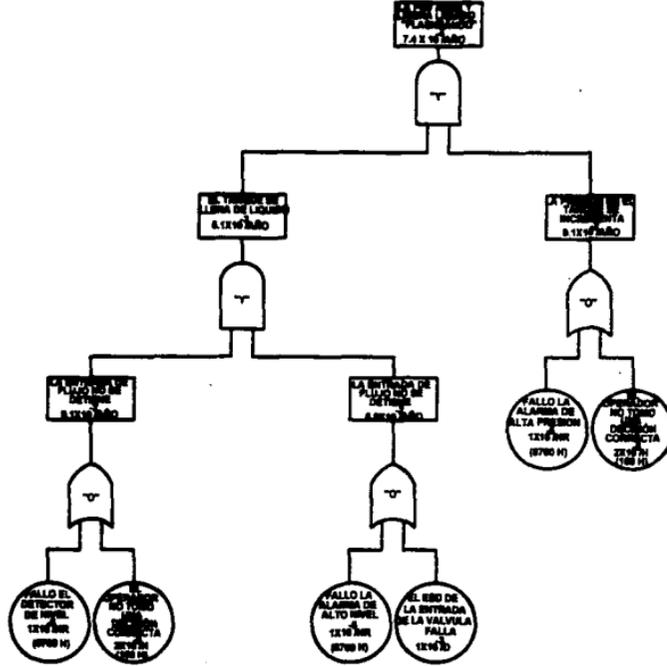


Figura 3.1.- Árbol de Fallas para un Tanque de Almacenamiento.

EJEMPLO 3.4.- Pérdida parcial de carga de un buque cisterna.

Este ejemplo se refiere a la pérdida parcial de carga que se origina por un choque con la terminal de entrega, el mecanismo para producir el derrame es una colisión entre el buque cisterna en el muelle de la terminal de entrega y un barco que está transitando por esa área. Un estimado de la probabilidad de ocurrencia de este evento de derrame, es utilizar las bases de datos de accidentes en buques cisterna en todo el mundo y aplicar el dato a una terminal específica.

La referencia ^(39R) muestra que el número total de colisiones para buques cisterna son de 45,000 dwt-101,000 dwt o un promedio de 8.4/año. No todas estas colisiones son resultado de cargas de buques cisterna y no todas estas fugas se localizan en muelles.

Para corregir estos factores, se utilizó información de un reporte (1975) indicando que la fracción de accidentes de colisión en buques cisterna de carga y que resultan en colisión es de aproximadamente 0.169 y la fracción de todas las colisiones que pueden ocurrir en un buque cisterna mientras está en el muelle es de 0.04; aplicando estos factores de corrección a un estimado de la frecuencia de derrames de buques cisterna en el muelle debido a colisiones se tiene como base 0.057/año (datos mundiales).

No todos los accidentes de derrame en buques cisterna son grandes en términos de la cantidad de fluido liberado; de hecho, muchos derrames son liberaciones de volumen pequeño al igual que el número de derrames de grandes. Debido a que este ejemplo está enfocado a los derrames más significativos, la frecuencia de derrame necesita modificarse para reflejar la posibilidad de una fuga mayor; la modificación de los factores deseados se obtiene de un estudio por tarjeta (1975) y sólo 6 % de las fugas de buques cisterna causadas por una colisión, son derrames mayores. Aplicando el factor de corrección de 6% a la frecuencia de derrames en buques cisterna en muelles debido a colisiones, sobre una bases de datos mundiales (0.057/año) se estima una frecuencia anual de 0.034 para colisiones de derrames mayores en el muelle.

Ahora, usando este valor para estimar la probabilidad anual de derrames producidos por una colisión en nuestro ejemplo, se utilizará el número de llamadas al puerto, típico para buques cisterna de esta clase; el cual es de 128,556 llamadas al puerto/año (Congreso EE.UU.1978), este valor es de 2.64×10^{-8} para derrames mayores debido a colisiones por llamada al puerto; para este ejemplo, se considera que el derrame de LPG de un buque cisterna tiene 22 llamadas/año.

$$P[\text{derrame de LPG}] = \left[\frac{2.64 \times 10^{-8}}{\text{llamada de puerto}} \right] \left[\frac{22 \text{ llamadas de puerto de LPG}}{\text{año}} \right] = 5.8 \times 10^{-7} / \text{año}$$

Ejemplo 3.5.- BLEVE en un tanque de LPG

Otro evento de derrame catastrófico de interés es la falla catastrófica de un recipiente a presión; tal como un tanque de almacenamiento de LPG; si se considera una esfera de LPG, protegida por un sistema de espray de agua fijo; este evento requiere que el tanque esté sujeto a altas cargas de calor por lo cual se forma una flama y el sistema de espray de agua falla al intentar extinguir dicha flama. Datos históricos sobre la razón de falla de una gran cantidad de recipientes a presión han sido compilados por Bush (1975) estos datos indican una razón de 1×10^{-5} / fallas/año para un amplio rango de recipientes a presión, incluyendo recipientes a presión con fuego como hervidores. La razón para fallas catastróficas de tanques de LPG son significativamente más bajas que en sistemas de espray de agua, así que, un valor de 1×10^{-7} puede ser apropiado para el cálculo de la probabilidad anual de un evento BLEVE en un tanque de almacenamiento de LPG. Dichos datos están de acuerdo con los encuentros de TNO (1983) en su estudio de terminales de LPG.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

CAPÍTULO 4. ANÁLISIS DE ZONAS PELIGROSAS

Un antiguo adagio dice: "Todo perro puede morder"; hasta que el perro muerde a alguien, podemos decir que no sabemos que esto pasaría; esto no era un mal método, cuando la magnitud del incidente era limitada, pero no muy satisfactorio ahora que tenemos "perros" que pueden matar a mucha gente de una mordida.

J.A. Kletz.

4.- ANÁLISIS DE ZONAS PELIGROSAS.

Las condiciones de una fuga determinadas en el Capítulo 3: *Definición y Frecuencia del Caso de Falla*, se compilan y procesan utilizando la mejor tecnología disponible en la Cuantificación de Daños para calcular las zonas de daño generadas para cada caso de falla; en muchas ocasiones, se requiere del uso de modelos computarizados muy sofisticados que producen los perfiles de daños para los casos de fuego, explosión, BLEVE y daños tóxicos asociados con el caso de falla. Los modelos que se usan frecuentemente contemplan:

- ◆ Condiciones de liberación.
- ◆ Condiciones climáticas y ambientales (velocidad del viento, temperatura del aire, humedad, estabilidad atmosférica.)
- ◆ Efectos del terreno local. (vegetación, fauna).

Para plantas de hidrocarburos y petroquímicas o servicios químicos, los daños más comunes y que serán analizados en este capítulo se muestran en la tabla 4.1.⁽¹²⁾

Zonas de Daño	
1.-	Zona de Daño de una nube de vapor.
2.-	Zona de Daño por Fuego.
3.-	Zona de Daño por Explosión.
4.-	Zona de Daño BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vessel Explosion).

tabla 4.1.- Zonas de Daño más probables.

4.1.- CÁLCULO DE LA ZONA DE DAÑO DE UNA NUBE DE VAPOR.

Siempre que un líquido o gas se libera a la atmósfera, se forma una nube a partir del gas liberado o generado por la vaporización del líquido, el cual se mezcla con el aire; si el gas liberado es flamable, una porción de la nube de vapor que se forme también lo será; dicha situación también puede aplicarse para una nube de vapor que se produce por un líquido, si éste se encuentra a una temperatura arriba del punto de "flasheo"; en algunos casos, la nube de vapor no será flamable, pero puede ser tóxica.

Una nube de vapor flamable o tóxica, viaja con el viento y se diluye formando una mezcla con el aire; eventualmente una nube de vapor se diluirá y se extenderá tanto con el aire que puede disminuir sus características flamables o tóxicas. En la consideración de las perspectivas de seguridad, el tamaño potencial de la nube (longitud, ancho, altura y área de suelo cubierta) es de gran importancia.

Para estimar el tamaño potencial de una nube de vapor, se deben considerar un cierto número de variables que a continuación se indican:

- a) Cantidad y tipo de material liberado.
- b) Presión y Temperatura del fluido antes de liberarse.
- c) Porcentaje de líquido que "flashea" a vapor.
- d) Líquido o formación de aerosol.
- e) Grado de confinamiento del derrame.
- f) Condiciones climáticas al momento de la fuga.
- g) Terreno local.

Cada uno de estos factores se discutirán a continuación, al igual que las técnicas para modelado de la dispersión y factores que constituyen la formación y movimiento de las nubes de vapor.

Dado que no se pueden estudiar específicamente todos los posibles componentes que causan toxicidad o flamabilidad en una planta de proceso, solamente se describirán los seis contaminantes más comunes que afectan la salud humana en una planta de proceso o refinerías; dichos contaminantes se encuentran dentro de los estándares de la Federal Air Quality Standards (FAQS)⁽¹⁵⁾ y registrados en el U.S. Department of Health, Education and Welfare que describe las propiedades y sus efectos sobre los seres vivos, dichos contaminantes son:

- 1.- Partículas.
- 2.- Óxidos de sulfuros.
- 3.- Monóxido de carbono.
- 4.- Oxidantes fotoquímicos.
- 5.- Hidrocarburos.
- 6.- Óxidos de nitrógeno.

La tabla 4.2⁽¹⁾ muestra los niveles a los cuales estos seis contaminantes afectan la salud humana y a que concentración se requiere de auxilio o asistencia médica.

	Federal Air Quality Standards		Niveles que muestran efectos*	
	Primario	Secundarios	Salud Humana	Asistencia médica
Partículas:				
Media Geométrica anual, $\mu\text{g}/\text{m}^3$	75	60	80	60
Máx. 24 hrs de conc. $\mu\text{g}/\text{m}^3$	260	150	200	150
Oxidos de Sulfuros:				
Media aritmética anual $\mu\text{g}/\text{m}^3$	80 (0.03 ppm)	60 (0.02 ppm)	115	85
Máx. 24 hrs de conc. $\mu\text{g}/\text{m}^3$	365 (0.14 ppm)	260 (0.1 ppm)	300	285
Máx. 3 hrs de conc. $\mu\text{g}/\text{m}^3$		1300 (0.5 ppm)		
Monóxido de carbono:				
Máx. 8 hr de conc. $\mu\text{g}/\text{m}^3$	10 (9 ppm)	10	12	
Máx. 1 hr de conc. $\mu\text{g}/\text{m}^3$	40 (35 ppm)	40	38	
Oxidantes fotoquímicos:				
Máx. 1 hr de conc. $\mu\text{g}/\text{m}^3$	160 (0.08 ppm)	160	130	100
Hidrocarburos:				
Máx. 3 hrs de conc de 6-9 A.M. $\mu\text{g}/\text{m}^3$	160 (0.24 ppm)	160	100	
Oxidos de nitrógeno:				
Media aritmética anual $\mu\text{g}/\text{m}^3$	100 (0.05 ppm)	100	117	470
Máx. 24 hrs de conc. $\mu\text{g}/\text{m}^3$			118	

Tabla 4.2 Niveles de efectos de la FAQ5.

4.1.1.- Generación de Vapor.

La nube o pluma generada por un vapor puede provenir de varias fuentes; ya sea, la fuga de fluido a una sola fase de líquido o gas, la fuga a dos fases de un líquido "flasheando", etc; para modelar la formación y dispersión de una nube de vapor, es necesario conocer la razón a la cual el vapor se está formando en la atmósfera; por ejemplo: para una liberación en fase gaseosa, la razón de formación es igual a la razón de la liberación del gas.

La liberación de gas puede ser accidental debido a muchas causas, por ejemplo: una tubería o recipiente dañado, una descarga de una válvula de presión-relevo o un venteo intencional de gas a la atmósfera; etc. para modelar el fenómeno de la razón de liberación de gas se deben realizar los cálculos necesarios con base en las características de los sistemas a analizar y las herramientas con las que se cuente; por ejemplo: para un líquido que se libera cuando la temperatura se encuentra arriba del punto de ebullición, una parte del líquido "flashear" a vapor; esto puede dar como resultado una alta razón de vaporización y como consecuencia un flujo a dos fases y el líquido que no alcance a "flashear" se enfriará hasta alcanzar el equilibrio con la presión atmosférica; la fracción de líquido que "flashea" depende de sus características de Presión / Entalpía y de su temperatura justo antes de la liberación.

En la gráfica 4.1⁽¹²⁾, se muestra el porcentaje de líquido que puede "flashear" para un sistema que consta de dos diferentes gases licuados; así como la influencia de la temperatura del líquido antes de su liberación; notéese que el n-butano no puede "flashear" si su temperatura se encuentra debajo de 0° C, es decir abajo de su punto de ebullición; esta gráfica se basa en un "flasheo" adiabático el cual no contempla la posible atomización causada por la rápida formación y expansión del vapor; la formación de partículas líquidas atomizadas en la descarga son resultado de un incremento en el porcentaje de líquido que "flashea"; en algunos casos es suficiente este "flasheo mecánico" para que no se acumule líquido en la liberación; el líquido que se haya acumulado de una fase líquida o el "flasheo" de una mezcla a dos fases, vaporizará inmediatamente debido a la transferencia de calor y de masa de los alrededores; la razón a la cual se evapora dependerá de las propiedades del líquido (por ejemplo: calor de vaporización), la superficie en la cual el líquido se ha acumulado y las condiciones climáticas en el momento de la liberación.

Si un gas licuado se derrama sobre una superficie a temperatura ambiente, el líquido se calentará y vaporizará, mientras la superficie donde se derramó y se

enfriará a la razón de transferencia de calor de la superficie con relación al líquido derramado irá disminuyendo.

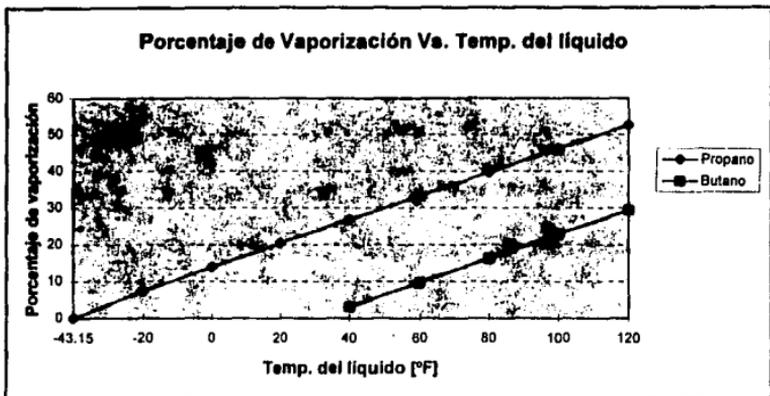
El modo inicial de transferencia de calor de la superficie que recibe el derrame del gas licuado, se encuentra en el *régimen de ebullición por nucleación*, $\Delta T > 3^{\circ}\text{C}$ y en algunos casos se encuentra en el *régimen de ebullición de película*, $\Delta T > 60^{\circ}\text{C}$; así como la superficie de derrame se enfría, la razón de transferencia de calor de la superficie con el derrame disminuye de una manera compleja. La gráfica 4.2⁽¹²⁾ muestra datos de razón de vaporización de LNG para derrames sobre agua, concreto, tierra y concreto aislado; dicha gráfica muestra que la razón de vaporización que se usa en un modelo de dispersión de una nube vapor de LNG, depende fuertemente del tipo de *superficie de derrame*; esta gráfica presenta datos de razones de vaporización para derrames de propano refrigerante sobre concreto. Son muy limitados los datos para otros gases licuados, pero con base en las razones de ebullición se pueden estimar, usando datos de transferencia de calor de la bibliografía y modelos estándar de conducción de calor.

La transferencia de calor por convección y por radiación debida al viento y al sol, respectivamente, aumentan la razón de vaporización del derrame de un gas licuado; sin embargo, para muchos gases licuados esta entrada de calor es de menor importancia cuando se compara con la transferencia de calor por conducción; esta fuente de entrada de calor es dominante después de que se ha enfriado la superficie de derrame.

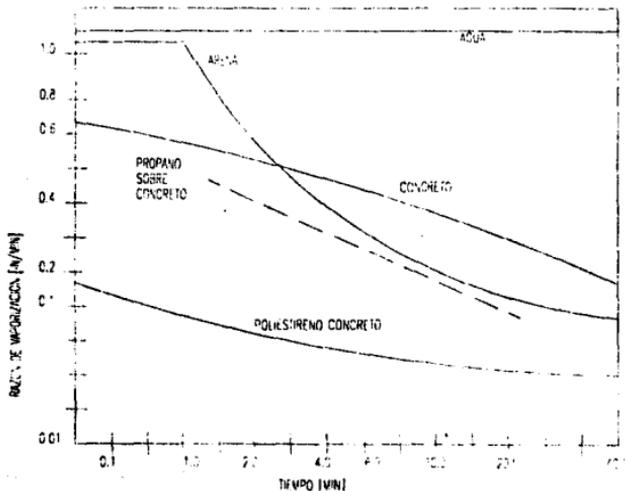
Algunos derrames de gases licuados son eliminados en el punto de ebullición cuando todo el líquido ha ebullido; en otros casos, es posible que la entrada de calor a el líquido derramado sea más baja que la temperatura de las gotas de líquido abajo de su punto de ebullición, en tal caso el líquido no ebullirá y simplemente se evaporará, esto es un fenómeno de transferencia de masa; con los gases licuados, está situación sólo ocurrirá después de una larga exposición.^(12,9)

4.1.2.- Factores ambientales que afectan la formación de nubes.

Los tres factores climatológicos más importantes que afectan en todas partes del mundo son la temperatura, viento y la precipitación; sin embargo los que influyen en mayor medida sobre las nubes de vapor son la temperatura y el viento que a continuación se describen:



Gráf. 4.1.- Porcentajes de vaporización



Gráf. 4.2.- Razones de vaporización de LNG y Propano (Hipotético)

A.- Temperatura.

La temperatura puede variar grandemente debido a la influencia de la localización geográfica, cambios de estaciones y la presencia de grandes masas de tierra y agua como los océanos, sin embargo el principal factor es el cambio anual del ángulo de incidencia de los rayos solares.

La distribución horizontal de la temperatura del aire para grandes o pequeñas áreas se muestran en isotermas que son líneas dibujadas sobre mapas que conectan puntos con igual temperatura; las isotermas muestran una distribución irregular que varía grandemente en verano e invierno de un continente a otro.⁽¹⁾

B.- Movimiento del viento y turbulencia.

El movimiento atmosférico se caracteriza por dos componentes: *el volumen promedio de movimiento atmosférico y la turbulencia.*

El movimiento promedio se describe usualmente por la velocidad promedio del viento; dicha velocidad tiene una turbulencia superimpuesta, así que la velocidad real fluctúa cerca del valor promedio; la turbulencia se produce en la dirección transversal y vertical del viento, así como en la dirección promedio del mismo; está turbulencia es responsable en gran medida de la dispersión lateral y vertical; a mayor grado de turbulencia, mayor razón de dispersión.

El *viento* se puede definir como el movimiento del aire en una dirección más o menos horizontal; la *turbulencia* es un movimiento irregular del aire causado por remolinos sobrepuestos al flujo general; la turbulencia se origina por las interacciones térmicas y mecánicas de la atmósfera con la superficie de la tierra; la *turbulencia mecánica* es causada por la obstrucción física en alguna parte del flujo atmosférico y la *turbulencia térmica* se provoca por el calentamiento de la atmósfera en la superficie de la tierra.

En alguna localidad y para alguna temporada en particular la frecuencia e intensidad con que el viento viaja en una dirección dada puede predicirse con base en cartas de vientos (Rosa de los vientos) o diagramas meteorológicos.

Para un control de la contaminación del aire; se debe disponer de la siguiente información:

- 1.- La constancia o persistencia del viento en una dirección dada durante un periodo de tiempo.
- 2.- La variación de la velocidad del viento horizontal y con respecto a la altura.⁽¹⁾

C.- Razón de lapso.

La razón de lapso se puede definir como el gradiente de temperatura vertical y se refiere a la distribución de la temperatura con la altitud y se define en la ecuación 4.1 como sigue:

$$\frac{dT}{dz}$$

Ecuación 4.1

En dicha dirección la temperatura en la atmósfera generalmente disminuye o cae en "lapsos" con el incremento de la altitud debido al incremento de la distancia con una fuente de calor (la superficie de la tierra). La razón de lapso promedio o normal es de 3.5 °F por 1000 ft (6.5 °C por Km).

Desde un punto de vista meteorológico o de dispersión de gases; existen varias clasificaciones de razón de lapso; estas clasificaciones se refieren al movimiento del aire en forma vertical:

- 1.- Razón de lapso adiabático seco (Contenido de calor constante).- se refiere a los cambios en la temperatura del aire debido al cambio en la presión del aire en el movimiento vertical.
- 2.- Razón de lapso adiabático húmedo.- se refiere sólo a la elevación del aire saturado con humedad a una temperatura dada; esta razón es de 3.2 °F por 1000 ft (5.8 °C por Km)⁽¹⁾.

D.- Estabilidad e inestabilidad del aire.

La atmósfera es estable o inestable dependiendo de su habilidad para resistir o incrementar su movimiento vertical y se relaciona directamente con los gradientes de temperatura y razón de lapso.

Si la razón de lapso existente es menor que la razón de lapso adiabático la atmósfera es estable; si es más grande, la atmósfera es inestable, dicha situación se muestra con la ecuación 4.2⁽¹⁾:

$$\text{Cuando } -\frac{dT''}{dz} \text{ es menor, más grande o igual a: } \frac{g_1 (C_p - C_v)}{R C_p}$$

Ecuación 4.2

Se dice que la atmósfera es estable (temperatura de inversión), inestable (lapso) o neutral (adiabático) respectivamente.

Existen varios grados de estabilidad condicional y estabilidad neutral en la cual la razón de lapso adiabático es más grande que la razón de lapso adiabático húmeda, pero menor que la razón de lapso adiabático seca. La presencia de neblina, humo, contaminación es indicativo de la estabilidad del aire⁽¹⁾.

Para los propósitos de estimación de la dispersión atmosférica, la turbulencia atmosférica se puede categorizar en los siguientes seis tipos los cuales corresponden a los códigos de la tabla 4.3⁽¹⁾.

- 1.- Extremadamente inestable (A).
- 2.- Moderadamente inestable (B).
- 3.- Ligeramente inestable (C).
- 4.- Neutral (D).
- 5.- Ligeramente estable (E).
- 6.- Moderadamente estable (F).

Velocidad de la superficie del viento (m/seg)	Condiciones Diurnas			Condiciones Nocturnas	
	FUERTE	MODERADO	LIGERO	Poco nublado o > 4/8 nebuloso*	< 3/8 nebuloso*
2	A	A-B	B		
2	A-B	B	C	E	F
4	B	B-C	C	D	E
5-6	C	C-D	D	D	D
6	C	D	D	D	D

* El grado de nebulosidad es la fracción del cielo sobre el horizonte aparente local que está cubierto por las nubes. La clase neutral (D) se debe asumir para condiciones muy nubladas de día o de noche.

Tabla 4.3. Relación entre turbulencia y cond. climáticas.

E.- Inversiones.

La inversión ocurre cuando la temperatura del aire se incrementa con la altitud; una causa común de ello es el rápido enfriamiento de la tierra en la noche por la radiación, la superficie de aire entonces se enfría por convección. La inversión puede ser causada también por las masas de aire y ocasionalmente por la turbulencia⁽¹⁾.

E.- Influencia del terreno local.

El terreno local puede tener un pronunciado efecto sobre el clima y sus características como la estabilidad del aire. El viento se mueve a través de niveles, áreas de cambios de dirección sobre colinas, altas estructuras o montañas; al aire que pasa por estas elevaciones y obstrucciones puede o no puede ser inestable dependiendo de su velocidad de asentamiento, condiciones de humedad y contraste entre la razón de enfriamiento de la elevación del aire y la razón de lapso del aire de los alrededores.

Las áreas de fuertes relevos topográficos forman corrientes de aire (brisas); estas brisas usualmente se mueven en la parte inferior del viento en donde existen valles.

El mayor efecto del terreno local sobre el clima es la extensión sobre la cual se produce inestabilidad en el aire promoviendo turbulencia y corrientes de remolinos que afectan directamente la dispersión de los gases⁽¹⁾.

4.1.3.- Modelado de una nube de vapor.

Existe una gran cantidad de modelos de dispersión para simular la calidad del aire, que requieren de un estudio profundo de los fenómenos de transferencia de masa y calor y aproximaciones de las ecuaciones resultantes a régimen transitorio por medio de métodos numéricos bastante sofisticados; en esta sección en particular se hará énfasis en los modelos de resolución del tipo manual y estadístico y se hará referencia a algunos de los modelos que se utilizan para describir situaciones más específicas y que representan avances en la aproximación de los perfiles de concentración de las nubes de vapor tóxicas y flamables; para un análisis más completo de tales modelos se pueden consultar manuales como: *Meteorology and Atomic Energy*^(16R) y *Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates*^(17R).

A.- Tipos de plumas y sus características.

La dispersión atmosférica y el comportamiento de las "plumas" (se le llama así a la forma que toma una nube de vapor por el parecido con una pluma de ganso) dependen de las condiciones existentes en la atmósfera; las mayores condiciones atmosféricas son la estabilidad, neutralidad e inestabilidad, dichas condiciones se determinan por la relación entre la razón de lapso existente y la razón de lapso adiabático.

Existen varios tipos de plumas que son resultado de estas condiciones atmosféricas y es posible categorizarlas; aunque la siguiente descripción no es precisa, generalmente es aplicable, particularmente si la pluma se encuentra a una distancia menor de 1000 ft:

- 1.- *En grupos o circuitos.*- Es característica de condiciones inestables. La pluma asciende y desciende alternativamente después de abandonar la chimenea. fig 4.1a⁽¹⁾.
- 2.- *Cónica.*- Es característica de condiciones neutrales o cerca de una estabilidad neutral. Esta pluma se presenta cuando existen velocidades de viento moderadas; tiene la forma de un cono angosto y de extensión regular; el centro de línea de la pluma usualmente es ligeramente inclinado hacia la parte inferior de la misma. fig 4.1b⁽¹⁾.

- 3.- *En abanico.*- Es característico de condiciones estables. Esta condición es deseable porque hay una pequeña difusión vertical, siempre que la pluma recorra grandes distancias. fig 4.1c⁽¹⁾.
- 4.- *Fumigación.*- Es característica de inversión sobre el nivel de la chimenea. Bajo estas condiciones la pluma tiende a dispersarse en la parte inferior; pero hay que prevenir la dispersión a niveles de inversión bajos. fig 4.1d⁽¹⁾.
- 5.- *En galerías .*- Es característica de inversión bajo el nivel de la chimenea. Esta es inversa al de tipo fumigación y algo similar a la de abanico, aunque ocurre a velocidades bajas del viento. fig 4.1e⁽¹⁾.

De acuerdo al análisis de estos tipos de plumas se establece que la inestabilidad usualmente es menos deseable que la estabilidad o estabilidad neutral. Las características de las plumas presentadas anteriormente se relacionan en términos de las condiciones atmosféricas (estabilidad o inestabilidad); aunque este indicador es el más importante, existen otras variables importantes asociadas con la turbulencia que influyen, tales como: medidas de cambios de dirección horizontal y vertical de la velocidad del viento con la altura, dilución y difusión y elevación de la pluma.

Con base en lo anteriormente expuesto se hará mención en seguida de las características de los modelos que describen las nubes de vapor, alcances y limitaciones.

B.- Modelos de Dispersión Gaussianos.

Los modelos de dispersión gaussiana se utilizan para la simulación de la calidad del aire, debido a su naturaleza algebraica se pueden evaluar manualmente; un número considerable de estudios se han llevado a cabo por medio de formulaciones gaussianas por mas de dos décadas, de tal forma que son los métodos propuestos en las prácticas y recomendaciones regulatorias actuales tales como el *API-931 Manual on Disposal of Refinery Wastes, volume on atmospheric emissions, cap 6*^(1, 2) y *API-952 Gaussian Dispersion Models Applicable to Refinery Emissions.*

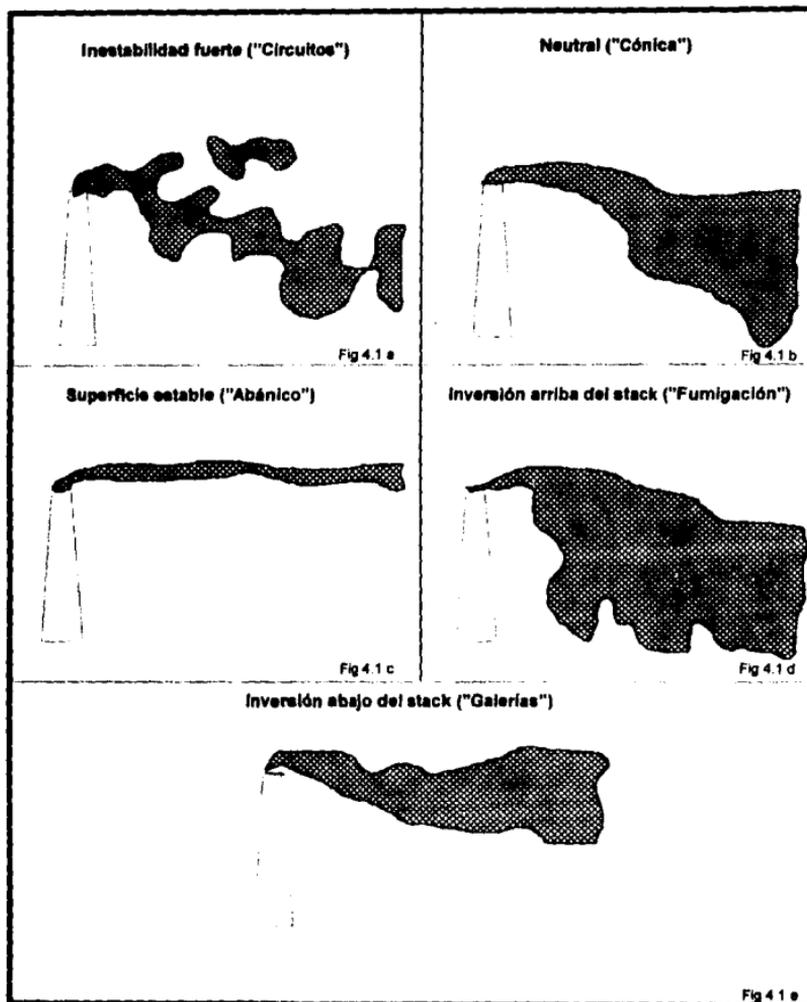


Fig 4.1 Formas características de nubes.

Para caracterizar el transporte y difusión de la pluma se realizan una serie de suposiciones y simplificaciones físicas, algunas de estas suposiciones son comunes virtualmente en todos los modelos de calidad del aire simples y complejos; sin embargo muchas de éstas imponen severas limitaciones a los modelos de dispersión gaussiana; en muchos casos los modelos básicos gaussianos se utilizan como herramientas predictivas y en otros son pobres o desvirtúan la realidad de las condiciones reales de la calidad del aire y la dispersión de las nubes tóxicas o inflamables⁽²⁾.

B.1.-Formas matemáticas de la ecuación de la pluma gaussiana.

Todos los modelos de dispersión gaussiana se derivan de las expresiones básicas mostradas en las ecuaciones 4.3, 4.4 y 4.5.

$$X = \frac{Q}{U} F(y, \sigma_y) G(z, \sigma_z, H)$$

Ecuaciones 4.3

$$F(y, \sigma_y) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma_y} \exp\left(-\frac{y^2}{2\sigma_y^2}\right)$$

Ecuación 4.4

$$G(z, \sigma_z, H) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma_y} \left[\exp\left(-\frac{(H-z)^2}{2\sigma_y^2}\right) + \exp\left(-\frac{(H+z)^2}{2\sigma_z^2}\right) \right]$$

Ecuaciones 4.5

La altura efectiva de la chimenea (H) se determina por la estimación de la elevación de la pluma adicionando la altura física de la chimenea y las ecuaciones para calcularla se presentarán más adelante en esta sección.

Para concentraciones a nivel del terreno (z=0) y las ecuaciones quedan:

$$G(0, \sigma_z, H) = \frac{2}{\sqrt{2\pi}\sigma_y} \left[\exp\left(-\frac{(H-z)^2}{2\sigma_y^2}\right) \right]$$

Ecuaciones 4.6⁽²⁾

por lo tanto:

$$X = \frac{Q}{\pi\sigma_y\sigma_z U} \exp\left(-\frac{y^2}{2\sigma_y^2}\right) + \exp\left(-\frac{H^2}{2\sigma_z^2}\right)$$

Ecuaciones 4.7⁽²⁾

De aquí en adelante se asumirá sólo el caso cuando $z=0$ debido a que es la situación que con mayor frecuencia se aplica.

Las concentraciones dadas previamente son promedio y pueden variar grandemente para condiciones extremas; la máxima concentración ocurre cuando $\sigma_z = \frac{H}{\sqrt{2}}$; este máximo valor se obtiene con la ecuación 4.8⁽¹⁾ que se presenta a continuación:

$$X_{\text{máx}} = \frac{2Q}{\exp \pi U H^2} \left(\frac{\sigma_z}{\sigma_y} \right)$$

Ecuación 4.8

B.2.- Suposiciones del modelo gaussiano de la pluma básico.

- 1.- Los perfiles de concentración de los efluentes no son "instantáneos"; esto es, que representa las concentraciones promedio en un periodo de tiempo.
- 2.- La razón de emisión Q es continua y constante para el periodo de tiempo de interés; el cual normalmente se elige de una hora.
- 3.- El proceso de dispersión de la pluma se realiza a régimen permanente.
- 4.- Se asume que la difusión a lo largo de la dirección del viento (la dirección correspondiente al eje de la pluma) no es importante. Los perfiles de concentración en las direcciones transversal y vertical se describen por las distribuciones gaussianas (campana de gauss), los coeficientes de dispersión

σ_y y σ_z son funciones de la estabilidad del viento y la distancia viento abajo, los coeficientes de dispersión se derivan de las curvas de Pasquill-Gifford-Turner que representan los tiempos promedio en el intervalo de 10 minutos a una hora.

- 5.- Usualmente, U se toma con base en el centro de línea de la pluma y la altura de la chimenea efectiva.
- 6.- No se incluyen las variaciones horizontales del viento.
- 7.- Los siguientes fenómenos no se representan en el modelo básico gaussiano, pero algunos de ellos se incorporarán en algunas variantes del modelo original:
 - a) Fumigación.
 - b) Transformaciones químicas.
 - c) Chimenea tipo "downwash".
 - d) Procesos de remoción de humedad y secado.
 - e) Depósitos sobre la superficie de un terreno, etc.

Desde el punto de vista predictivo, quizá la restricción más seria es que el modelo asume una uniformidad espacial y temporal de las condiciones meteorológicas; en tiempos cortos de emisión puede ser razonable esta suposición, pero igualmente en tiempos cortos o largos los procesos meteorológicos varían considerablemente, en particular, la velocidad del viento promedio y la dirección es muy variable, especialmente bajo condiciones inestables; en terrenos de grandes obstrucciones o rugosos es imposible justificar la uniformidad espacial.

Debido a que los modelos gaussianos son generalmente simples y convenientes de usar, frecuentemente se abusa de ellos, el uso inapropiado de ellos puede ser de consecuencias costosas.

El único modelo de dispersión gaussiano utilizado en la estimación de la calidad del aire en Refinerías y plantas de proceso en un pasado reciente es el *Modelo de Dispersión de Bosanquet-Pearson*⁽²⁾ y difiere del modelo básico en dos aspectos:

- 1.- La función de distribución vertical es una exponencial más que una forma gaussiana.
- 2.- Los coeficientes de difusión que corresponden a σ_y y σ_z se consideran funciones lineales de distancia independientes de la estabilidad atmosférica.

La forma de la ecuación de Bosanquet-Pearson para concentraciones a nivel del terreno se muestra a continuación en la ecuación 4.9

$$\frac{Q}{\sqrt{2\pi} p_x q_x^2 U} \exp\left(-\frac{y^2}{2q_x^2}\right) \exp\left(-\frac{H}{P_x}\right)$$

Ecuación 4.9

En esta ecuación p y q son coeficientes de difusión adimensionales; excepto para factores multiplicativos, los términos p_x y q_x son equivalentes, respectivamente a σ_y y σ_z en la ecuación básica gaussiana.

Aunque este modelo es el que se ha usado en las Refinerías, no implica que sea el mejor dado que tiene mayores inconvenientes que los utilizados en las ecuaciones básicas gaussianas; la ingeniería de refinación ha encontrado mejores modelos de dispersión que le permiten desarrollar buenas predicciones de las nubes de efluentes que constantemente se producen en las mismas; algunos de ellos como el Hegadas II se describen más adelante y el API - 4421^(18R) proporciona un estudio detallado de los mismos.

C.- Elevación de la pluma.

Bajo condiciones normales una pluma se eleva sobre la altura física de una chimenea debido a su energía cinética y térmica; la energía cinética deriva de la velocidad del gas en la chimenea, mientras que el gradiente de temperatura (arriba de la temperatura atmosférica) proporciona la energía térmica impartiendo el efecto de boyancia o flotancia.

En una refinería o planta de proceso usualmente hay una gran cantidad de fuentes de plumas tales como torres de enfriamiento, intercambiadores de calor, quemadores, unidades de craqueo catalítico, tanques de almacenamiento, etc., cada uno de estos equipos emite una fuente muy diferente de plumas debido a las elevaciones de los equipos y las condiciones atmosféricas encontrados a su paso, así como la turbulencia creada en cada uno de ellos, lo cual lo hace un cálculo extremadamente difícil de generalizar; se han hecho varios estudios de elevación de plumas por Holland^(19R), Bosanquet-Carey-Halton^(20R), Bryan-Davidson^(20R), y el API-4421^(18R) proporciona un estudio de ello.

Los factores de energía que se mencionaron anteriormente se pueden describir como sigue: H (altura debido a la energía cinética) y Hs (altura debido a la energía térmica); la altura efectiva se puede resumir como sigue en la ecuación 4.10⁽¹⁾:

$$H = H_s + \Delta H.$$

Ecuación 4.10

De todas las fórmulas de elevación de la pluma disponibles, las de Briggs son la más aceptadas, especialmente sobre cálculos a nivel del terreno, todos los modelos de dispersión gaussiana y de la EPA U.S. Environmental Protection Agency^(19R) utilizan casi exclusivamente los modelos de elevación de la pluma de Briggs, que a continuación se describen en las ecuaciones 4.11 a la 4.17⁽²⁾:

Para condiciones neutrales e inestables:

$$\Delta H = \frac{1.6 F_f^{\frac{1}{3}} x^{\frac{2}{3}}}{U} \quad x < 3.5x^* \text{ (transicional)}$$

Ecuación 4.11

$$\Delta H = \frac{1.6 F_f^{\frac{1}{3}} 3.5x^{*2}}{U} \quad x \geq 3.5x^* \text{ (Final o equilibrio)}$$

Ecuación 4.12

$$F_f = g V_s R_s^2 \left(\frac{T_s - T_a}{T_s} \right)$$

Ecuación 4.13

$$\text{Si } F_f \leq 55 \text{ m}^4/\text{seg}^3 \Rightarrow X^* = 14 F_f^{5/8}$$

$$\text{Si } F_f > 55 \text{ m}^4/\text{seg}^3 \Rightarrow X^* = 34.49 F_f^{2/5}$$

Para condiciones estables y $U \geq 1.37$ m/seg.

$$\Delta H = \frac{1.6 F_f^{\frac{1}{3}} x^{\frac{2}{3}}}{U s} \quad x < U s^{1/2},$$

Ecuación 4.14⁽¹⁾

$$\Delta H = \frac{2.9 F_f^{\frac{1}{3}}}{U s} \quad x \geq 2.4 U s^{1/2},$$

Ecuación 4.15⁽²⁾

$$s = \frac{\partial \theta}{\partial z} \cdot \frac{g}{T_a}$$

Ecuación 4.16⁽²⁾

Un valor típico de s es de 4.63×10^{-4} basado en valores de $\frac{\partial \theta}{\partial z}$ de 0.0137 (K/m), $g = 9.8$ m/seg² y $T_a = 290^\circ\text{K}$, los cuales se presentan generalmente cerca del terreno o piso en noches claras.

Para condiciones cercanas a la calma ($U > 1.37$ m/seg)

$$\Delta H = 5.0 F_f^{1/4} s^{-3/8}$$

Ecuación 4.17⁽²⁾

D.- Coeficientes de Dispersión

Las concentraciones a nivel de terreno varían inversamente con los coeficientes de dispersión σ_y y σ_z ; las gráficas 4.3⁽¹⁾ y 4.4⁽¹⁾ son las curvas de Pasquill que describen la relación de los seis tipos de condiciones atmosféricas de la tabla 4.3 y las distancias viento abajo desde la fuente de liberación; todas las condiciones ambientales en una refinera o planta de proceso esta sujeta al menos a dos de las condiciones antes mencionadas o en ocasiones hasta cuatro o cinco se presentan⁽¹⁾.

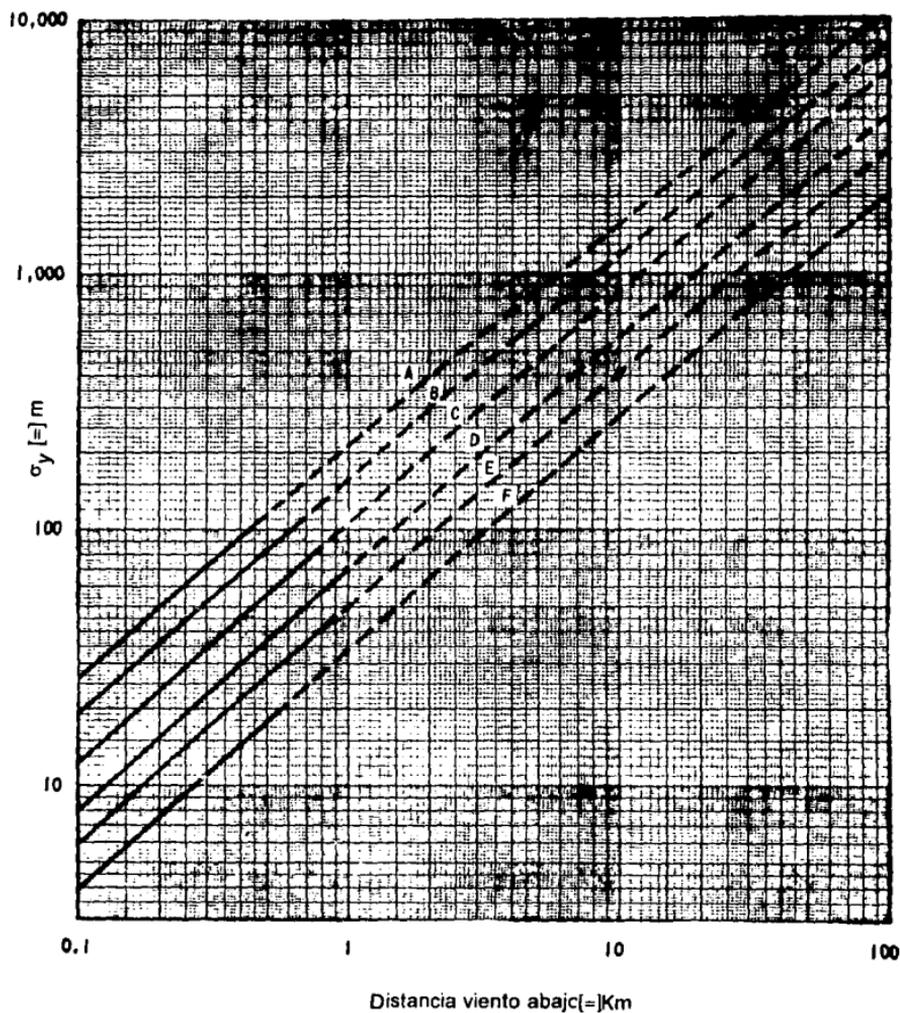
E.- Modelo de una nube de gas pesado.

Para nubes de vapor más densas que el aire, ninguno de los modelos gaussianos describe adecuadamente los cambios de densidad en la nube; los siguientes modelos de dispersión que se mencionarán incorporan un tratamiento dinámico de extensión lateral de la nube debido a la densidad; estos modelos de "Alta alcurmia" varían considerablemente al representar las mezclas turbulentas con el aire de los alrededores, resultando grandes variaciones en la predicción de la distancia de los trayectos de las nubes; dichos modelos fueron desarrollados por Fay^(22R), Van Ulden^(23R), Germeles^(24R), Drank y Riele^(25R).

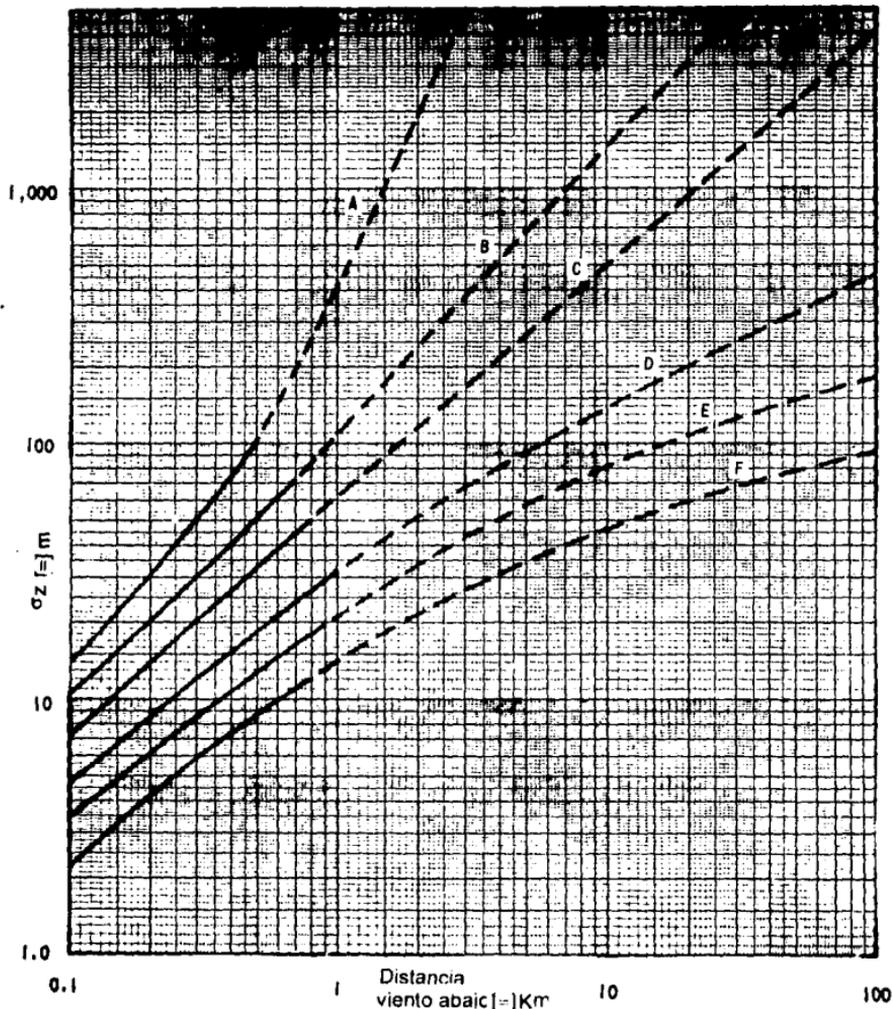
Los primeros modelos trataron a la nube como una "hojuela" que se extendía lateralmente debido a la gravedad; mientras intercambiaba aire y variaba su densidad; la cual se determinaba con base en la mezcla adiabática de aire y gas; después de la fase de extensión de la nube, se fijaba una fuente virtual con la razón de gas liberado y la concentración después de la extensión por la gravedad, entonces se aplicaba el modelo gaussiano para predecir las concentraciones viento abajo.

Una variación posterior al tipo descrito fue el modelo de Eidsvik^(26R); en dicho modelo se visualiza a la nube como una secuencia de "rebanadas" de viento transversal en forma rectangular, cada una de las cuales tiene una composición uniforme y se expande lateralmente debido a la gravedad en forma bidimensional; el enfoque del modelo de Eidsvik al simular una nube de vapor a través del tiempo se divide en tres partes principales:

El *periodo inicial de desarrollo* se describe como una fase rápida de nubes sumiéndose debido a la gravedad y la diferencia de densidades entre la nube pesada de gas vaporizada y el aire del ambiente. El fenómeno de extensión se describe por un modelo "ad hoc" que produce una aproximación de las propiedades de la nube de vapor al final de esta fase. La *fase intermedia* consiste de una extensión radial continua debido a la diferencia de densidades; a la nube penetra aire el cual se asume como una mezcla perfecta de la masa de vapor y aire; el modelo toma en cuenta las ecuaciones de cambio de temperatura, velocidad y aire que entra a la nube de vapor, tales ecuaciones se resuelven y el resultado es un diagrama de concentración contra tiempo (o distancia) hasta que los perfiles de concentración aproximan a una nube neutralmente flotante. La *etapa final* del desarrollo de una nube de vapor se alcanza cuando la diferencia de densidades desaparece, las ecuaciones de cambio se forzan para simular esta situación a través del número de Richardson.



Gráfica 4.3 Coeficiente de Dispersión horizontal (Pasquill)



Gráfica 4.4 Coeficiente de Dispersión vertical (Pasquill)

Un modelo sofisticado llamado *HEGADAS II* fue desarrollado por *Colenbrander*, el modelo utiliza la "teoría K" que se basa en la razón de variación de generación de vapor con el tiempo y calcula el diámetro y la altura de la nube de gas sobre la fuente como una función del tiempo; durante la evolución de la nube de vapor se realizan soluciones a régimen permanente y se asumen los perfiles de la velocidad y concentración del gas; el perfil de velocidad es función de la rugosidad de la superficie y la estabilidad atmosférica. El modelo utiliza una aproximación de la difusividad turbulenta y ecuaciones que satisfacen las ecuaciones de difusividad y extensión por la gravedad en dos dimensiones además de ecuaciones de balance de masa; La solución de las cuatro ecuaciones se efectúa hasta que se obtienen los perfiles viento abajo que reflejan la fuente uniforme viento transversal; un cálculo del punto de la fuente virtual se realiza para fijar el centro de línea de la concentración. El coeficiente de dispersión del viento transversal se calcula con la técnica de Gifford-Pasquill y la integración de ecuaciones continuas. Después de que se han realizado los cálculos de series en estado permanente sobre la historia de vida de la nube de vapor y las piezas del modelo se juntan para obtener la forma y concentración de la nube en el tiempo que se desee. En la reconstrucción de la nube con el tiempo, los perfiles de concentración se corrigen para contabilizar la dispersión a lo largo del eje de la nube viento abajo. *Woodward*^(29R) realizó un análisis de los modelos de dispersión de nubes de gas pesadas y lo presento en el Vigésimo Encuentro Internacional Técnico sobre Modelos de Contaminación del aire y sus aplicaciones; una de sus conclusiones sobre los modelos de *Eidsvik* y *Colenbrander*^(27R) es que describen mejor el comportamiento de las nubes de vapor inflamables una vez que la nube se encuentra en la fuente de derrame; esto es, los modelos de *Colenbrander* y *Eidsvik* describen mejor la extensión del trayecto de la nube de vapor inflamable cuando se compara con datos experimentales disponibles. *Woodward* resalta que los modelos *Eidsvik* y *Colenbrander* se deben usar sólo de manera complementaria; el modelo de *Eidsvik* permite calcular fugas instantáneas bajo todo tipo de condiciones de velocidad de vientos, mientras que el modelo de *Colenbrander* no lo puede realizar.

El modelo de *Neither* puede predecir adecuadamente el desarrollo de una nube para un caso de una fuente continua bajo condiciones de media y alta velocidad. Finalmente el modelo de *Colenbrander* se recomendó sobre el de *Eidsvik* para describir nubes de vapor debido a fuentes continuas bajo condiciones de media y alta velocidad.

Los datos de entrada para los parámetros de los modelos de *Eidsvik* y *Colenbrander* son la dimensión del derrame así como su duración (si es continua), la

velocidad media del viento, la rugosidad de la superficie bajo ciertos terrenos y la estabilidad atmosférica del ambiente (sólo para el modelo de Colenbrander), resumiendo los parámetros antes mencionados; el modelo de Eidsvik requiere que se especifiquen las condiciones iniciales de la nube de gas, para dicho modelo se asume que el radio inicial de la nube de vapor es de la misma manera que el radio máximo de un charco líquido extendido. La distancia a la cual el gas se licua se evalúa, esta razón de vaporización, así como las dimensiones físicas de la nube, se requieren en el modelo de Eidsvik.

El resultado del modelo de Eidsvik es un mapa tridimensional de la nube contra el tiempo (o distancia) para el caso de liberaciones instantáneas, la nube entera tiene una concentración promedio a cada paso del tiempo; para el caso de fuga continua, cada "puff" de gas tiene una concentración promedio a través de su volumen, la figura 4.2 describe estos dos escenarios.

El modelo de Colenbrander, HEGADAS II, utiliza y asume un perfil de concentraciones a través del ancho de la nube mas que usar una concentración promedio de la nube entera; un ejemplo de los resultados producidos por el mapa de concentraciones y contornos se muestra en la figura 4.3⁽¹²⁾.

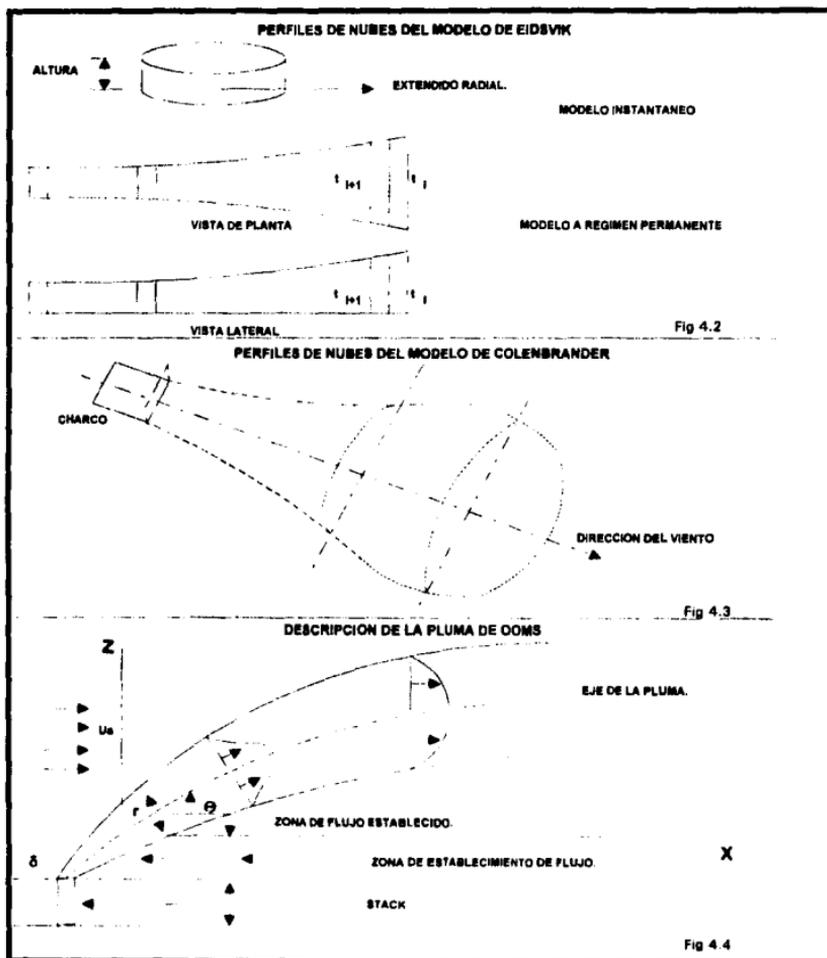


Fig 4.2, 4.3 y 4.4 - Modelos de nubes de vapor

E.- Modelo de liberaciones a altas velocidades.

La razón a la cual se forma vapor de un gas o un líquido volátil y se mezcla con el aire depende de la turbulencia del sistema aire/vapor, el vapor liberado de un charco líquido se introduce en el aire por un pequeño instante; así que, la fuerza que maneja la mezcla del vapor con el aire principalmente es turbulencia de la atmósfera; una liberación de gas a alta presión o un líquido "flasheando" crea una turbulencia que causa una gran asociación de mezclado con el aire; para una razón de masa liberada, se forman nubes de vapor muy rápidamente y estas nubes son más pequeñas en tamaño y dirección que otras creadas por la vaporización de derrames de líquidos.

La dispersión de nubes de vapor producidas por liberaciones a altas velocidades se deben modelar usando un método que contabilice el alto grado de turbulencia y mezcla que ocurre muy cerca de la fuente de liberación; dicho modelo lo desarrolló Ooms.

El *modelo de dispersión de Ooms*^(28R) divide la nube en dos partes: la primera parte es la *zona de establecimiento de flujo*, donde la velocidad y perfiles de concentración a través de la pluma se definen por las condiciones iniciales de la liberación; la segunda parte es la *zona de flujo establecida*, donde la velocidad, densidad de la pluma y la concentración del gas se asumen como un cilindro simétrico y cercano a una distribución gaussiana cerca del centro de línea de la pluma. La figura 4.4 ilustra lo anterior⁽¹²⁾.

4.1.4.- Criterios apropiados para nubes de vapor tóxicas y flamables⁽⁵⁰⁾.

Los principios generales para seleccionar las intensidades críticas o criterios de exposición a nubes de vapor son:

- a) Los efectos sobre la planta y propiedades adyacentes.
- b) La gente debe sólo sufrir los menores daños posibles.

A.- Criterios para límites flamables.

Las dos concentraciones críticas de concentración son:

- a) *Límite de flamabilidad más bajo (LFL):* Es la concentración del vapor en el aire abajo del cual no toma lugar la combustión.
- b) *Límite de flamabilidad superior (UFL):* Es la concentración del vapor en el aire arriba de la cual no toma lugar la combustión.

El LFL es el criterio más utilizado para determinar la separación entre las fuentes de ignición y los puntos destino; la cantidad de material combustible se representa mejor por el contenido arriba del LFL y no de la cantidad liberada de fluido. En el contexto de la Evaluación de Daños y Análisis de Riesgos se define a un *material flamable* cuando éste es almacenado arriba o en el punto de "flash".

B.- Criterios para límites tóxicos.

Un material tóxico se puede definir como aquel que se almacena a una temperatura a la cual su presión de vapor es más grande que su límite tóxico por la presión atmosférica; los datos disponibles se encuentran en forma de dosis de tiempo conocidas como concentraciones de exposición o tiempo ponderado promedio, estos son:

- a) *Límite de corta exposición (LTEL):*- Es la concentración de tiempo ponderado promedio (TWA) para un día de trabajo normal de 8 horas, 40 horas a la semana; a los cuales los trabajadores están expuestos continuamente, día tras día, sin efectos adversos.
- b) *Límite de alta exposición (STEL):*- Es la máxima concentración a la cual los trabajadores están expuestos por períodos arriba de 10 minutos, continuamente sin sufrir:

- 1.- Irritación.
- 2.- Daños a los tejidos, irreversibles o crónicos.
- 3.- Narcosis o grado suficiente que incremente la propensión a accidentes.

No debe haber más de cuatro exposiciones en un periodo de tiempo de 1 hora.

- c) *Límite de exposición de emergencia (EEL):*- Son las concentraciones que quedan permanentes en el organismo y que afectan la salud del individuo sin presentar necesariamente evidencias de irritación o intoxicación.

Una límite similar es el IDLH que significa *peligro inmediato para la vida y la salud* y se define como el máximo nivel de concentración que puede una persona tolerar por 30 minutos.⁽⁵⁰⁾

4.1.5.- Ejemplos hipotéticos para nubes de vapor.

La Tabla 4.4 muestra los datos a utilizar en los siguientes ejemplos:
 Ambiente = 20°C.

Fuente	Emisiones (lb/hr)					Parámetros de la chimenea			
	Parts.	SO2	HC	NO	CO	Vel (Ft/seg)	Altura (ft)	Temp. (°F)	Díámetro (ft)
Unidad de proceso 1	153	755	19	265	26	60	200	450	12

Tabla 4.4.- Ejemplo.

Ejemplo 4.1⁽²⁾.- Estimar la elevación de la pluma de la unidad de proceso 1 considerando de acuerdo con la tabla 4.3; de los tipos de estabilidad de Pasquill-Turner, la categoría B y estimar la concentración de SO₂ a 2 Km viento abajo desde la chimenea de la unidad de proceso 1.

Resolución:

La categoría B se refiere a condiciones climáticas moderadamente inestables, por lo cual la velocidad del viento generalmente es de 2 m/seg; utilizando la ecuación de Brigs para condiciones de este tipo (ecuación 4.11).

$$\Delta H = \frac{1.6 F_f \frac{1}{3} x^{\frac{2}{3}}}{U} \quad x < 3.5x^* \text{ (transicional)}$$

$$F_f = \frac{g V_f}{\pi} \left(1 + \frac{T'}{T_s} \right)$$

Calculando V_f , de acuerdo con la tabla 4.4:

$$V_{chimenea} = 60 \text{ ft/seg.}$$

$$\phi_{chimenea} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Area chimenea} = \pi r^2 = \pi \left(\frac{12}{2}\right)^2 = 113.1 \text{ ft}^2$$

$$V_f = \left(60 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}\right) 113.1 \text{ ft}^2 = \left(6785.84 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}\right) \left(\frac{0.3048 \text{ m}}{\text{ft}}\right)^3 = 192.15 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

Sustituyendo en F_f :

$$F_f = \frac{\left(9.8 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}\right) \left(192.15 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}\right)}{\pi} \left(1 - \frac{293^\circ \text{K}}{504.4^\circ \text{K}}\right) = 251.90 \frac{\text{m}^4}{\text{seg}^3}$$

Con los datos obtenidos se evalúa la altura de la pluma:

$$\Delta H = \frac{1.6(251.9)^{\frac{1}{3}} \times^{\frac{2}{3}}}{2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}} = 5.05 X^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{Dado que } F_f > 55 \Rightarrow X^* = 34 F_f^{0.4} = 34 \left(251.9 \frac{\text{m}^4}{\text{seg}^3}\right)^{0.4} = 310.43 \text{ m}$$

$$\Rightarrow 3.5 (X^*) = 3.5 (310.43) = 1086.51 \text{ m}$$

La distancia final de elevación de la pluma es:

$$\Delta H = 5.05 (1086.51)^{\frac{2}{3}} = 533.72 \text{ m}$$

por lo cual la altura efectiva de la chimenea es de:

$$H = 533.72 \text{ m} + (200 \text{ ft}) \left(\frac{0.3048 \text{ m}}{\text{ft}}\right) = 594.68 \text{ m}$$

$$= \underline{\underline{594.68 \text{ m}}}$$

Para estimar la concentración de SO₂ se realizan las siguientes operaciones:
De acuerdo con la ecuación 4.4:

$$X = \frac{Q}{U} F(y, \sigma_y) G(z, \sigma_z, H)$$

Si el punto destino o receptor se encuentra directamente viento abajo de la pluma, el cálculo será sobre el centro de línea de la pluma:

$$\Rightarrow y = 0; \quad y \therefore \text{ de la ecuacion 4.4 } F(y, \sigma_y) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma_y}$$

Si el receptor se encuentra a nivel de terreno:

$$\Rightarrow z = 0 \quad y \quad G(0, \sigma_z, H) = \frac{2}{\sqrt{2\pi}\sigma_y} \left[\exp\left(-\frac{H^2}{2\sigma_y^2}\right) \right]$$

De los datos de la tabla 4.4 la emisión de SO₂ es de 755 lb/h:

$$Q = \left(755 \frac{\text{lb}}{\text{h}}\right) \left(\frac{\text{h}}{3600 \text{ seg}}\right) \left(\frac{454 \text{ g}}{\text{lb}}\right) = 95.21 \frac{\text{g}}{\text{seg}}$$

De las curvas de Pasquill- Gifford, gráficas 4.3 y 4.4 para un punto a 2 Km:

$$\sigma_y = 295 \text{ m}$$

$$\sigma_z = 230 \text{ m}$$

sustituyendo los valores obtenidos en la ecuación 4.3:

$$X = \frac{95.21 \frac{\text{g}}{\text{seg}}}{2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}} \left[\frac{1}{\sqrt{2\pi} (295 \text{ m})} \right] \left[\frac{2}{\sqrt{2\pi} (230 \text{ m})} \right] \exp \left[-\frac{(594.68 \text{ m})^2}{2 (230 \text{ m})^2} \right]$$

$$X = (47.605)(0.0000047)(0.0353) = 7.9 \times 10^{-6} \text{ gr/m}^3$$

$$X = 7.9 \frac{\mu\text{g}}{\text{m}^3}$$

Ejemplo 4.2⁽²⁾.- Elevación de la pluma en un quemador.

Datos:

Se están eliminando los siguientes gases residuales a T=68°F y P=14.7 psia con los siguientes flujos:

Datos de emisión de contaminantes del quemador.

Gas residual	CH4	C2H6	C3H8	C4+	H2S	CO2	N2
R ³ /min	6.3	1.7	1.3	2.2	137.9	167.8	0.5

Tabla 4.5. Ejemplo.

Condiciones climáticas: Pasquill- categoría B: Inestable.

Velocidad del viento = 2 m/seg.

Resolución:

Para condiciones inestables:

$$\Delta H = \frac{1.6 F_f^{\frac{1}{3}} x^{\frac{2}{3}}}{U} \quad x < 3.5x^* \text{ (transicional)}$$

Suposiciones: F_f se puede calcular asumiendo que la flotación es el resultado primario de la liberación de calor debido a la combustión.

La liberación de calor es el producto del volumen de los gases, el Cp por unidad de volumen y el cambio de temperatura; el Cp usualmente se define por unidad de masa; así que multiplicando por la densidad se obtendrá el Cp por unidad de volumen.

$$Q^* = V C_p \rho (T_s - T)$$

Para la relación de la chimenea se utiliza: $V = V_f \left(\frac{T}{T_s} \right)$.

Ecuación 4.20

Sustituyendo la ecuación 4.19 en 4.20 se obtiene:

$$Q^* = V C_p \rho_a (T_s - T) \Rightarrow Q^* = C_p V_f \left(\frac{T}{T_s} \right) \rho_a (T_s - T)$$

$$\therefore V_f = \frac{Q^*}{C_p T \rho_a} \left(\frac{T_s}{T_s - T} \right)$$

Ecuación 4.21

Sustituyendo en la ecuación para F_f (ecuación 4.18) en la ecuación 4.21, se obtiene:

$$F_f = \frac{g V_f}{\pi} \left(1 - \frac{T}{T_s} \right) \Rightarrow F_f = \frac{g}{\pi} \left(\frac{Q^*}{C_p T \rho} \right) \left(\frac{T}{T_s - T} \right) \left(1 - \frac{T}{T_s} \right)$$

$$\therefore F_f = \frac{g}{\pi} \left(\frac{Q^*}{C_p T \rho} \right) \left(\frac{T_s}{T_s - T} \right) \left(\frac{T_s - T}{T_s} \right)$$

Eliminando términos semejantes, finalmente se obtiene:

$$\therefore F_f = \frac{g}{\pi} \left(\frac{Q^*}{C_p T \rho} \right)$$

Ecuación 4.22

Los valores considerados para F_f son:

$$g = 9.8 \text{ m/seg}^2.$$

$$C_{p\text{aire}} = 0.24 \text{ cal/g } ^\circ\text{K}.$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1205 \text{ g/m}^3.$$

El calor liberado (Q^*) se puede calcular como sigue:

Gas Residual	Ft ³ /min	BTU/Ft ³ 60°F y 14.7 psia	Calor liberado BTU/min
CH ₄	6.3	896	5644.80
C ₂ H ₆	1.7	1594	2709.80
C ₃ H ₈	1.3	2282	2966.60
C ₄ +	2.2	3000	6600.00
H ₂ S	137.9	560	77224.0

Tabla 4.6

El calor total liberado es de 95145.20 BTU/min, convirtiendo este resultado a cal/seg; se puede asumir que el 20% del calor liberado por el quemador es perdido o irradiado, dejando el resto como productos de combustión:

$$\Rightarrow (95145.2)(0.8) = 76116.16 \frac{\text{BTU}}{\text{min}}$$

$$Q^* = \left(76116.16 \frac{\text{BTU}}{\text{min}} \right) \left(\frac{\text{min}}{60 \text{ seg}} \right) \left(\frac{252 \text{ cal}}{\text{BTU}} \right) = 3.2 \times 10^5 \frac{\text{cal}}{\text{seg}}$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la ecuación 5.22 de F_f :

$$F_f = \frac{\left(9.8 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2} \right) \left(3.2 \times 10^5 \frac{\text{cal}}{\text{seg}} \right)}{\pi \left(0.24 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{K}} \right) (293^\circ\text{K}) \left(1205 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right)} = 12.88 \frac{\text{m}^4}{\text{seg}^3}$$

Dado que $F_f < 55 \Rightarrow X^* = 14 F_f^{0.625}$.

$$\therefore X^* = 14 (12.88)^{0.625} = 69.16 \text{ m.}$$

Finalmente la altura de la pluma del quemador se calcula sustituyendo datos en la ecuación 5.11:

$$\Delta H = \frac{1.6 (12.88)^{\frac{1}{3}} \left[(3.5)(69.16) \right]^{\frac{2}{3}}}{2} = 72.84 \text{ m.}$$

$\Delta H = 72.84 \text{ m.}$

En muchos quemadores se inyecta vapor para promover la rápida mezcla de aire y combustible, el rápido mezclado asegura una combustión completa. En la estimación de la elevación de la pluma de este tipo de casos se debe añadir el calor producido por el vapor.

Ejemplo 4.3⁽¹⁾: Se considera un calentador de proceso con una altura de la chimenea de 164 ft y un diámetro de 8 ft; la chimenea emite 150,000 ft³/min de gas a 800°F y el análisis del gas muestra 0.25% de NO (NO₂)*, 2,9 % de O₂ y 77.5 % de N₂ el restante es vapor de agua; la velocidad promedio del viento es de 15 mph (6.7 m/seg) el día es soleado y la temperatura ambiente es de 68 °F. Calcular la velocidad del viento crítica; además para una velocidad del viento de 15 mph, calcular el máximo nivel de concentración de NO₂ y el punto de máxima concentración; finalmente calcular el máximo nivel de concentración de NO₂ a 1.25 millas viento abajo de la chimenea.

Datos:

- 1.- Altura de la chimenea: 164 ft. (50.0 m)
- 2.- Temperatura de la chimenea: 800 °F (427°C = 700 °K).
- 3.- Temperatura ambiente: 68 °F. (20°C = 293 °K).
- 4.- El peso molecular del NO₂ es de 46 g/gmol y su densidad es de 0.129 lb/ft³ a condiciones normales de temperatura y presión.
- 5.- La presión atmosférica es de 1013 milibares.

Resolución:

Calculando la emisión de contaminante en g/seg:

$$\left(150000 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}\right) (0.0025 \text{ de NO}_2) \left(0.129 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right) \left(\frac{454 \text{ g}}{\text{lb}}\right) \left(\frac{\text{min}}{60 \text{ seg}}\right) = 366.04 \frac{\text{g}}{\text{seg}}$$

$$Q = 366.04 \frac{\text{g}}{\text{seg}} \left(\frac{T}{T_s}\right) = 366.04 \frac{\text{g}}{\text{seg}} \left(\frac{293}{700}\right) = 153.2 \frac{\text{g}}{\text{seg}}$$

*- Se asume que todos los óxidos de nitrógeno están incluidos en el 0.25%. Los componentes primarios de NO_x son de NO y NO₂ y usualmente se utiliza el NO₂ con un PM de 46

Para calcular la elevación de la pluma utilizaremos la ecuación de Holland (Ecuación 4.23) que involucra un análisis menos riguroso que las fórmulas antes expuestas para la elevación de la pluma, además de aproximar razonablemente las condiciones ligeramente inestables o neutrales; como es el caso de este ejemplo; el cual según las condiciones pertenece a este tipo de caso y que en la tipificación de Pasquill es C.

$$\Delta H = \frac{V_{chimenea} \theta_{chimenea}}{\mu_{chimenea}} \left[1.5 + 2.68 \left(10^{-3} p \right) \left(\frac{T_s - T}{T_s} \right) \theta_{chimenea} \right]$$

Ecuación 4.23

Calculando la $V_{chimenea}$:

$$Area_{chimenea} = \pi r^2 = \pi \left(\frac{8}{2} \right)^2 = 50.27 \text{ ft}^2$$

$$V_{chimenea} = \frac{150000 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}}{50.27 \text{ ft}^2} = \left(2983.89 \frac{\text{ft}}{\text{min}} \right) \left(\frac{0.3048 \text{ m}}{\text{ft}} \right) \left(\frac{\text{min}}{60 \text{ seg}} \right) = 15.16 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Substituyendo los valores obtenidos para calcular la altura de la chimenea y la velocidad crítica:

$$\Delta H = \frac{15.16 \frac{\text{m}}{\text{seg}} (2.44 \text{ m})}{\mu_{chimenea}} \left[1.5 + 2.68 \left[10^{-3} (1013 \text{ mbares}) \right] \left(\frac{700^\circ \text{K} - 293^\circ \text{K}}{700^\circ \text{K}} \right) (2.44 \text{ m}) \right]$$

Como se muestra en la ecuación anterior se ha dejado ΔH como función del $\mu_{chimenea}$ para poder evaluar la velocidad crítica. La ecuación anterior queda finalmente:

$$\Delta H = \frac{197.95}{\mu_{chimenea}}$$

Con la ecuación encontrada se procede a obtener un perfil de alturas efectivas de la chimenea para encontrar la velocidad crítica; que se muestra en la tabla 4.7:

μ chimenea (m/seg)	ΔH (m)	$H_s + \Delta H$ (m)
1.0	197.95	247.95
2.0	98.98	148.98
3.0	65.98	115.98
5.0	39.59	89.59
6.7 (Dato proporcionado)	29.54	79.54
10	19.8	69.80

Tabla 4.7

La velocidad máxima crítica del viento es la velocidad que corresponde a la más alta concentración; por lo cual evaluando ahora las concentraciones a las diferentes alturas obtenidas; la concentración máxima relativa se define como: $\left(\frac{X \mu}{Q}\right)_{máx}$ y la determinación de la concentración máxima es: $X_{máx} = \left(\frac{X \mu}{Q}\right)_{máx} \left(\frac{Q}{\mu}\right)$ y de acuerdo con la gráfica 4.5 que relaciona la distancia de máxima concentración $\left(\frac{X \mu}{Q}\right)_{máx}$ como función de la estabilidad y la altura efectiva de emisión [=] m; se obtiene la tabla 4.8 que resume estos resultados:

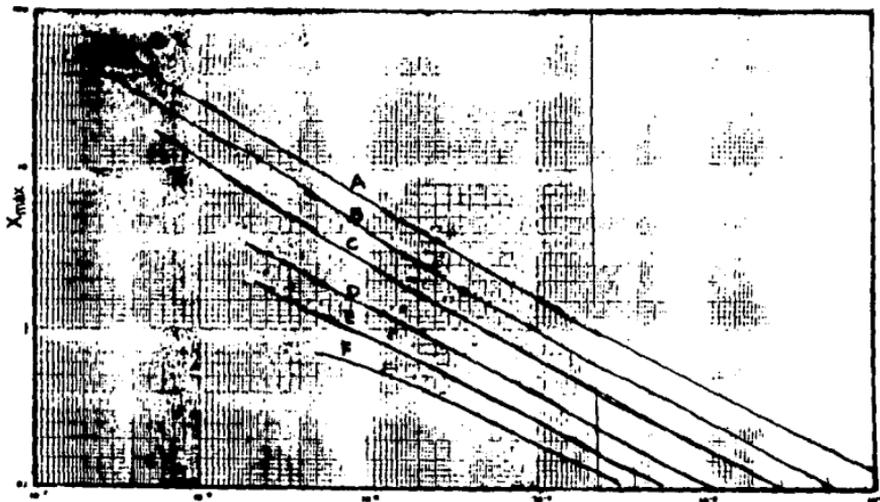
μ chimenea (m/seg)	H (m)	$\left(\frac{X \mu}{Q}\right)_{máx}$ (m ⁻²)	$\frac{Q}{\mu}$ (g/m)	$X_{máx}$ (g/m ³)
1.0	247.95	2.5×10^{-6}	153.2	3.8×10^{-4}
2.0	148.98	6.5×10^{-6}	76.6	4.9×10^{-4}
3.0	115.98	1.1×10^{-5}	51.06	5.6×10^{-4}
5.0	89.59	2.0×10^{-5}	30.64	6.1×10^{-4}
6.7	79.54	2.3×10^{-5}	22.87	5.2×10^{-4}
10	69.80	2.9×10^{-5}	15.32	4.4×10^{-4}

tabla 4.8

De la anterior tabla se encuentra que la velocidad crítica máxima es de 5.0 m/seg porque; es en esta velocidad donde se encuentra la mayor concentración de NO₂ que es de 6.1×10^{-4} g/m³.

Y a una velocidad de 6.7 m/seg la concentración de NO₂ es de 5.2×10^{-4} g/m³. Finalmente se determinará la concentración de NO₂ a una distancia de 1.25 millas (2 Km) de la fuente viento abajo en el centro de línea de la pluma y a nivel de terreno; con base en la ecuación 4.3 y haciendo las simplificaciones pertinentes se obtiene:

$$X = \left(\frac{Q}{\pi \sigma_y \sigma_z} \right) \exp \left[- \frac{H^2}{2\sigma_z^2} \right]$$



$$\left(\frac{X_{\mu}}{Q} \right)_{\max}$$

Gráf. 4.5.- Distancia de la máxima concentración y máxima \$X_{\mu}\$ como función de la estabilidad y la altura de efectiva de emisión.

substituyendo los valores obtenidos en esta ecuación y de acuerdo con la gráfica 4.3 y 4.4 para una distancia viento abajo de 2000 m y condición de estabilidad C; se obtiene :

$$\sigma_y = 200 \text{ m}$$

$$\sigma_z = 115 \text{ m}$$

Substituyendo valores:

$$X = \left(\frac{153.2 \frac{\text{g}}{\text{seg}}}{\pi (200 \text{ m})(115 \text{ m}) \left(6.7 \frac{\text{m}}{\text{seg}} \right)} \right) \exp \left[- \frac{(78.31 \text{ m})^2}{2(115 \text{ m})^2} \right] = 2.5 \times 10^{-4} \frac{\text{g}}{\text{m}^3}$$

Entonces la concentración a 2 Km viento abajo de la nube es de:

$$\underline{\underline{X = 250 \frac{\mu\text{g}}{\text{m}^3}}}$$

4.2.- CÁLCULO DE LA ZONA DE DAÑO POR EXPLOSIÓN.

Durante muchos años se consideró que sólo era posible la formación de una onda de presión explosiva debido a la reacción de combustión de vapores o gases inflamables en un lugar confinado; como consecuencia de ello, la fuga de gases o de líquidos calientes inflamables sólo se conceptualizaba como un riesgo de incendio, no se consideraba el potencial explosivo de nubes de gases o vapores inflamables en espacios abiertos o no confinados; sino hasta que en 1948 ocurrieron diversas explosiones muy potentes debido a ello⁽⁹⁾.

Hasta hace algunos años el *International Risk Institute* reconoció que la fuga de grandes cantidades de gases inflamables puede ocasionar la generación de una nube explosiva en espacios abiertos, que puede ocasionar daños severos o catastróficos en grandes áreas de una planta.

Debido a ello es conveniente cuantificar los efectos que puede producir una explosión de una nube de vapor confinada o en espacios abiertos y la probabilidad de que ocurra; algunos de estos factores requieren realizarse con razonable exactitud, pero otros no; generalmente en el análisis de este tipo de daños, se hacen diferentes cuestionamientos que intentan desglosar y explicar con sus respuestas los efectos de una explosión; algunas de ellas son⁽²⁷⁾:

- a) ¿Cuánto inventario en la planta se libera antes de que ocurra la ignición?
- b) ¿Qué fracción de la fuga "flashear"?
- c) ¿Cuánto viajará la nube antes de que se ignicione?
- d) ¿Cuál es la probabilidad de ignición?
- e) Si ocurre la ignición, ¿Qué probabilidad hay de que la consecuencia sea fuego o explosión?
- f) ¿Cuál es la mínima cantidad de vapor requerido para una explosión?
- g) ¿Qué fracción del vapor explotará y cuánto del calor de combustión generará una onda de choque o sobrepresión?
- h) ¿Cómo se debe definir el área de peligro en la planta?

Existen diferentes repuestas a tales cuestionamientos, que no intentan ser opiniones definitivas y que se mostrarán a lo largo de la sección.

¿Porqué es necesario responder a las anteriores preguntas? Si se definen y miden correctamente los diversos factores que afectan la probabilidad y resultados de

una explosión de una nube de vapor; se pueden identificar y definir las áreas en la planta que producen el mayor daño posible y a las cuales se les llama "Áreas de Mayor Daño", el conocimiento de estas áreas nos permite:

- 1.- Decidir cuáles y en dónde se aplicarán estándares de diseño y construcción necesarios, particularmente para construcciones ocupadas, como cuartos de control.
- 2.- Decidir en dónde se deben evitar las concentraciones de gente .
- 3.- Decidir dónde no se deben construir otras unidades, si se desea evitar un efecto "dominó".
- 4.- Evaluar las primas de las aseguradoras⁽²⁷⁾.

4.2.1.- Tipos de Explosiones.

Una explosión se caracteriza por la súbita liberación de energía la cual produce una momentánea alta presión en una área en el medio ambiente; la liberación y disipación de la energía al ambiente ocurre rápidamente y puede terminar en una explosión, ésta se puede dividir en dos categorías con base en la razón de la energía liberada y su subsecuente disipación: *detonación y deflagración*⁽³⁰⁾.

En una detonación, la zona de reacción entre los materiales que reaccionan y no reaccionan se mueve a una velocidad mayor que la del sonido en el material no reaccionante; en una deflagración, la zona de reacción se mueve a una velocidad menor a la velocidad del sonido; en otra forma, una deflagración produce una llama instantánea sin explosión, mientras que una detonación produce explosión.

El efecto dañino de una explosión se debe a la disipación de la energía liberada; mucha de esta energía toma la forma de un incremento de presión en la atmósfera, es decir en forma de sobrepresión explosiva.

Si se asume que una cantidad idéntica de un material explosivo dado reacciona, una detonación originará una sobrepresión inicial mayor y tendrá un potencial superior para producir daño, la tabla 4.18 lista algunas sobrepresiones explosivas aproximadas requeridas para causar injurias al personal o daño al equipo.

Las explosiones se pueden dividir en categorías con base en el tipo de evento que produce la liberación súbita de energía, las dos categorías primarias son: **explosiones físicas y químicas**⁽¹²⁾.

Una *explosión física* se caracteriza generalmente por la liberación súbita de gas a alta presión (o líquido sobrecalentado) a la atmósfera, un ejemplo de este tipo de explosión es la falla de un recipiente a presión debido a la presión excesiva de un gas en su interior. Una *explosión química*⁽¹²⁾, se caracteriza por la producción de gas a alta presión debido a una reacción química, ejemplos de ella son: la detonación de un alto explosivo (tal como dinamita o TNT) o la deflagración de polvo flamable o nube de vapor.

El daño potencial de una explosión se puede generalmente calcular o estimar con la *raíz cúbica de la ley de escala* y que puede predecir de forma conservadora las ondas de sobrepresión que se ubican en la planta:

$$R_d = Z w^{\frac{1}{3}}$$

Ecuación 4.24

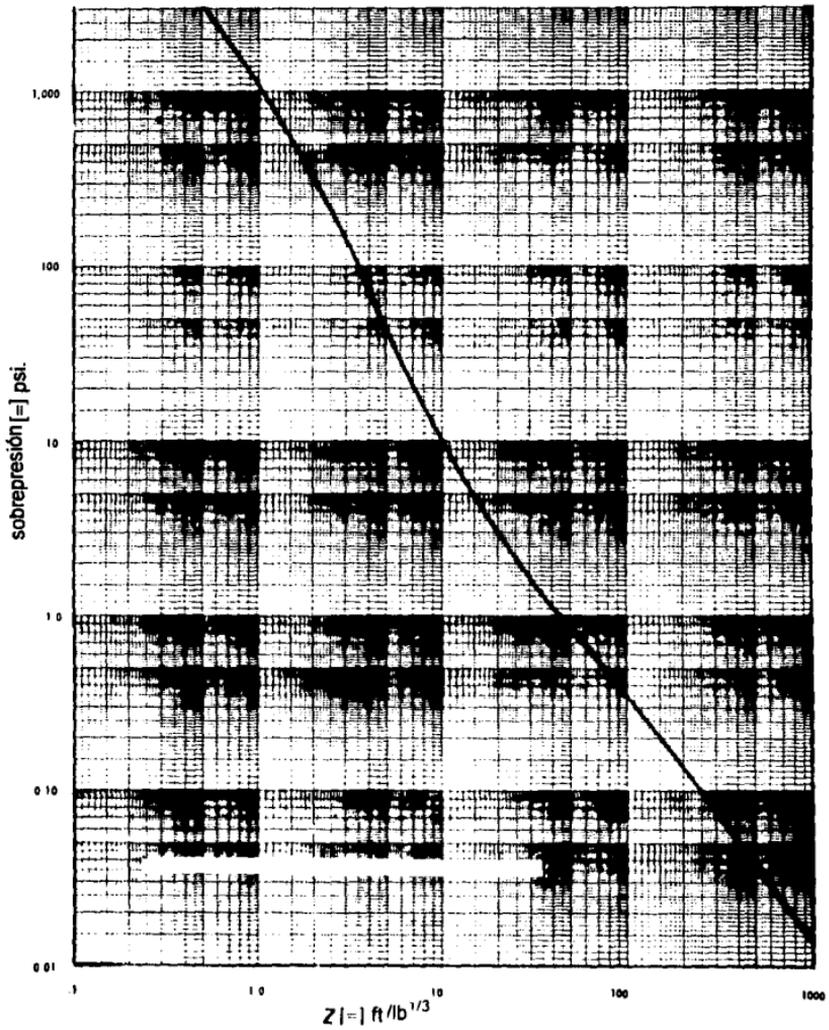
El uso de esta técnica involucra los siguientes pasos:

- Se debe contabilizar la cantidad de energía liberada.
- La cantidad de energía liberada se divide por la energía de un peso dado de TNT (se considera de 1,100 Kcal/Kg ó 4.198×10^6 joules/Kg) para determinar el peso de TNT que puede liberar la misma cantidad de energía explosiva que la explosión dada⁽³⁰⁾.

$$w = \text{Equivalente de TNT} = \frac{\text{Energía producida por la explosión}}{1,100 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}}$$

Ecuación 4.25

- La constante de proporcionalidad, Z, se determina con la gráfica 4.6 para algún efecto particular que sea de interés, tal como personal que sea golpeado por la sobrepresión explosiva u onda de presión, el valor de Z para ello es de aproximadamente $18 \text{ m/kg}^{1/3}$.



Gráfica 4.6 Sobrepresión VS Z.

Un ejemplo de cómo usar la ecuación antes mencionada es como sigue:

Ejemplo 4.1- asumiendo que ocurre una explosión de 100 kg de TNT; si se desea calcular la distancia a la cual el personal es golpeado por la explosión se determina así:

$$R_d = Z w^{\frac{1}{3}} = \left[18 \frac{\text{m}}{\text{kg}^{\frac{1}{3}}} \right] [100 \text{ kg}]^{\frac{1}{3}} = 84 \text{ m.}$$

La ecuación anterior es muy sencilla, pero hay algunos problemas asociados con su uso:

- a) El cálculo de la energía liberada por la explosión puede no ser tan sencillo y los métodos usados para explosiones físicas y químicas no son los mismos; sin embargo una aproximación de acuerdo con el tipo de explosión puede ser considerar lo siguiente:

- a. 1) Explosión química (Reacción de combustión):

$$\text{Energía producida} = (\Delta H_c) (wf)$$

Ecuación 4.26

- b. 1) Explosión Física:

Para una expansión adiabática:

$$E = \frac{(P_1 V_1 - P_2 V_2)}{(\gamma - 1)}$$

Ecuación 4.27⁽¹²⁾.

Para una expansión isotérmica:

$$E = n R_1 T \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)$$

$$E = 44.49 V_i \left[\frac{P_i}{P_{atm}} \right] \left[\frac{T_0}{T_i} \right] R_i T_i \ln \left[\frac{P_i}{P_2} \right]$$

Ecuación 4.28⁽¹²⁾.

El cálculo de la energía de explosión basado en una expansión adiabática produce menores resultados que los obtenidos en una expansión isotérmica, por lo que en cálculos conservadores se utiliza generalmente una expansión de este tipo. Ambas se considerarán más adelante en los ejemplos de aplicación.

- b) En una explosión en fase gas, sólo una fracción de la energía total disponible en los reactivos se liberará como energía explosiva; la fracción restante se liberará como luz o calor y algunos reactivos no reaccionarán completamente; así que se debe estimar la "eficiencia" de la explosión química de acuerdo con la equivalencia de TNT.
- c) La raíz cúbica de la ley de escala fue desarrollada para predecir los efectos explosivos de fases condensadas y altas detonaciones explosivas; la onda de presión creada por la falla de un recipiente a presión o una nube de vapor explosiva, puede no tener las mismas características a la onda de presión creada por el TNT.
- d) Como se ha mencionado, el uso de la equivalencia del TNT para evaluar los daños asociados con la explosión de nubes de vapor es una seria limitación, pero no se ha podido susstituir por alguna otra, sin embargo, existen técnicas que pueden utilizarse que son muy complejas y requieren de bastantes datos experimentales; algunas de estas técnicas son⁽³¹⁾:

- 1) Modelo de Combustión.
- 2) Modelo de la onda de presión.
- 3) Modelo combinado de combustión y descomposición del TNT.

Para una investigación más detallada se puede consultar la referencia⁽³³⁾

A pesar de estos problemas, La raíz cúbica de la ley de escala se utiliza ampliamente en la predicción de las zonas de daño por explosión para una gran variedad de explosiones; se han propuesto bastantes técnicas de modelado pero no tienen suficiente validación de acuerdo con los datos de exámenes o datos de explosiones ocurridas.

4.2.2.- Explosiones Confinadas (explosiones en fase gas).

Si una mezcla inflamable de gas y aire se encuentra confinada o enclaustrada y se produce una ignición, el proceso de combustión creará un incremento de la presión en su confinamiento debido al calentamiento de la atmósfera; si no existe un venteo, la presión se puede incrementar lo suficiente para causar una falla.

Los daños asociados con este tipo de falla se pueden evaluar como sigue:

- a) Calcular el volumen libre del confinamiento; es decir: el volumen total menos el volumen del objeto dentro del confinamiento.
- b) Asumir que el volumen libre se llena con una mezcla gas/aire a el límite superior de inflamabilidad del gas, contabilizar el peso total del gas inflamable en el confinamiento; se pueden utilizar otras concentraciones, pero el límite de inflamabilidad superior proporciona un cálculo conservador.
- c) Multiplicar el peso del gas inflamable por su calor de combustión para obtener la cantidad total de energía disponible.
- d) Estimar la eficiencia de la explosión; existen estimados de la eficiencia de explosiones en fase gas y generalmente se encuentran en un intervalo de 1% a 5%, aunque se han encontrado valores mayores; para un estimado conservador se puede considerar un 10%.
- e) Con base en la energía total disponible, la eficiencia y el calor de combustión del TNT, calcular el peso equivalente de TNT.
- f) Aplicar la Ley cúbica de la ley de escala.

Se debe notar que este análisis ignora los efectos que producen las paredes del confinamiento; la magnitud de la presión interna necesaria para causar una falla súbita en las paredes del confinamiento tienen un efecto de propagación de la onda explosiva; sin embargo, los datos disponibles son insuficientes para permitir realizar un modelo más real de este efecto por la gran variedad de confinamientos que se pueden encontrar.

Un ejemplo de esta técnica de modelado se muestra a continuación⁽¹²⁾:

Ejemplo 4.5.- Se Considera un compresor construido con un volumen libre de 340 m³; al momento de la explosión, el volumen libre del mismo se llena con una mezcla de propano y aire; se asume que la concentración de propano en

el límite superior de flamabilidad (UFL) es de 9.5%, el calor de combustión del propano es de 12,000 kcal/kg y la densidad del vapor del propano a condiciones ambientales es de 1.86 kg/m³ aproximadamente (Explosión química).

Resolución:

Siguiendo los pasos citados anteriormente:

$$\left[340 \text{ m}^3\right] 0.095 \left[1.86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right] = 60.08 \text{ kg de propano.}$$

Asumiendo, para un cálculo conservador el 10% de eficiencia de la explosión, la energía explosiva utilizando la ecuación 4.25:

$$\left[60.08 \text{ kg de propano}\right] \left[12000 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}\right] \left[0.10\right] = 72093.60 \text{ kcal}$$

De acuerdo a lo anterior, el peso equivalente de TNT es:

$$\therefore w = \frac{72093.6 \text{ kcal}}{1100 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}} = 65.54 \text{ kg de TNT.}$$

La distancia en metros desde el centro de línea del compresor a algún efecto de sobrepresión especificado, se puede determinar por la ecuación de la raíz cúbica de la ley de escala:

$$R_d = Z \cdot w^{\frac{1}{3}} = \left(18 \frac{\text{m}}{\text{kg}^{\frac{1}{3}}}\right) (65.54 \text{ kg de TNT})^{\frac{1}{3}} = 72.57 \text{ m}$$

$$R_d = 72.57 \text{ m}$$

4.2.3.- Explosiones de nubes de vapor no confinadas.

En los últimos años se han realizado diversos estudios, con base en las experiencias sufridas, que han definido clara y detalladamente el potencial explosivo de una nube de gas no confinada y que proponen métodos de análisis de las pérdidas una vez que haya ocurrido el desastre; dichos métodos consideran la velocidad de la fuga, velocidad del viento, dirección del viento y las condiciones atmosféricas que fueron analizadas en la sección 4.1.2⁽⁹⁾.

Como se ha definido, si una nube de vapor flamable se igniciona, puede ocurrir una explosión; físicamente, esto ocurre cuando la nube de vapor se quema, los productos de la combustión tienen un volumen que es más grande que la nube original; los procesos de combustión ocurren rápidamente y los productos de la misma no pueden ser venteados; como consecuencia, se puede desarrollar una presión destructiva rápidamente y puede causar daños o estropicios por el confinamiento.

Si una nube de vapor no confinada se igniciona, los productos de la combustión se liberan y se expanden por no estar encerrados; cuando la razón de reacción es suficientemente baja, la zona de reacción se mueve abajo de la velocidad del sonido y un pequeño incremento de la sobrepresión se presenta, cuando la razón de reacción es lo suficientemente alta, la zona de reacción se mueve arriba o cerca de la velocidad del sonido, entonces se produce una onda de presión porque los gases no se pueden mover más rápido que la velocidad del sonido; así que, dependiendo de la razón de reacción, la ignición de una nube de vapor flamable no confinada puede resultar en un simple quemado de la nube de vapor, una deflagración o una detonación.

Las explosiones involucran apertura de aire para la combustión de las nubes flamables, aunque no se sabe con certeza este fenómeno, se han hecho algunas aproximaciones.

Se sabe que los factores que se mencionarán a continuación determinan si la nube explotará o no; probablemente no son los únicos factores, pero actualmente se están realizando investigaciones en el área de ignición de nubes de vapor y su combustión, sin embargo, por lo pronto es difícil predecir si una nube de vapor explotará.

A.- Estructura molecular.

La extensión de una flama cuando se quema una nube de vapor depende, en parte de la estructura molecular del vapor que está siendo quemado; la U.S. Coast Guard ha determinado que las nubes de metano en espacios abiertos son difíciles que exploten, por otro lado, las explosiones que involucran nubes en espacios abiertos de propano, butano y óxido de etileno rara vez están documentadas⁽⁹⁾.

B.- Fuente de ignición.

Hay una gran variedad de fuentes de ignición que hacen que una nube se ignicione en espacios abiertos, algunas de ellas son:

- a) Chispas producidas por la estática.
- b) Interruptores eléctricos.
- c) Superficies calientes.
- d) Arcos de soldaduras.
- e) Flamas abiertas.
- f) Cigarros.
- g) Automóviles
- h) Chispas ocasionadas por fricción.

Aunque alguna de estas fuentes de ignición puede ser capaz de ignicionar una nube, la nube de vapor resultante podría o no quemarse a la velocidad requerida para causar una sobrepresión significativa.

Hay datos que muestran que las nubes de vapor en espacios abiertos se pueden quemar rápidamente, si la nube se igniciona rápidamente por una explosión en una construcción, alcantarilla o alguna otra área cerrada; tal evento puede ocurrir si una nube de vapor no confinada emigra a una área confinada y es ignicionada, el resultado es una explosión⁽⁹⁾.

C.-Tamaño de la nube de vapor.

El tamaño de una nube de vapor influye en dos factores importantes; el potencial de la explosión y el daño; el primero y más obvio es la magnitud de la nube y de acuerdo a ella es la energía disponible para una explosión, en segundo término hay

datos que muestran que la velocidad de quemado de una nube de vapor se puede acelerar por los movimientos a través de la nube, si una nube es grande, el potencial para acelerar su razón de quemado también lo será.

D.- Grado de confinamiento de la nube

Intuitivamente se puede sugerir que si la totalidad de la nube de vapor esta confinada explotará y una nube en un espacio abierto podría explotar, entonces el grado de confinamiento incrementa el riesgo de una explosión.

No es posible determinar, con suficiente certeza si una nube en un espacio abierto en la vida real explotará; como consecuencia es una práctica general durante una Evaluación de Riesgos asumir que la nube explotará, para calcular la sobrepresión asociada con la explosión y determinar los perfiles potenciales de daño; en un Análisis de Riesgos, la probabilidad de que una nube de vapor explote se estima con base en los mejores datos disponibles^(9,12,33).

E.- Estimación de las zonas de daño de nubes de vapor no confinadas.

Se conoce poco acerca del comportamiento exacto de la dinámica de fluidos de las ondas de presión en el interior de la nube de gas durante el proceso de reacción-expansión; para propósitos de modelado, una evaluación del daño potencial transitorio de la explosión de una nube de vapor no confinada se puede predecir como sigue , además se puede utilizar el algoritmo de la figura 4.5 y que a continuación se desglosa:

- 1.- *Determinar el volumen de material que se puede liberar debido a una determinada falla.* Este aspecto es un poco difícil de determinar y dado que el material que se libera depende de la manera en que se presente la falla, es muy incierto; sin embargo se puede utilizar el criterio empleado por Trevor A. Kletz^(30R) y que se puede establecer de la siguiente manera:

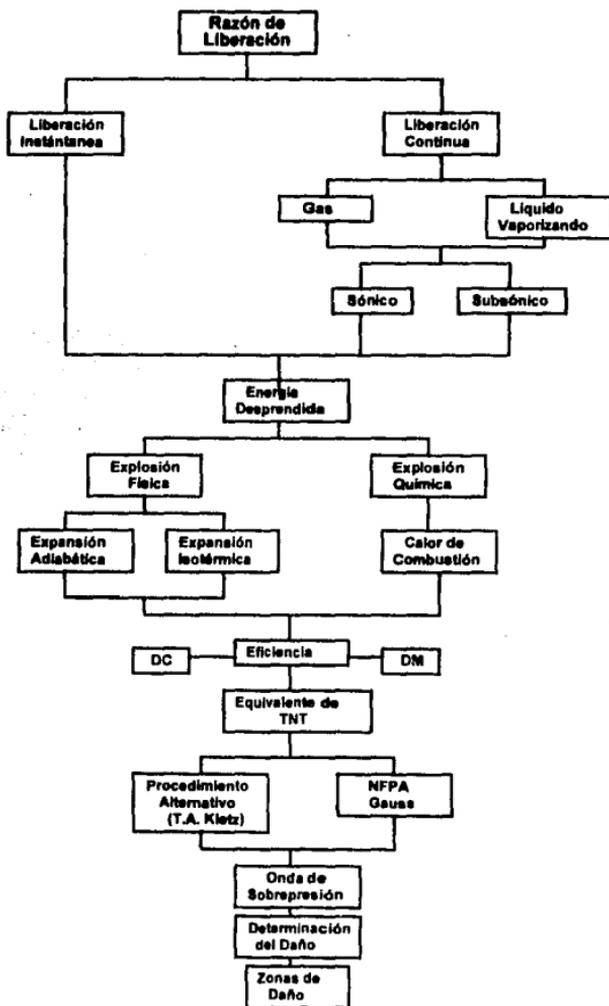


Fig. 4.5 Diagrama de bloques de cálculo de zonas de daño de explosión

a) Liberación instantánea:

Si se considera una fuga de este tipo, se puede calcular el volumen de material liberado suponiendo un "flasheo" termodinámico sencillo, de acuerdo con la tabla 4.10:

1.- Cantidad en el recipiente:	W_0
2.- Fracción de W_0 en la fuga instantánea o "Flash"	$m_f = \frac{C_p (T_R - T_b)}{\Delta H_{vap}} ; \leq 1$
3.- Fracción liberada.	$e = m_f$ para $m_f \leq 0.5$ $e = 1 - m_f$ para $m_f > 0.5$
4.- Peso de la nube	$w_f = (e + m_f)W_0$ (Líquido evaporándose) $w_v = W_0$ (vapor)
5.- Volumen de la nube a la presión atmosférica P_a y a la temperatura T_a del aire.	$V = \frac{w_f R T_a}{M P_a} = \frac{w_f M_a}{\rho_a M}$

Tabla 4.10

b) Liberación continua de gas o vapor ⁽⁵⁰⁾

Las tablas 4.11 a la 4.15 muestran la tasa de descarga y condiciones de gases, así como flujo a dos fases; cuando la presión interna en un recipiente es mayor a 2 atm, los gases alcanzan la velocidad del sonido en el estrangulamiento debido al orificio; después del orificio, se supone que los gases reducen la presión hasta llegar a la atmosférica, sufriendo una serie de ondas de choque que mantienen la velocidad del gas muy cercana a la velocidad del sonido^(31R); se supone que no hay arrastre de aire durante el proceso aunque no necesariamente es cierto. ^(32R)

Los trabajos de Fauske^(33R) y Cude^(34R) indican que cuando se liberan de un recipiente líquidos hirviendo, la vaporización ocurre después del orificio; sin embargo, si la ruptura está arriba del nivel del líquido o una tubería después del recipiente, entonces la vaporización no se presenta en dicho orificio; las ecuaciones que se presentan de la tabla 4.13 se derivan suponiendo que existe un equilibrio termodinámico cuando la línea es lo suficientemente larga para ello (cuando $L_p/D_p \geq 12$) y que la vaporización no se presenta en tuberías muy cortas ($L_p/D_p < 2$), lo que sucede en tuberías de longitud intermedia se puede evaluar con base en datos experimentales; los efectos de la contracción de la tubería y la fricción se considerarán en el coeficiente de descarga (C_D)

b.1) Gas.

A.- Tipo de Flujo:	Flujo Subsónico.
Condición:	$\frac{P_a}{P_o} > \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}}$
Temperatura de Descarga:	$T = T_R \left(\frac{P_a}{P_o} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}}$
Densidad de la descarga:	$\rho = \frac{P_a M}{R_2 T}$
Velocidad de descarga:	$u = C_D \left[\frac{2 \gamma R_2}{(\gamma - 1) M} \left(T_R - T \right) \right]^{1/2}$
Flujo másico:	$G = \frac{\pi D^2}{4} \rho u$
Fracción remanente Ψ .	$t = \frac{w_f}{G} \int_{\Psi} \left(\frac{1 - \frac{T}{T_R}}{\Psi^{\gamma-1} - \frac{T}{T_R}} \right) d\Psi$ $t \approx \frac{2 w_f}{G} \left(\frac{1 - \frac{T}{T_R}}{\gamma - 1} \right) \left[1 - \left(\frac{\Psi^{\gamma-1} - \frac{T}{T_R}}{1 - \frac{T}{T_R}} \right)^{1/2} \right]$
Condiciones después del tiempo t en el recipiente.	$P = P_o \Psi^\gamma, T = T_o \Psi^{\gamma-1}$

Tabla de ecuaciones 4.11

B.- Tipo de Flujo:	Flujo Sónico.
Condición:	$\frac{P_a}{P_o} \leq \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}}$
Temperatura de la Descarga:	$T = \frac{2 T_R}{\gamma + 1}$
Densidad de la descarga:	$\rho = \frac{P_a M}{R T}$

Tabla de ecuaciones 4.12

Velocidad de descarga:	$u = C_D \left[\frac{2 \gamma R'_2 T_0}{(\gamma + 1) M} \right]^{1/2}$
Flujo másico:	$G = \frac{\pi D_L^2}{4} P'_0 \left[\frac{\gamma M}{R'_2 T_0 (\gamma + 1)} \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{(\gamma + 1)}{(\gamma - 1)}} \right]^{1/2}$
Fracción remanente Ψ :	$t = \frac{w_r}{G} \left(\frac{2}{\gamma - 1} \right) \left(\Psi^{\frac{(\gamma - 1)}{2}} - 1 \right)$
Condiciones después del tiempo t en el recipiente:	$P = P_0 \Psi^{\gamma} \quad T = T_0 \Psi^{\gamma - 1}$

Tabla de ecuaciones 4.12 (Cont.)

b.2) Líquido flasheando:

A.- Tipo de Flujo:	Flujo Subsónico.
Condición:	$\ln \left(\frac{P_1}{P_0} \right) < \left(\frac{0.5}{1 - \frac{R_2 T_b}{\Delta H_{vap} M}} \right)$
Condición de la Descarga:	$T = T_b, P = P_a$
Fracción evaporada:	$m_1 = \frac{C_p (T_R - T_b)}{\Delta H_{vap}}$
Velocidad de descarga:	$\frac{u^2}{2C_D^2} = \frac{T_R T_b}{2 T_b} (\Delta H'_{vap} m_1) + \frac{P'_0 - P'_a}{\rho_L}$
Densidad del vapor:	$\rho_v = \frac{P_a M}{R T_b}$
Densidad promedio	$\frac{1}{\rho} = \frac{m_1}{\rho_v} + \frac{1 - m_1}{\rho_l}$
Flujo másico	$G = \frac{\pi D_L^2}{4} \rho u$, para $L_p > 12 D_L$ Cuando se ha alcanzado el equilibrio termodinámico para L_p más bajos que el flujo sónico L_p y D_L son la longitud y el diámetro de la tubería
Tiempo de descarga:	$t_D = \frac{W}{G}$ Despreciando la variación de la presión
Condición en el recipiente:	$v = \left(\frac{V_T}{\Psi w_r} \cdot \frac{1}{\rho_l} \right) \frac{P M}{R_2 T} = \left(\frac{V_l}{w_r} \cdot \frac{1}{\rho_l} \right) \frac{P_0 M}{R_2 T_0} + C_p \frac{T_R - T}{\Delta H_{vap}}$ Donde P es la Presión de vapor a T y V_T

Tabla de ecuaciones 4.13

B.- Tipo de Flujo:	Flujo Sónico.
Condición:	$\ln\left(\frac{P_a}{P_o}\right) \geq \left(\frac{0.5}{1 - \frac{R_2 T_b}{\Delta H_{vap} M}} \right)$
Condición de la Descarga:	$T = T_b, P = P_a$
Fracción evaporada:	$m_1 = \frac{Cp' (T_R - T_b)}{\Delta H_{vap}}$
Velocidad de descarga:	$\frac{u^2}{2C_D^2} = \frac{0.5 \Delta H'_{vap} m_1}{\Delta H_{vap} M \cdot R_2 T_b} + \frac{P'_o - P'_a}{2 \left(\frac{R_2 T_R}{T_R - T_b} \right) \rho_L}$
Densidad del vapor:	$\rho_v = \frac{P_a M}{R T_b}$
Densidad promedio	$\frac{1}{\rho} = \frac{m_1}{\rho_v} + \frac{1 - m_1}{\rho_L}$
Condiciones de choque:	$\ln\left(\frac{P_o}{P_N}\right) \geq \left(\frac{0.5}{1 - \frac{R_2 T_N}{\Delta H_{vap} M}} \right) \cong \left(\frac{0.5}{1 - \frac{R_2 T_R}{\Delta H_{vap} M}} \right)$
Fracción evaporada:	$m_1 = \frac{Cp' (T_R - T_N)}{\Delta H_{vap}}$
Velocidad de descarga:	$\frac{u^2}{2C_D^2} = \frac{T_R - T_N}{2T_N} (\Delta H_{vap} m_1) + \frac{P'_o - P'_N}{\rho_L}$
Densidad del vapor:	$\rho_{v,N} = \frac{P_N M}{R T_N}$
Densidad promedio	$\frac{1}{\rho_N} = \frac{m_N}{\rho_{v,N}} + \frac{1 - m_N}{\rho_L}$
Flujo másico:	$G = G_1 = \frac{\pi D_i^2}{4} \rho_v u_N \text{ para } L_p > 12D_i$ <p>Cuando se ha alcanzado el equilibrio termodinámico</p> $G = G_2 = \frac{\pi D_i^2}{4} C_D \left[2 \rho_1 (P_a - P'_a) \right]^2 \text{ para } L_p < 12D_i$ <p>Cuando el "flasheo" no ha ocurrido.</p> $G = G_2 + \frac{(G_1 - G_2) \left(\frac{\Delta H_{vap}}{D_i} - 2 \right)}{10} \text{ , } 2D_i < L_p < 12D_i$ <p>Empieza a "flashear" pero no se alcanza el equilibrio termodinámico.</p>
Tiempo de descarga:	$t_D = \frac{w_1}{\dot{G}}$ Despreciando la variación de presión.
Condición en el recipiente:	Igual a flujo Subsonico

Tabla 4.14 - Tabla de ecuaciones.

Gas y líquido "flasheando"	
Diámetro Aparente:	$Da = \sqrt{\frac{4G}{\pi \rho u}}$
Coefficiente de descarga:	0.8
Flujo volumétrico del vapor a condiciones atmosféricas:	$Q = \frac{G R_1 T_a}{\rho_a M} = \frac{G M_a}{\rho_a M}$
Peso liberado:	W
Vapor liberado a condiciones atmosféricas:	$V = \frac{w_f M_a}{\rho_a M}$

Tabla de ecuaciones 4.15⁽⁹⁾.

A continuación se plantea un ejemplo para ambos tipos de liberaciones:

Ejemplo 4.6.- En un recipiente de acero cuyo diámetro y longitud es de 3.5m, contiene 20 toneladas de etilamina, determinar el volumen de material liberado

- Asumiendo que la fuga es instantánea.
- Asumiendo que la fuga es continua y se produce a través de una tubería de 25mm de diámetro y que falla a 1m del tanque.

Datos:

Etilamina	CH3-CH2-NH2
Peso Molecular	45
Presión de Vapor (Atm)	1 2 5 10 20
Temperatura (°C)	17 36 65 92 124
Densidad del líquido:	683 Kg/m ³
Calor específico del líquido:	2.92 KJ / Kg °K
Calor latente a la Temp. de ebullición:	623 KJ / Kg
Coefficiente de difusión de la etilamina en el aire	$1.1 \times 10^{-5} \text{ m}^2 / \text{seg}$
Límite Inferior de Explosividad	0.0355
Límite Inferior de Explosividad	10 ppm V/V (TWA 8Hr)
Nivel de peligro a la salud.	4.000 ppm V/V (30 minutos)

Tabla de ecuaciones 4.16^(8, 80).

Resolución:

a) Liberación instantánea:

Fracción "flasheada":

$$m = \frac{Cp' (T_R - T_b)}{\Delta H_{vap}} = \frac{2.92 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ K} (373^\circ K - 290^\circ K)}{623.0 \frac{KJ}{Kg}} = 0.389$$

dato que $m < 0.5 \Rightarrow m = e. \therefore e = 0.389.$

$w_f = (0.389 + 0.389) (20) = 15.6 \text{ ton.}$

La cantidad total evaporada o "flasheada" es:

$$V = \frac{w_f M_a}{\rho_a M} = \frac{(15,600 \text{ Kg}) 29 \frac{Kg \cdot mol}{Kg}}{(1.22 \frac{Kg}{m^3})(45 \frac{Kg \cdot mol}{Kg})}$$

$V = 8240 \text{ m}^3$

Líquido remanente: 4.4 ton

b) Liberación continua:

Líquido "flasheando"

$P_o = 1200 \text{ KN/m}^2.$

$P_a = 100 \text{ KN/m}^2$

$R_2 = 8.314 \text{ KJ/Kmol } ^\circ K.$

$T_b = 373.15 \text{ } ^\circ K$

Sustituyendo:

$$\ln \frac{P_o}{P_a} = \ln \frac{1200 \frac{\text{KN}}{\text{m}^2}}{100 \frac{\text{KN}}{\text{m}^2}} = 2.489$$

$$1 - \frac{0.5}{R_2 T_b} = \frac{0.5}{1 - \frac{\Delta H_{\text{vap}} M}{R_2 T_b}} = \frac{0.5}{1 - \frac{(8.314 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}})(373.15 \text{ } ^\circ\text{K})}{(623 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}})(45 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}})}} = 0.56$$

Por lo tanto el flujo es sónico.

Condiciones de descarga: $T = T_b$ y $P = P_a$.

Fracción vaporizada = $m_1 = 0.389$; igual que en (a).

Velocidad:

$$\frac{u^2}{2C_D^2} = \frac{0.5 \Delta H'_{\text{vap}} m}{\frac{\Delta H_{\text{vap}} M}{R_2 T_b} - 2} + \frac{P'_o - P'_a}{\rho L}$$

$$\frac{u^2}{2(0.8)^2} = \frac{0.5 \left(623 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right) (0.389)}{\left(\frac{623 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \left(45 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \right)}{8.314 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}}} \right) (290 \text{ } ^\circ\text{K})} - 2} + \frac{(1200 \times 10^3 - 100 \times 10^3) \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{683 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}$$

$$U = 122.98 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$\rho_v = \frac{P_a M}{R_2 T_b} = \frac{\left(100 \frac{\text{KN}}{\text{m}^2}\right) \left(45 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}\right)}{\left(8.314 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol}^\circ\text{K}}\right) (290^\circ\text{K})} = 1.87 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

Densidad promedio:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{m_l}{\rho_v} + \frac{1-m_l}{\rho_L} = \frac{0.385}{1.87 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} + \frac{1-0.385}{683 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\rho = 4.84 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

Descarga de la tubería: $L_p/D_L = 1/0.025 = 40$; entonces la vaporización ocurrirá en el orificio de choque.

Condiciones de Choque:

$$\ln\left(\frac{12}{P_N}\right) \geq \left(\frac{0.5}{1 - \frac{(8.314)T_N}{\Delta H_{\text{vap}}(45)}} \right) \cong \left(\frac{0.5}{1 - \frac{(8.314)(373)}{\Delta H_{\text{vap}}(45)}} \right)$$

Utilizando la correlación de Watson para ΔH_{vap} .

$$\Delta H_{\text{vap}} = \Delta H_{\text{vap}_b} \left(\frac{1 - \frac{T_N}{T_c}}{1 - \frac{T_b}{T_c}} \right)^{0.38} = 623 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \left(\frac{1 - \frac{T_N}{456^\circ\text{K}}}{1 - \frac{290^\circ\text{K}}{456^\circ\text{K}}} \right)^{0.38}$$

Iterando con las dos ecuaciones anteriores se obtiene:

$$P_N = 6.79 \text{ KN/m}^2$$

$$T_N = 349.5^\circ\text{K}$$

$$\Delta H_{\text{vap}} = 526 \text{ KJ/Kg.}$$

$$m_N = \frac{2.92 (393 - 349.5)}{526} = 0.130$$

con los datos obtenidos anteriormente:

$$U_N = 62.6 \text{ m/seg}$$

$$\rho_{vN} = 10.52 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_N = 73.23 \text{ Kg/m}^3$$

$$L_p > 12DL \Rightarrow 1\text{m} > 12 (0.025\text{m})$$

$$G = G_1 = \frac{\pi D_L^2}{4} \rho_N u_N = \frac{\pi (0.025\text{m})^2}{4} \left(73.23 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \left(62.6 \frac{\text{m}}{\text{seg}} \right)$$

$$G_1 = 2.25 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}$$

Tiempo mínimo de descarga:

$$t_D = \frac{W}{G} = \frac{20\,000 \text{ Kg}}{\left(2.25 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}} \right) \left(3600 \frac{\text{seg}}{\text{h}} \right)} = 2.469 \text{ h}$$

Diametro aparente:

$$D_a = \sqrt{\frac{4G}{\pi \rho u}} = \sqrt{\frac{4 \left(2.25 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}} \right)}{\pi \left(4.84 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \left(122.98 \frac{\text{m}}{\text{seg}} \right)}}$$

$$D_a = 69.4 \text{ mm.}$$

Flujo volumétrico de vapor a cond. atmosféricas:

$$Q_3 = \frac{\left(2.25 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}\right) \left(29 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}\right)}{\left(1.22 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right) \left(45 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}\right)} = 1.188 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

por lo tanto

$$V = \frac{w_f M_a}{\rho_a M} = \frac{(20000 \text{ Kg}) \left(29 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}\right)}{\left(1.22 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right) \left(45 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}\right)} = 10564.66 \text{ m}^3$$

$$\underline{\underline{V = 10564.66 \text{ m}^3}}$$

- 2.- *Determinar la máxima energía desprendida.* Con base en las ecuaciones 4.26, 4.27 y 4.28 del tipo de explosión anteriormente mostradas
- 3.- *"Eficiencia" de la explosión.* Dado que las explosiones en fase gas no son tan eficientes como las explosiones en fase condensada (explosiones de sólidos como el TNT), la energía liberada durante una explosión de una nube de vapor es sólo una fracción de la energía total disponible calculada previamente; la eficiencia de las explosiones en fase gas generalmente se encuentran en el intervalo de 1% a 5% y al igual que en explosiones confinadas un 10% es un buen estimado^(9,12).

En este punto se debe considerar el Daño Máximo Probable (DM) y el Daño Catastrófico Probable (DC) los cuales se definen de acuerdo con los siguientes criterios:

Daño Máximo Probable:

- a) El tamaño de una fuga se determina por el contenido del mayor recipiente de proceso o serie de recipientes conectados entre sí, sin estar aislados uno de otro.
- b) La existencia de fuentes de ignición en las cercanías de una fuga no se considera como limitante en la formación de una nube.

Daño Catastrófico Probable:

- a) El tamaño de una fuga depende del contenido del mayor recipiente del proceso o serie de recipientes conectados entre sí.
- b) Se debe considerar la destrucción o daño grave de tanques mayores de almacenamiento y que generen nubes explosivas catastróficas.
- c) Se considerarán fugas en tuberías de gran capacidad alimentadas desde instalaciones remotas, propias o exteriores suponiendo que la tubería se daña seriamente y que el material fugará por 30 minutos..

Para el cálculo del DM se puede utilizar una $f = 0.02$ y para el cálculo del DC se puede emplear una $f = 0.10$.

- 4.- Usando la información obtenida con 1, 2 y 3, determinar el peso equivalente de TNT para una nube de vapor; con la ecuación 4.25.
- 5.- Utilizar los métodos siguientes para determinar las características de la nube:
 - a) Método Alternativo.

Cálculo de la magnitud de la nube:

Para efectos de este método se considerarán únicamente gases o vapores que sean más pesados que el aire, los cuales constituyen la inmensa mayoría de los potenciales formadores de nubes explosivas.

La experiencia ha demostrado que una nube explosiva alcanza una altura de hasta 10 pies, por lo cual se considera conveniente esta altura como la general para una nube; debe tenerse mucho cuidado en considerar una altura mayor para gases ligeros, ya que puede provocarse un error en el diámetro de la nube, que tendría como consecuencia la no consideración de mayores efectos o menospreciar los mismos.

El diámetro de la nube se calcula con:

$$D = 22.19 \sqrt{\frac{W}{h_n M V_n}}; \text{ donde } V_n = \frac{LFL + UFL}{2} (100)$$

Ecuación 28.1⁽⁹⁾

Si se considera que la nube tiene 10 pies

$$D = 7.017 \sqrt{\frac{W}{M V_n}}$$

Ecuación 28.2⁽⁹⁾

b) Método de la NFPA.

$$X_{CL} = \frac{4.73 \times 10^{-4} Q}{\pi \sigma_y \sigma_z \dot{U}}$$

Ecuación 4.29

Los límites flamables de plumas o líneas mostradas para límites superior e inferior de explosividad se puede obtener la distancia desde la fuente con la ecuación adaptado con el Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates^(17R).

$$X = X_{CL} \exp \left[-0.5 \left[\left(\frac{z}{\sigma_y} \right)^2 + \left(\frac{y}{\sigma_z} \right)^2 \right] \right]$$

Ecuación 4.30

A nivel de terreno donde $z = 0$ la coordenada y para el límite superior de explosividad es dado por la ecuación 4.31

$$X_{UEL} = X_{CL} \exp \left[-0.5 \left[\left(\frac{Y_{UEL}}{\sigma_y} \right)^2 \right] \right]$$

Ecuación 4.31

De manera similar si $z=0$ entonces la coordenada z para el límite superior de explosividad se resume en la ecuación 4.32

$$X_{UEL} = X_{CL} \exp \left[-0.5 \left[\left(\frac{Z_{UEL}}{\sigma_z} \right)^2 \right] \right]$$

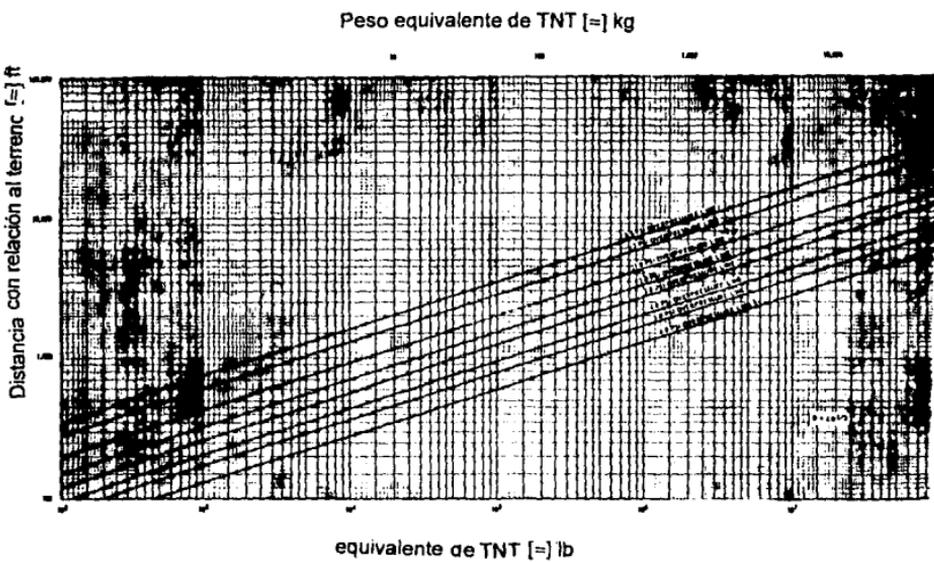
Ecuación 4.32

Reemplazando los valores de X_{UEL} en la ecuación 4.31 y 4.32 con X_{LEL} se pueden calcular los valores de Y_{LEL} y Z_{LEL} .

- 6.- *Determinar la onda de sobrepresión.* Las observaciones experimentales que se han realizado para explosiones de nubes de vapor no confinadas muestran que la magnitud de la sobrepresión (onda de presión) está cerca de una constante dentro de los límites de la nube definida por la extensión del límite de flammabilidad inferior (LFL), una vez que la onda de presión pasa por la nube de vapor, la sobrepresión decae exponencialmente con respecto a la distancia; la sobrepresión en los límites de la nube (a LFL) se determina con la raíz cúbica de la ley de escala y la definición del límite de la nube relativa al centro geométrico de la nube.

Las ondas expansivas producto de una explosión, se expresan en unidades de presión y varían de 0.5 psi a 30 psi; las ondas de mayor presión estarán en una circunferencia cerca del centro de la nube explosiva, mientras que las de menor presión abarcan una circunferencia de diámetro mayor, esta determinación de diámetros también se puede efectuar con base en la gráfica 4.7.

- 7.- Se asume que la onda de presión decae exponencialmente en todas direcciones desde los límites de la nube de vapor.
- 8.- *Determinación del daño.* Para determinar la extensión del daño producido por una nube explosiva se puede utilizar la tabla 4.18. y la gráfica 4.6, la cual se basa en los efectos de las diversas ondas de presión; este riesgo es importante ya que dentro de la circunferencia de onda expansiva de 5 psi existe la certeza de destrucción de tuberías y existe riesgo de incendio, entre las líneas de 3 psi y 5 psi no es definitivo este riesgo pero existe la posibilidad de que ocurra.
- 9.- Determinar las mayores áreas de peligro o daño. Con base en los resultados obtenidos en los puntos anteriormente citados, se puede considerar el espaciamiento y ubicación de equipos de acuerdo con la tabla 4.18 y con los siguientes criterios:
- a) Una nube explosiva originada en un área no deberá cubrir ninguna parte de los mayores edificios o procesos de un área vecina.
 - b) Todos los edificios y equipos mayores de un área deberán estar fuera del radio de una onda expansiva de 3 psi de presión producida por la explosión de una nube en otra área.
 - c) Todos los equipos y edificios que puedan ser afectados por ondas expansivas entre 1 psi y 3 psi deben estar diseñados para resistir el efecto más crítico de este rango, considerando un factor de explosividad de $f = 0.02$.
 - d) Las áreas que estén fuera del alcance de una onda de presión de 1 psi se pueden considerar fuera de peligro.



Gráfica 4.7.- Fuerza explosiva VS. Distancia desde el terreno

Efectos de nubes explosivas en Refinerías.

Estructura o equipo	Onda de presión y efecto
1.- Cuarto de control: Construcción de concreto y estructura de fierro.	0.5 psi - rotura de ventanas. 1.0 psi - deformación de la estructura. 1.5 psi - derrumbe del techo. 3.5 psi - derrumbe de muros de concreto. 10 psi - derrumbe de estructura.
2.- Torres Rectangulares: Estructura de concreto.	5.5 psi - fractura de la estructura de concreto. 7.0 psi - derrumbe de la estructura y la torre.
3.- Torre octagonal: Estructura de concreto.	7.0 psi - fractura de la estructura 7.5 psi - ruptura de encaje de la torre y caída de ella.
4.- Torre fraccionadora: Montada sobre pedestal de concreto.	4.5 psi - aflojamiento de tuercas y anclajes. 7.0 psi - caída de la torre.
5.- Torre de regeneración: Estructura de acero.	5.0 psi - deformación de la columna. 7.0 psi - caída de la torre.
6.- Torre de regeneración: Estructura de concreto.	6.5 psi - fractura de la estructura. 16 psi - derrumbe de la estructura y la torre.
7.- Reactor rectangular de cracking: estructura de concreto.	8.0 psi - fractura de la estructura 12 psi - derrumbe de la estructura y la torre.
8.- Desobutanizador: Montado sobre pedestal y zapatas.	9.5 psi - caída del reactor
9.- Unidad de Recuperadora de vapor: Estructura rectangular de acero.	6.0 psi - derrumbe de la estructura.
10.- Horno de tubos fijos.	1.5 psi - desplazamiento ligero de su posición original. 6.0 psi - caída de la chimenea. 6.5 psi - derrumbe del horno.
11.- Edificio de Mantenimiento.	0.3 psi - caída de techo de asbesto corrugado. 3.0 psi - deformación de la estructura. 5.0 psi - derrumbe de muros de tabique, deformación seria de la estructura. 6.0 psi - derrumbe de la estructura
12.- Torre de enfriamiento de agua.	0.3 psi - caída de lumbres de asbesto corrugado. 3.5 psi - derrumbe de la torre
13.- Tuberías: Soportada por estructuras de acero.	3.5 psi - deformación de la estructura. 6.0 psi - derrumbe de la estructura y rompimiento de la tubería.
14.- Tuberías: Soportada por estructuras de concreto	3.5 psi - fracturas de la estructura. 5.0 psi - derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas.
15.- Tanques de almacenamiento: techo cónico y flotante.	1.5 psi - levantamiento de tanques de vacío. 3.5 a 6.0 psi - levantamiento de tanques llenos y medios llenos dependiendo de su capacidad
16.- Tanques de almacenamiento esféricos.	7.0 psi - deformación de la estructura en tanques llenos. 7.5 psi - deformación de la estructura en tanques vacíos. 9.0 psi - derrumbe de tanques llenos. 9.5 psi - derrumbe de tanques vacíos

Tabla 4.18

A continuación se describirán dos ejemplos para estimar la energía liberada debido a la explosión de una nube de vapor no confinada, de acuerdo a la anterior técnica:

Ejemplo 4.7.- Consideremos la energía que se desprende de 10 m³ de gas almacenado a 20 atm (absolutas) y 30°C. Se asumirá una explosión física, tal como la ruptura de un recipiente a presión; la cantidad de energía liberada cuando el recipiente a presión falla debido a la excesiva presión interna se puede calcular con base en una

expansión adiabática o expansión isotérmica del gas confinado después de la liberación.

Resolución:

Primero se calculará la energía desprendida por la nube de vapor de acuerdo con un cálculo conservador; es decir asumiendo una expansión isotérmica:

$$E = 44.49 V \left[\frac{P_1}{P_0} \right] \left[\frac{T_0}{T_1} \right] R_1' T_1 \ln \left[\frac{P_1}{P_2} \right]$$

sustituyendo los datos en esta ecuación se obtiene:

$$E = \left[44.49 \frac{\text{g} \cdot \text{mol}}{\text{m}^3} \right] \left[10 \text{ m}^3 \right] \left[\frac{20 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right] \left[\frac{273 \text{ }^\circ\text{K}}{303 \text{ }^\circ\text{K}} \right] \left[1.987 \frac{\text{cal}}{\text{g} \cdot \text{mol} \cdot \text{ }^\circ\text{K}} \right] \left[303 \text{ }^\circ\text{K} \right] \ln \left[\frac{20 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right]$$

$$E = 1.446 \times 10^4 \text{ kcal}$$

Como se ha mencionado la energía liberada estándar del TNT es de 1,100 Kcal/Kg, de acuerdo con ello el peso equivalente de TNT es:

$$w = \frac{1.446 \times 10^4 \text{ kcal}}{1,100 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}}$$

$$w = 13.15 \text{ kg}$$

De la tabla 4.18 la mínima sobrepresión para producir el mayor daño estructural es de 13.9 kpa y su valor correspondiente de Z es de 11m/kg^{1/3}. De acuerdo con estos datos se puede calcular la sobrepresión usando la raíz cúbica de la ley de escala como sigue:

$$R_d = \left(11 \frac{\text{m}}{\text{kg}^{1/3}} \right) (13.15 \text{ kg})^{1/3} = 25.96 \text{ m}$$

4.3.- CÁLCULO DE LA ZONA DE DAÑO PRODUCIDO POR FUEGO.

Existen tres elementos del fuego que pueden crear daño en una planta de proceso, ellos son:

- a) Zona de la flama.
- b) Calor de radiación producido por la zona de la flama.
- c) Calor de los productos de combustión.

El equipo y la gente expuesta al fuego se puede dañar o lastimar por el contacto directo con la flama o por la radiación térmica emitida por la misma; dicha radiación, llamada también calor de radiación, es semejante al calor que recibe la tierra del sol; el calor que se recibe cuando se está cerca de una flama es debido a la radiación térmica⁽¹²⁾.

4.3.1.- Flujo de calor radiante producido por una piletta.

La intensidad de calor radiante originado por la flama se puede predecir si se conoce el flujo de calor radiante de la superficie de la flama y el factor de vista entre la flama y el objeto expuesto; frecuentemente se usa la ecuación 4.33 para calcular los niveles de flujo radiante:

$$q = F \tau q_{sm} \left(1 - e^{-b_1 D} \right)$$

Ecuación 4.33

Una flama es un volumen de gases que reaccionan y partículas de hollín, por lo cual es un emisor de radiación volumétrica, más que un simple emisor de superficie; la flama emite energía radiante, los gases y las partículas de hollín absorben parte de esta radiación; el término $(1 - e^{-b_1 D})$ toma en cuenta este efecto; el coeficiente b_1 , es función de la escala de turbulencia de la flama y la longitud de onda de la radiación; se utiliza usualmente un coeficiente de extinción promedio basado en datos de pruebas; algunos resultados que se han obtenido con estas pruebas son: para fuego producido por LNG un valor de 0.180 m^{-1} (0.055 ft^{-1}) y originados por propano 0.682 m^{-1} (0.208 ft^{-1}).

El término $(e^{-b_1 D})$ disminuye cuando el tamaño de la flama se incrementa, e indica que la flama es ópticamente densa y se comporta como un radiador de cuerpo gris.

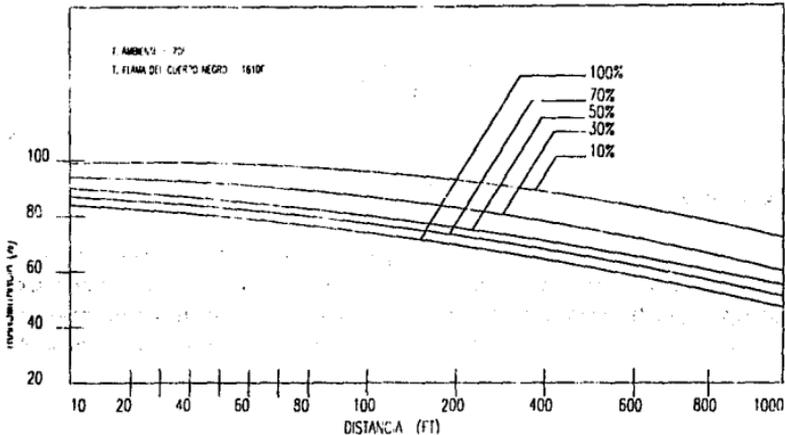
El diámetro de un charco al cual la flama es ópticamente densa es función de las características de la flama; las flamas que son muy humeantes (como el keroseno) son ópticamente espesas a diámetros más pequeños que las flamas más limpias (propano y LNG); Las flamas producidas por LNG y H₂S no son tan luminosas y producen menos radiación térmica que muchos hidrocarburos; por ello se asume que son sólo densas ópticamente sólo para fuegos muy grandes.

Investigaciones sobre fuegos de LPG (60% propano y 40% propileno) y keroseno indican que los diámetros de charcos se incrementan más allá del diámetro requerido para producir una flama ópticamente densa; el flujo efectivo de la superficie de la flama puede disminuir debido a la falta de oxígeno resultando un incremento en la cantidad de humo producido; siendo conservadores, los análisis por radiación de fuego sólo consideran el flujo máximo de la superficie, dicha superficie, para gases licuados se encuentra en el intervalo típico de 110 a 157 kw/m² (35,000 a 50,000 BTU/hr-ft²); el fuego ocasionado por hidrocarburos generalmente humea mucho y tiene un flujo en la superficie, quizá de 63 a 110 kw/m² (20,000 a 35,000 BTU/hr-ft²) y alcanza su máximo en diámetros pequeños.

El vapor de agua en la atmósfera absorbe algo de energía radiante antes de alcanzar su destino; la fracción que se absorbe y la fracción transmitida son función de la humedad absoluta y la longitud entre la flama y el punto destino. la gráfica 4.8 ilustra la relación entre la humedad, el arreglo de la longitud y la transmitancia, asumiendo que la temperatura ambiente es de 21°C dicha humedad se puede expresar como humedad relativa^(9,12).

4.3.2 - Factor geométrico de vista.

El factor geométrico de vista es una constante de proporcionalidad que relaciona la cantidad de radiación térmica emitida por la flama y la cantidad recibida por un objeto que no está en contacto con la flama, dicho factor depende del tamaño, forma, longitud, orientación de la flama, la distancia entre la flama y el objeto y la orientación del objeto con respecto a la flama.



Gráfica 4.8.- Transmitancia atmosférica VS. Longitud y Humedad relativa.

A.- Tamaño de la flama.

La flama producida por un charco o pileta de fuego se puede aproximar por medio de un cilindro de longitud L y diámetro D; para charcos circulares, D es el diámetro y para charcos rectangulares o cuadrados, se utiliza el diámetro equivalente:

$$D_{eq} = 4 \text{ (radio hidraulico)} = \frac{4(\text{area del charco})}{\text{perímetro}}$$

Ecuación 4.34

Si la longitud de un charco rectangular es dos veces más grande que el ancho, se puede realizar una mejor aproximación de la flama asumiendo un prisma rectangular en vez de un cilindro.

La longitud de la flama para charcos de fuego se puede calcular con base en la ecuación dada por Thomas^(12, 9):

$$\frac{L}{D_p} = 42 \left[\frac{m}{\rho_a (g D_p)^{0.5}} \right]^{0.61}$$

Ecuación 4.35

B.- Efecto del viento.

Bajo condiciones de calma, las flamas flotantes producidas por charcos de fuego tienden a elevarse verticalmente; debido a que las flamas tienen un momentum muy pequeño, pueden fácilmente inclinarse en la dirección vertical del viento, el ángulo de inclinación (θ) para grandes flamas flotantes se puede calcular usando la ecuación dada por Welker y Sliepcevic:

$$\frac{\tan \theta}{\cos \theta} = 3.2 \left[\frac{D U \rho_s}{\mu_s} \right]^{0.07} \left[\frac{U^2}{D g} \right]^{0.7} \left[\frac{\rho_s}{\rho_a} \right]^{-0.06}$$

Ecuación 4.36

C.- Cálculo del factor de vista.

Una vez que se han determinado el tamaño de la flama y el ángulo de inclinación se puede calcular el factor de vista geométrico.

El factor de vista geométrico entre dos áreas diferenciales una sobre el objeto (destino) y otra sobre la flama (fuente) se define con base en la siguiente ecuación:

$$dA_1 \rightarrow dA_2 = \frac{\cos \beta_1 \cos \beta_2}{r^2} dA_2$$

Ecuación 4.36.1

La figura 4.6 ilustra el uso de la geometría en el cálculo del factor de vista, la ecuación 4.37 se debe integrar sobre el área efectiva de emisión del área de la flama, A_2 , esto puede ser visualizado como un elemento diferencial sobre el punto destino dA_1 , para obtener el factor de vista:

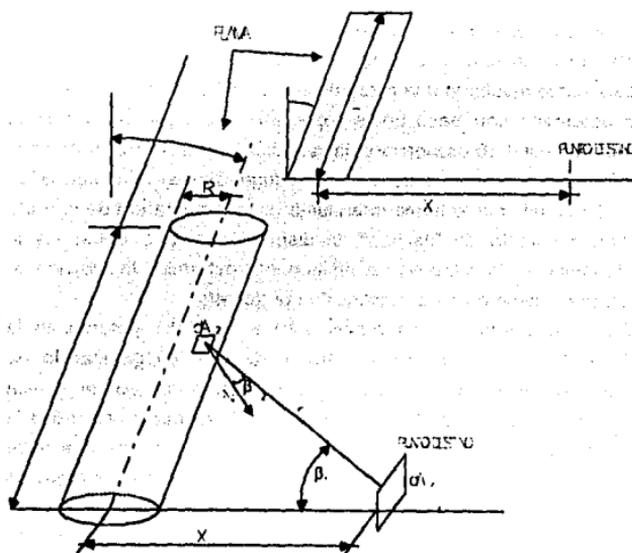


Figura 4.6.- Geometría usada para calcular el factor de vista.

$$F = \int_{A_2} \frac{\cos \beta_1 \cos \beta_2}{r^2} dA_2$$

Los factores de vista dependen sólo de la geometría del sistema flama-destino; existen valores para una gran cantidad de configuraciones simples y están disponibles en las referencias técnicas inherentes al tema, para configuraciones más complejas, el factor de vista se determina usando técnicas iterativas con métodos computarizados.

4.3.3 - Charcos y Tanques con fallas por fuego.

Cuando ocurre una falla catastrófica en el techo de un tanque, se puede decir que se comporta como un charco o pileta; una falla en las paredes, base o tuberías del tanque, dará como resultado una pileta de líquido. El diámetro del charco o pileta usualmente se determina con base en la topografía del lugar; sin embargo cuando el sitio es plano; la tabla 4.19 proporciona la variación del radio del charco con el tiempo, así como el flujo no catastrófico a través de una fuga relativamente pequeña.

La vaporización de un charco forma una pluma; si la temperatura de la pileta se encuentra por arriba del punto de "flasheo"; la dispersión al LFL determina la posición de la fuente de ignición y la dispersión al límite tóxico determina la posición de sitios u objetos con personas, como oficinas, cuartos de control, etc.

Las ecuaciones mostradas en las tablas 4.19 a la 4.20.1 determinan la cantidad de material que se puede evaporar para sustancias criogénicas o no criogénicas sobre el agua a una razón de evaporación constante; sin embargo esta razón no debe ser más grande que la de la razón de fuga; sin embargo, se utiliza la más pequeña de las dos razones obtenidas para estimar la formación de una nube neutra estable y encontrar la distancia al LFL o límite tóxico; sin embargo, las fugas de material criogénico sobre el agua se deben evitar ya que forman nubes muy grandes.

Con materiales criogénicos sobre la tierra, la razón de evaporación rápidamente a medida que el suelo lo va enfriando; para fines de estimación se calcula la cantidad vaporizada en el primer minuto; en la práctica se utiliza la cantidad más baja para fijar las posiciones del LFL y el límite tóxico; a partir del primer minuto, el material o sustancia se vaporiza de manera semejante a un material no criogénico.

Debido a que los tanques y los charcos son fuentes finitas, es necesario corregir el tamaño en los cálculos de dispersión.

Razón de fuga del líquido	$G = C_D \frac{\pi D}{4} \Delta H_{vap} \rho_L \left(\frac{P'_0 - P'_a}{\rho_L} + gH_a \right)^{\frac{1}{2}} \left(\sqrt{2} \right)$ $Q_1 = \frac{GM_a}{M\rho_a}$
Tamaño del charco (Fuga instantánea)	$D_p^2 = D_0^2 + t \left(\frac{128g\delta W_0}{\pi\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}} < \frac{4W_0}{\pi\rho_{L_a}}$
Tamaño del charco (Fuga continua)	$D_p^2 = \left(\frac{512gGt^3}{9\pi\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{4Gt}{\pi\rho_{L_a}} \left. \vphantom{\frac{512gGt^3}{9\pi\rho_L}} \right\} \text{valor más pequeño de } D \text{ o más grande de } t$
Densidad relativa	$\delta = 1 \text{ (terreno); } \delta = 1 - \frac{\rho_L}{\rho_w} \text{ (sobre el agua)}$
Mínima profundidad del charco	hm = 25 mm, arena rugosa 20 mm; tierra cultivable. 10 mm, tierra y grava 5 mm; concreto, piedra. 1.8 mm; agua en calma.
Razón de evaporación para un no criogénico	$Q = \lambda_2 U_e D_p^2 \left(\frac{\pi P_v}{4D_p} \right) \left(\frac{2}{w^2 D_p} \right)^{nc}$ las variables y n dependen del tipo de estabilidad. La razón Q debe ser menor que la razón de fuga.
Evaporación de un criogénico sobre el agua	$G = \frac{\pi D_p^2}{4} h \left(\frac{T_w - T_b}{\Delta H_{vap}} \right); h = 0.6 \frac{Kw}{m^2 \cdot K} \quad Q_1 = \frac{GM_a}{M\rho_a}$ La razón Q_1 debe ser menor que la razón de fuga
Evaporación de un criogénico sobre la tierra	$w_f = \frac{2\beta k}{\Delta H_{vap}} (T_a - T_b) \left(\frac{t}{\pi\alpha} \right) \left(\frac{\pi D_p^2}{4} \right)$ $V = \frac{w_f M_a}{\rho_a M}$ t = valor cuando la razón del criogénico = $\frac{V}{2t}$ = razón de un criogénico $\beta = 1$ Para terreno no poroso, $\beta = 3$ para terreno poroso $\alpha = \frac{k}{\rho_a}$ = difusividad térmica

tabla 4.19.- Ecuaciones.

Substrato	$h/(t\pi)^{1/2} k W_0^{1/2} / m^2 \cdot ^\circ K$
Concreto	1.43
Soil (promedio)	1.42
Soil (arenisca seca)	0.58
Soil (80% de arena y arena)	1.02

tabla 4.19.1.- Ecuaciones.

Distancia al LFL	
Distancia, a, de una fuente virtual	$\sigma_x \sigma_y \sigma_z = \frac{2V}{(2\pi)^{3/2} C_a}$ <p>a (= X) Se encuentra bajo σ_b C_a = Conc. inicial en el centro de la nube. (Se considera 1 v/v para un cálculo conservador)</p>
Distancia, x, dentro del lugar al LFL, C	$\sigma_x \sigma_y \sigma_z = \frac{2V}{(2\pi)^{1.5} C}$ <p>X_v (= X) se encuentra bajo σ_b $X = X_v - a$</p>
Concentración en el limite del lugar	$C_b = \frac{2V}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z}$ <p>σ_b se encuentra con $X = Xb + a$</p>
Distancia, b, desde una fuente virtual.	$\sigma_x \sigma_y \sigma_z = \frac{2V}{(2\pi)^{3/2} C_b}$ <p>b (= X) Se encuentra bajo σ_b</p>
Distancia, X, desde fuera del lugar.	$\sigma_x \sigma_y \sigma_z = \frac{2V}{(2\pi)^{1.5} C}$ <p>$X = X_v - b + X_b$</p>
Coefficientes de dispersión.	$\sigma_x = 0.13x$ $\sigma_z = C_z X^{n_z}$ $\sigma_y = C_y X^{n_y}$
Los valores de C_y , C_z , n_y , n_z , dependen de las condiciones atmosféricas y la superficie del terreno. Una lista completa de ellos se encuentra en (36R)	

tabla 4.20 - Ecuaciones.

	Dentro del lugar	Fuera del lugar
σ_x	0.13X	0.13 X
σ_y	$0.064X^{0.905}$	$0.064X^{0.905}$
σ_z	$0.395X^{0.701}$	$0.200X^{0.760}$
$(\sigma_y \sigma_z)^{1/2}$	$0.159X^{0.803}$	$0.113X^{0.833}$
$(\sigma_x \sigma_y \sigma_z)^{1/3}$	$0.149X^{0.869}$	$0.118X^{0.888}$

tabla 4.20.1 - Ecuaciones.

Ejemplo 4.8.- Encontrar la distancia a la que desaparece la pluma a una concentración segura, fuera de las construcciones a el LFL para una evaporación del tanque del ejemplo de la tabla 4.16 después de que se ha perdido el techo; los casos son:

- Desde el propio tanque.
- Desde un charco no confinado sobre concreto que se ha formado por la fuga de un orificio de 10cm de diámetro en la base del tanque.

Resolución:

Asumiendo un no criogénico:

$$Q = \left(1.7 \times 10^{-3} \text{ m seg}\right) \left(2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}\right) (3.5 \text{ m}) \frac{\pi (1 \text{ atm})}{4 (1 \text{ atm})} \left[\frac{2}{\left(2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}\right)^2 3.5 \text{ m}} \right]^{0.130}$$

$$Q = 0.0254 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

$$\sigma_y \sigma_z = \frac{Q u}{\pi w C_s} = \frac{\left(0.0254 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}\right) (0.5)}{\pi \left(2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}\right) (4 \times 10^{-3})} = 0.51 \text{ m}^2$$

De la tabla 4.20, on site $x=6.49 \text{ m}$ cerca del tanque

sustituyendo σ por $\frac{3.5 \text{ m}}{\sqrt{(2\pi)}}$

$$\text{por lo tanto } \sigma_z = 0.50 \frac{\sqrt{2\pi}}{3.5 \text{ m}} = 0.36 \text{ m}$$

De la tabla 4.20, on site $x = 0.9 \text{ m}$, entonces la longitud efectiva x es de:
 $x = 0.9 \text{ m} + 1.75 \text{ m} = \underline{2.65 \text{ m}}$; es decir muy cerca del tanque.

b) Evaporación desde el charco:

Altura dada en el tanque:

$$H = \frac{(4400 \text{ kg})^4}{\left(683 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right) \pi (3.5\text{m}^2)} = 0.67\text{m}$$

Razón de liberación:

$$G = 0.6 \frac{\pi (0.1)^2}{4} (683) \sqrt{(9.807)(0.67)(2)} = 11.7 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}$$

Razón de liberación volumétrica:

$$Q = \frac{(11.7)(29)}{(1.22)(45)} = 6.16 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

Razón de evaporación:

$$Q = \left(1.7 \times 10^{-3} \text{ m seg}\right) \left(2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}\right) (3.5\text{m})^2 \frac{\pi (1 \text{ atm})}{4(1 \text{ atm})} \left(\frac{2}{\left(2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}\right)^2 3.5\text{m}}\right)^{0.130} = 6.16 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

Diámetro del charco = 66m

Distancia de concentración tóxica segura:

$$\sigma, \sigma_x = \frac{\left(6.16 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}\right) (0.5)}{\pi \left(2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}\right) (4 \times 10^{-1})} = 123.0\text{m}^2$$

De la tabla 4.20; x = 246m si es out side.

Ancho efectivo

$$\sigma_y = 9.3\text{m}; \frac{D_p}{\sqrt{(2\pi)}} = 26\text{m}$$

Así que la corrección necesaria para el ancho efectivo de la fuente:

$$\sigma_y = \frac{123}{26} = 4.70\text{m}$$

De la tabla 4.20; se obtiene $x=34\text{m}$; of site 63m

Así que, on site, desde el centro del charco es $x = 33 + 34 = 67\text{m}$.

y el of site efectivo es de $33\text{m} + 63\text{m} = 96\text{m}$.

Distancia al LFL;

$$\sigma_y, \sigma_z = \frac{\left(6.16 \frac{\text{m}^1}{\text{seg}}\right)(0.5)}{\pi \left(2 \frac{\text{m}}{\text{seg}}\right)(0.0355)} = 27.62\text{m}^2$$

De la tabla 4.20; $x = 100\text{m}$ si esta en outside site.

$$\sigma_y = 4.0\text{m}; \frac{D_p}{\sqrt{(2\pi)}} = 26\text{m}$$

Así que la corrección necesaria para el ancho efectivo de la fuente:

$$\sigma_z = \frac{27.62}{26} = 1.0\text{m}$$

$x = 4.0\text{m}$ para on site.

Desde el centro del charco $x = 4 + 33 = 37\text{m}$

similarmente $x = 41\text{m}$ para off site.

Tiempo de esparido ignorando la evaporación:

$$66^2 = \frac{4(1.7)(t)^3}{\pi(683)(0.005)} = 1.001 \text{ seg} = \text{tiempo aplicable.}$$

Nota: Sin embargo, el mínimo tiempo de descarga es de 377seg así que no significa que el charco alcance los 66m; por lo cual los efectos son menos severos que los calculados.

A continuación se muestra cómo calcular la dimensión e intensidad de un charco o pileta de fuego y se presenta un ejemplo de aplicación, de análisis de este tipo de daño:

Ejemplo 4.9.- Encontrar el tamaño de la flama y la distancia a varios flujos de calor críticos, de acuerdo con los datos del ejemplo de la tabla 4.16 después de la pérdida del techo del recipiente; el fuego resultante es:

- a) Desde el tanque.
- b) Desde el charco formado en una superficie de concreto.

Secuencia de cálculo	Cálculo
1.- Masa velocidad de combustión:	$m = 1.3 \times 10^{-4} \rho_L \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{vap}}$
2.- Razón de combustión:	$m \frac{D_p^2}{4} \leq G$
3.- Altura de la flama	$\frac{L}{D_p} = 42 \left[\frac{m}{\rho_a (g D_p)} \right]^{0.61}$
4.- Area de la flama:	$A = \pi D_p L$
5.- Flujo de calor radiado	$I_o = \frac{m \Delta H_c F}{\left(\frac{4L}{D_p} \right)}$
6.- Flujo de calor recibido	$I = \Phi I_o$
7.- Factor de Configuración (end on)	$\Phi_F = \frac{1}{1 + \frac{4}{D_p^2} \left[(x^2 + z^2)^{\frac{1}{2}} \cdot L \right]^2}$
8.- Factor de Configuración (side on)	$\Phi_S = \frac{1}{1 + \frac{\pi}{D_p L} \left[(x^2 + z^2 - \frac{L^2}{4})^{\frac{1}{2}} \cdot \frac{D_p}{2} \right]^2}$
9.- Limite de Flama	$X^2 - Z^2 \leq L^2$

tabla 4.21

a) Desde el tanque.

Masa velocidad de combustión:

$$m = 1.3 \times 10^{-4} \left(623 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \left(\frac{35300 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}}{623 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}} \right) = 0.050 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^2}$$

Razón de combustión:

$$G = \left(0.050 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^2} \right) \frac{\pi(3.5\text{m})^2}{4} = 0.481 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}$$

Tiempo de combustión:

Para 4.4 Ton. remanentes; después de que se produjo el "flasheo"

$$t = \frac{W}{G} = \frac{4400 \text{ Kg}}{\left(0.481 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}} \right) \left(3600 \frac{\text{seg}}{\text{h}} \right)} = 2.54 \text{ hrs}$$

Altura de la flama:

$$L = (3.5 \text{ m}) \left(42 \right) \left[\frac{0.05 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^2}}{\left(1.22 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \left[\left(9.807 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2} \right) (3.5\text{m}) \right]^{1/2}} \right]^{0.61}$$

$$L = 7.12\text{m}$$

Area de la flama:

$$A = \pi(7.12\text{m})(3.5\text{m}) = 78.3 \text{ m}^2$$

Calor Emitido o Irradiado:

$$I_o = \frac{\left(0.05 \frac{\text{Kg}}{\text{segm}^2}\right) \left(35300 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}\right) (0.2)}{\frac{4(7.12\text{m})}{3.5\text{m}}} = 43.38 \frac{\text{KJ}}{\text{seg m}^2} = 43.38 \frac{\text{Kw}}{\text{m}^2}$$

Cálculo del factor de configuración (end-on)

$$\Phi_F = \frac{1}{1 + \frac{4}{(3.5\text{m})^2} \left[(x^2 + z^2)^{\frac{1}{2}} - 7.15 \right]^2}$$

Reacomodando y despejando a x^2 .

$$x^2 = \left[7.15 + 1.75 \left(\frac{1}{\Phi_F} - 1 \right)^{\frac{1}{2}} \right]^2 - z^2$$

Igualmente, calculando el factor de configuración (side-on)

$$\Phi_S = \frac{1}{1 + \frac{\pi}{(3.5\text{m})(7.15\text{m})} \left[\left(x^2 + z^2 - \frac{(7.15\text{m})^2}{4} \right)^{\frac{1}{2}} - \frac{(3.5\text{m})}{2} \right]^2}$$

Despejando a x^2

$$x^2 = \left[1.75 + 2.82 \left(\frac{1}{\Phi_F} - 1 \right)^{\frac{1}{2}} \right]^2 - z^2 + 12.78$$

Límite de flama:

$$\underline{x^2 = 7.15^2 - z^2 = 51.12 - z^2}$$

A continuación se calculará la distancia crítica al cual afecta un flujo de calor determinado:

Se proporciona una lista de *I*, para diferentes situaciones y dividiendo *I* / *Io* se obtiene el factor de configuración correspondiente; el cual sustituyendo en la ecuación correspondiente se obtiene la distancia a diferentes condiciones:

Elemento	Flujo de calor Kw/m ²	Factor de Configuración <i>I</i> / <i>I</i> ₀	Distancia horizontal desde el centro del tanque (m)		
			Nivel con el centro de la flama (z = 3.6m)	Nivel con la orilla del tanque (z = 0)	Sobre el terreno (z = 3.6m)
Límite de Flama	43.38	1	6.23	7.15	6.23
Tanques con trinchera ¹	38.0	0.88	6.97	7.80	6.97
Construcciones especiales ¹	25.0	0.58	7.90	8.64	7.90
Construcciones normales ¹	14.0	0.32	9.05	9.70	9.05
Vegetación ¹	12.0	0.28	9.32	9.96	9.32
Rutas de escape ¹	6.0	0.14	10.94	11.49	10.94
emergencia para personal ¹	3.0	0.069	13.12	13.58	13.12
Cables de plástico ¹	2.0	0.046	14.71	15.12	14.71
Personal ²	1.5	0.035	16.57	16.94	16.57

tabla 4.22

b) Desde el charco formado en una superficie de concreto.

Masa velocidad de combustión:

$$m = 1.3 \times 10^4 \left(623 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \left(\frac{35300 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}}{623 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}} \right) = 0.050 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^2}$$

Razón de combustión:

$$G = 11.7 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}, \text{ resultado obtenido del ejemplo anterior.}$$

Area del charco o pileta:

$$\text{Area} = \frac{G}{m} = \frac{11.7 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}}{0.05 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^2}} = \frac{G}{m} = \frac{11.7 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}}{0.05 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^2}} = 234.0 \text{ m}^2$$

Diámetro = 17.23m

Razón de combustión: $G = 11.7 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}$

Altura de la flama:

$$L = (17.23 \text{ m})^{0.61} \left[\frac{0.05 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^2}}{\left(1.22 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \left[\left(9.807 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2} \right) (17.23 \text{ m}) \right]^{1/2}} \right]$$

$$L = 21.57 \text{ m}$$

Area de la flama:

$$A = \pi (21.57 \text{ m})(17.23 \text{ m}) = 1167.6 \text{ m}^2$$

Calor Emitido o Irradiado:

$$I_o = \frac{\left(0.05 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^2} \right) \left(35300 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right) (0.2)}{4 \frac{(21.57 \text{ m})}{17.23 \text{ m}}} = 70.49 \frac{\text{KJ}}{\text{seg m}^2} = 70.49 \frac{\text{Kw}}{\text{m}^2}$$

Cálculo del factor de configuración (end-on)

$$\Phi_F = \frac{1}{1 + \frac{4}{(17.23\text{m})^2} \left[(x^2 + z^2)^{\frac{1}{2}} - 21.57\text{m} \right]^2}$$

Reacomodando y despejando a x^2 .

$$x^2 = \left[21.57 + 8.62 \left(\frac{1}{\Phi_F} - 1 \right)^{\frac{1}{2}} \right]^2 - z^2$$

Igualmente, calculando el factor de configuración (side-on)

$$\Phi_S = \frac{1}{1 + \frac{\pi}{(17.23\text{m})(21.57\text{m})} \left[\left(x^2 + z^2 - \frac{(21.57\text{m})^2}{4} \right)^{\frac{1}{2}} - \frac{(17.23\text{m})}{2} \right]^2}$$

Despejando a x^2

$$x^2 = \left[8.62 + 10.88 \left(\frac{1}{\Phi_F} - 1 \right)^{\frac{1}{2}} \right]^2 - z^2 + 116.3$$

Límite de flama:

$$\underline{x^2 = 21.57^2 - z^2 = 465.26 - z^2}$$

Elemento	Flujo de calor Kw/m ²	Factor de Configuración I / I ₀	Distancia horizontal desde el centro del tanque (m)	
	1.- End-on 2.- Side-on		Nivel con el centro de la flama [z = 10.79m]	Sobre el terreno [z = 0m]
Límite de Flama	70.49	1	18.68	21.57
Tanques con trincheras ¹	38.0	0.54	27.49	29.52
Construcciones especiales ¹	25.0	0.35	31.52	33.31
Construcciones normales ¹	14.0	0.20	37.28	38.81
Vegetación ¹	12.0	0.17	39.16	40.62
Rutas de escape ¹	8.0	0.085	48.87	49.85
emergencia para personal ¹	3.0	0.043	61.29	62.24
Cables de plástico ²	2.0	0.028	71.55	72.35
Personal ²	1.5	0.021	82.91	83.61

tabla 4.23

Tiempo de extinguiendo (ignorando combustión)

$$(17.2m)^2 = \frac{\left(512 \left(9.807 \frac{m}{seg}\right) \left(11.7 \frac{Kg}{seg m^2}\right) (t^3)\right)^{\frac{1}{2}}}{\pi(9) \left(683 \frac{Kg}{m^3}\right)}$$

t = 69seg = tiempo aplicable.

Nota: El flujo se reducirá hasta que el tanque se vacie, por lo tanto, los efectos del tamaño del charco o piletta y el fuego disminuirá conforme transcurre el tiempo.

4.3.4.- Criterios de daños e injurias para la radiación de calor

^(50.9)La flama que se produce cuando se queman materiales son extremadamente calientes y liberan gran cantidad de energía térmica; los objetos y las personas que están en contacto directo con la flama se pueden dañar seriamente.

Las personas y objetos fuera del alcance de la flama también se pueden afectar por la radiación de calor emitida por la flama; la extensión del daño o injuria depende de la razón a la cual el calor se transfiere del objeto a la persona y el tiempo de exposición. la tabla 4.24 muestra los niveles de flujo de calor requerido para causar varios tipos de daño a diferentes materiales e ilustra la forma en que puede usarse esta información.

El flujo de calor requerido para la ignición de muchos polímeros sintéticos se encuentran en el mismo rango que la madera, algunos otros polímeros son más resistentes a los efectos del calor.

El flujo para exposición de personal en forma continua incluye flujo de radiación solar y es para actividades secundarias.

La aclimatación o exposición intermitente eleva un poco la exposición permisible. La radiación solar alcanza valores altos de 0.945 a 1.008 kW/m² bajo condiciones climáticas severas, la ropa especial puede ofrecer una protección significativa al personal.

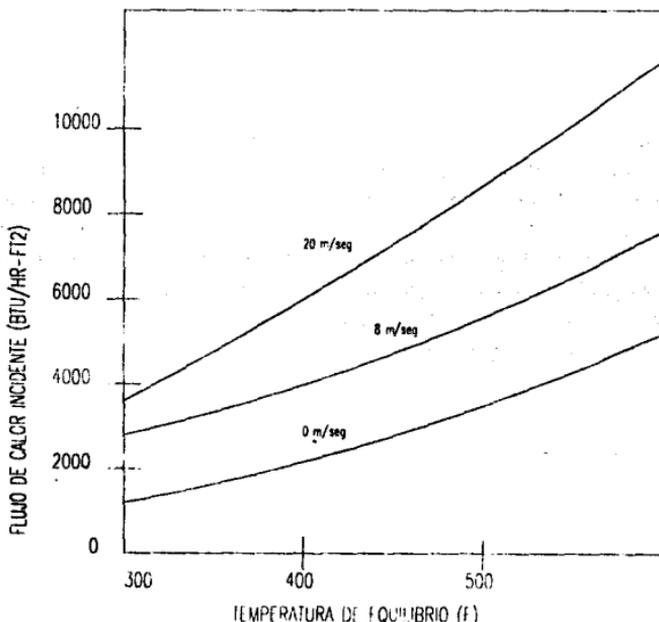
Se puede aproximar la máxima temperatura de grandes partes de equipo asumiendo que toda el energía radiante se pierde en la superficie por convección y radiación a régimen permanente; la gráfica 4.9 ilustra los efectos de la velocidad del viento sobre el equilibrio de la temperatura de un trozo de metal expuesto a radiación de calor, la figura se basa en la ecuación y asume que la absorbancia es igual a la emisión de un trozo de metal que no esta aislado por el lado contrario. La estructura del metal se debilita al calentarse, la gráfica 4.9 muestra la radiación de calor incidente requerido para elevar la temperatura del metal hasta un limite de 17 a 32 kW/m² dependiendo de la velocidad del viento⁽⁵⁰⁾.

Condiciones de daño	Flujo irradiado	
	Btu/hr-ft ²	KW/m ²
Ignición espontánea de la madera, flujo mínimo	20,000	63.1
Ignición piloteada de madera, 1 minuto de exposición	12,000	37.8
Acero estructural debilitado, exposición prolongada	7,000	22.1
Ignición piloteada de madera, flujo mínimo (máximo permisible para tanques de LPG)	4,000	12.5
Quemaduras en la piel, 30 segundos de exposición	1,600	5.0
Exposición continua de personal	440	1.4
Exposición límite de acuerdo con 40 CFR 193.		
a) Áreas ocupadas por 20 o más personas durante uso normal	1,000	5.0

Tabla 4 24.- Criterios de daños para flujo de calor irradiado. (Continuación)

b) Construcciones usadas para residencias u ocupadas por 20 o más personas durante uso normal.	4,000	12.6
c) Construcciones elaboradas con materiales de celulosa, no resistentes al fuego o no provistos de materiales durables contra la radiación térmica, tales como: construcciones que tienen un excepcional valor histórico, materiales que contengan explosivos materiales altamente inflamables, materiales el cual la nube que producen tiene un alto contenido calorífico.	4,000	12.6
d) Estructuras que tienen resistencia al fuego y tienen una protección contra la radiación térmica.	6700	21.1
e) Calles, autopistas, y líneas principales de ferrocarril	6700	21.1
f) Otras estructuras encerradas, altamente resistentes.	10, 000	31.5

Tabla 4.24.- Criterios de daños para flujo de calor irradiado. (Continuación)



Gráfica 4.9.- Relación entre la T del metal y el flujo de calor incidente para varias vel. del viento.

4.4.- CÁLCULOS DE LA ZONA DE DAÑO POR BLEVE

Un BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion) se puede definir como una falla mayor de un recipiente cuando el líquido contenido se encuentra a una temperatura arriba de su punto de ebullición a presión atmosférica; esta definición no incluye la causa de la falla del recipiente o las propiedades físicas y químicas del contenido del mismo; para el propósito de esta sección se analizarán los BLEVE que involucran recipientes a presión que contienen gases licuados⁽¹²⁾.

4.4.1.- Causas de BLEVES.

Un BLEVE de un recipiente a presión es común si éste no es lo suficientemente fuerte para contener la presión que hay en su interior; esto puede ocurrir debido a una presión interna excesiva o porque la resistencia del mismo se ve reducida debido al calentamiento o daño mecánico; ocurriendo entonces una ruptura violenta cuando la presión interna del recipiente se iguala con la presión instantánea de explosión.

Existen diferentes tipos de BLEVE y que a continuación se analizan:

A.- BLEVE térmicamente inducido.

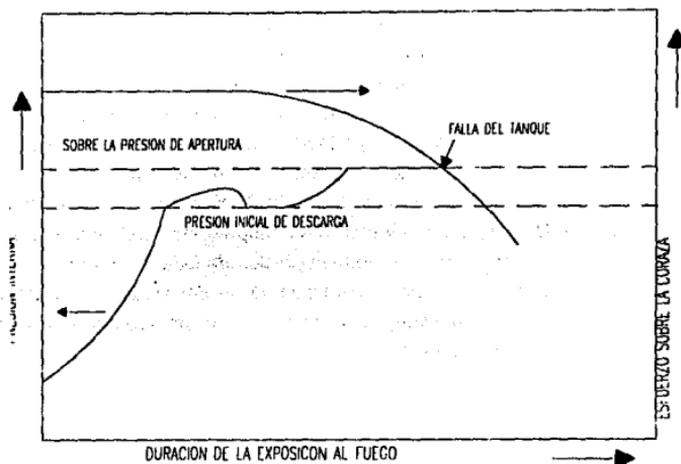
Este es el tipo más común de BLEVE y ocurre cuando un recipiente a presión se llena parcialmente con un líquido y éste es expuesto a fuego, generalmente el evento se produce de la siguiente manera:

- a) Un recipiente a presión (por ejemplo: un tanque de almacenamiento presurizado), se llena parcialmente con líquido y este es sujeto a un alto flujo de calor debido a fuego.
- b) La temperatura del líquido se empieza a incrementar, causando un aumento en la presión interior del tanque; cuando éste alcanza la presión de ajuste de la válvula de seguridad, la válvula abre y empieza a ventear vapor (o líquido) al exterior.

- c) De acuerdo con el suceso anterior, la temperatura en la porción de la coraza del tanque que no está en contacto con el líquido (espacio vacío) se incrementa dramáticamente.
- d) El calor debilita la coraza del tanque alrededor del espacio vacío y entonces se induce un esfuerzo térmico en la coraza del tanque cerca de la interfase vapor/líquido.
- e) El esfuerzo inducido térmicamente, entonces debilita el tanque con el calor y ello combinado con la alta presión interna del tanque causan una ruptura violenta súbita en el tanque.
- f) Los fragmentos del tanque se impulsan a los alrededores donde está ubicado el tanque con una gran fuerza.
- g) Gran cantidad del líquido remanente sobrecalentado se vaporiza extremadamente rápido debido a la liberación de presión y el resto es atomizado mecánicamente en pequeñas gotas debido a la fuerza de la explosión; entonces se crea una "bola de fuego" al quemarse vapor y líquido.

La relación entre presión, fuerza de la coraza y el tiempo para este tipo de BLEVE térmicamente inducido se ilustra en la gráfica 4.10; nótese que esta figura es sólo hipotética y no representa a algún líquido en particular, tanque, fuego o válvula de seguridad; la figura ilustra cómo se incrementa la presión con el paso del tiempo al seguir la exposición con el fuego y cómo el esfuerzo de la parte más caliente del tanque disminuye cuando la temperatura del tanque se incrementa por la exposición prolongada con el fuego, cuando la presión se incrementa lo suficiente para alcanzar la presión de ajuste de la válvula de seguridad, algo de vapor o líquido se ventea a la atmósfera y la presión se eleva a una razón más lenta; es posible que la presión disminuya después que se ha venteadado algo del contenido lo cual permite reajustar la válvula de seguridad.

En algunos casos, al transcurrir el tiempo, se puede alcanzar un punto donde la válvula de seguridad ventea una gran cantidad de contenido y se mantiene la presión del tanque cerca de la apertura total de la válvula de seguridad; de acuerdo con esto, la porción de la coraza que no está en contacto con el fuego disminuye en su esfuerzo cuando la temperatura se incrementa, el esfuerzo en la coraza sigue disminuyendo hasta alcanzar el punto donde la presión de quemado es igual a la presión interna del tanque, en este instante existe la posibilidad de una ruptura violenta del tanque.



Gráfica 4.10.- Relación hipotética entre el esfuerzo, la presión y el tiempo para tanques expuestos a fuego.

La razón a la cual la presión interna se incrementa y el esfuerzo en la coraza disminuye es función de muchas variables: tamaño de la flama, intensidad del fuego, nivel del líquido en el tanque, características de la presión de vapor como función de la temperatura del líquido dentro del tanque, etc. obviamente son muchas variables, que no permiten generalizar las situaciones que relacionan el tiempo de exposición de fuego requerido para causar un BLEVE de este tipo; sin embargo una cosa es segura, una válvula de seguridad, no es por sí misma suficiente para prevenir un BLEVE inducido térmicamente; la Gráfica 4.10 muestra que una válvula de seguridad mejora el funcionamiento de un tanque a presión, pero la ruptura del tanque es ocasionado por el debilitamiento de su estructura. ⁽¹²⁾

B.- BLEVE mecánicamente inducido.

Un segundo tipo de BLEVE es el que se produce por el daño mecánico a un tanque o recipiente; en algunos casos, el daño hecho a un tanque a presión de gas licuado en un accidente de transportación es suficiente para causar una falla catastrófica inmediata del tanque; en otros casos, el daño a un recipiente es menor,

pero el daño impuesto por el esfuerzo mecánico es suficiente para causar una falla catastrófica posteriormente, en tal caso el BLEVE puede ocurrir sin la presencia de fuego y es seguido en ocasiones por una bola de fuego.

Este tipo de BLEVE es muy raro en tanques de almacenamiento, pero es muy común en accidentes de transportación, debido a que el daño mecánico que puede ocurrir en un tanque durante un accidente no se reporta en ocasiones o es considerado insignificante, por lo cual es particularmente insidioso; se han reportado casos donde los BLEVE ocurren varios días después del accidente, este retraso del BLEVE parece ser el más común cuando la porción dañada mecánicamente del tanque incluye un cinturón circunferencial ceñido que se ha debilitado por el accidente, esta situación produce un esfuerzo que puede arrastrarse hasta que una falla ocurre, sin un incremento en la presión interna⁽¹²⁾.

C.- BLEVE de presión inducida.

Este tipo de BLEVE puede ocurrir si se permite que un recipiente se llene completamente con líquido, se eleva la temperatura y no hay válvula de seguridad o la capacidad de la presión de relevo no es suficiente para contener la presión interna del tanque y excede el esfuerzo permisible para el tanque; este tipo de BLEVE puede ocurrir sin la presencia de fuego y puede ser o no seguido por una bola de fuego.

Los BLEVE de este tipo han ocurrido en varios accidentes involucrando cilindros pequeños de LPG de uso doméstico, en muchos países estos cilindros no tienen válvulas de relevo de presión porque son usados en interiores: para recipientes con válvulas de seguridad, este tipo de BLEVE rara vez ocurre debido a las restricciones en la cantidad de gas licuado que se permite dentro del recipiente y por los requerimientos de tamaño de la presión de relevo para cilindros y recipientes⁽¹²⁾.

4.4.2.- Daños ocasionados por un BLEVE.

Un BLEVE puede ocasionar cuatro tipos principales de daños:

- 1) Sobrepresión.
- 2) Objetos volando "metralla".
- 3) Partes de tubos volando "cohetes".
- 4) Bolas de fuego.

Hay dos fuentes de sobrepresión que ocasionan ruptura cuando un tanque contiene gases licuados bajo presión, una de ellas es la expansión del vapor que está presente en el tanque y la otra es el "flasheo"; por ejemplo: el cambio rápido de líquido a vapor de líquido sobrecalentado de un tanque, la expansión adiabática del vapor produce una gran sobrepresión que depende de la relación de volumen de líquido y vapor dentro del tanque al momento de la ruptura y el grado de sobrecalentamiento.

Hay varios métodos para calcular la sobrepresión que sigue a la falla de un tanque; los métodos se basan en consideraciones teóricas, evidencias de accidentes ocurridos de BLEVE, tales métodos sobreestiman las zonas de daños relacionadas con la sobrepresión; es una buena práctica considerar que es suficientemente probable que se realice un BLEVE causado por un recipiente vecino, si se encuentra a pocos metros y es posible la falla de la tubería conectada al recipiente, lo cual empieza a propagar el accidente; en algunos eventos varias personas a 30 m del tanque cuando se produce un BLEVE han sobrevivido, ciertamente son golpeados por la onda de sobrepresión, pero han escapado a serios daños (particularmente si usan ropa de protección); las piezas de metal de un tanque que son proyectadas cuando hay una ruptura son difíciles de contabilizar.

Se pueden realizar cálculos de la cantidad de energía liberada cuando ocurre una ruptura; sin embargo, es incierto cuanta energía se transmite a las piezas metálicas del tanque, tamaño y peso de los fragmentos, etc.

Se han recopilado datos de las distancias recorridas por los fragmentos lanzados por un BLEVE de LPG en un carro-tanque de un ferrocarril^(4R); estos datos muestran que los grandes pedazos que contenían más de la mitad de 125m³ de contenidos del tanque fueron impulsados como cohetes a una distancia de 460m o más desde donde se encontraba el ferrocarril (un carro tanque pesa alrededor de 40 toneladas), los fragmentos pequeños causan severos daños o injurias, inclusive muertes a varios miles de pies.

Un análisis de la localización de los fragmentos que siguen a una explosión de BLEVE recomiendan que todas las personas dentro de un radio de 610m del tanque sean evacuadas; este análisis muestra que sólo 5% de los fragmentos viajan a mayor distancia; también se ha calculado que si el área de 610m es evacuada la probabilidad de muerte es de 0.01 por accidente; el NFPA Handling Materials Transportation Emergencies, recomienda evacuar a una distancia de 760 m.

El reporte de TNO del accidente de LPG sucedido en San Juan Ixhuatepec, México, D.F., muestra que los fragmentos de varios recipientes de LPG viajaron a una

distancia mayor que la que se ha reportado por cualquier otro tipo de BLEVE, un segmento de un gran tanque de 36m³ viajó aproximadamente 1200m.

Otro daño presentado por un BLEVE de un tanque a presión que contiene gases licuados es una bola de fuego creada por la combustión de la mezcla de vapor y líquido que se dispersa explosivamente debido a la súbita ruptura del tanque; la súbita expansión de vapor comprimido y la gran cantidad de vapor producido por el "flasheo" de líquido se combina para crear una gran bola de fuego de partículas líquidas y vapor; el calor que se genera por el quemado del líquido y vapor disperso ocasiona un poderoso elemento térmico que interactúa con la mezcla de combustible/aire creando un incremento constante en forma toroidal llamado "bola de fuego".

Varios investigadores han desarrollado relaciones empíricas para estimar el tamaño de la bola de fuego creada por un BLEVE; el tamaño y duración de la bola de fuego se puede calcular con base en relaciones empíricas desarrolladas por Hardee, Lee y Strehlow, Baker; dichas relaciones se muestran a continuación en las ecuaciones 4.37 a la 4.40:⁽¹²⁾

$$d = 5.55 W^{0.33}$$

$$t = 0.30 W^{0.33}$$

Ecuación 4.37

$$d = 14.0 W^{0.33}$$

$$t = 0.23 W^{0.33}$$

Ecuación 4.38

Si se asume que 95m³ de propano se involucran en un BLEVE, el peso del propano es de 48,040 kg, por lo cual la bola de fuego será de aproximadamente 200m de diámetro y tendrá una duración aproximada de 11 segundos.

La TNO utiliza fórmulas similares para calcular la duración y diámetro de la bola de fuego, estas fórmulas son el promedio de otras seis fórmulas sencillas desarrolladas por otros investigadores y se muestran a continuación:

$$d = 6.48 W^{0.325}$$

$$t = 0.852 W^{0.26}$$

Ecuación 4.39

$$d = 16.4 W^{0.325}$$

$$t = 0.694 W^{0.26}$$

Ecuación 4.40

Usando la misma cantidad de propano que en el ejemplo anterior, el diámetro calculado es de 215m y tiene una duración de 14 segundos aproximadamente.

Los datos de las fórmulas desarrolladas por TNO comparadas con los reportados en el incidente de LPG en México y además adicionando los hechos por Hardee y Lee proporcionan una aproximación bastante razonable.

Los efectos de la radiación de calor debido a una bola de fuego sobre un efecto a nivel del terreno son difíciles de predecir adecuadamente, aunque el diámetro máximo y duración de la bola de fuego se pueden calcular, el tamaño de la misma y su localización varía constantemente, dado que el flujo de calor a el objeto no es constante y varía con el tiempo; en muchos casos, el área debajo de la bola de fuego esta sujeta a un contacto suficiente de la flama con la misma en las primeras etapas causando la ignición de combustibles ordinarios; el daño estructural a objetos no combustibles son mínimos, debido a que la bola de fuego esta en contacto por sólo unos segundos; el daño potencial y zonas afectadas por la radiación térmica se debe basar en la intensidad de la radiación y el tiempo de exposición.

Existen películas de BLEVE que muestran que la bola de fuego crece rápidamente a su máximo tamaño y permanece en este tamaño por un periodo corto de tiempo, después se eleva y se disipa con el aire; no existen correlaciones disponibles para definir la razón de elevación de la bola de fuego después de alejarse desde el nivel del terreno; sin embargo, la distancia desde el nivel del terreno hasta la porción principal de la bola de fuego se incrementa rápidamente durante este periodo de tiempo, la intensidad de la radiación recibida por los objetos a nivel del terreno decrece rápidamente; así que esta porción de vida del BLEVE se puede ignorar sin afectar seriamente la aproximación en la predicción del flujo de calor; en el análisis se asume que la bola de fuego alcanza su tamaño máximo instantáneamente (esto se compensa parcialmente por la pérdida de radiación después que se ha originado la bola de fuego).

Para determinar las consecuencias de un BLEVE debido a la radiación térmica, se calcula el flujo de calor integrado desde el tiempo inicial hasta la máxima elevación de la bola de fuego; la ecuación que se utiliza para determinar el flujo térmico desde la bola de fuego es.

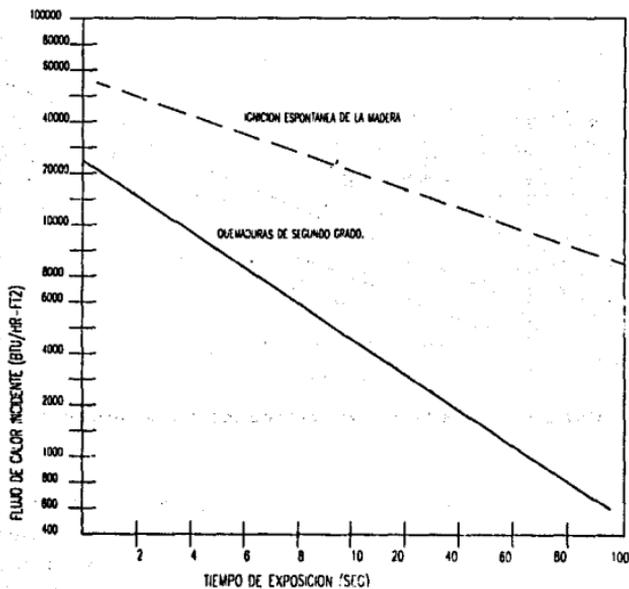
$$q_s = q_s F \tau$$

Ecuación 4.41

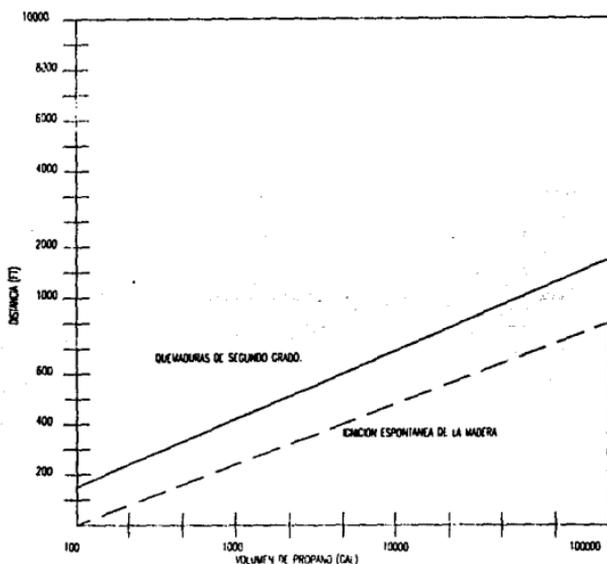
El flujo de la superficie; q_s , frecuentemente se toma como el flujo resultante de la radiación de un cuerpo negro a la temperatura de flama adiabática de la bola de fuego, sin embargo, la superficie de la bola de fuego se espera que sea a una temperatura más baja que la temperatura de flama adiabática debido al enfriamiento del aire del ambiente que se mezcla con el gas quemado; esta mezcla tiene la temperatura más baja en la superficie y subsecuentemente el flujo de la superficie usado en la ecuación 4.41.

Después que la ecuación 4.41 se ha integrado, el flujo resultante se puede comparar con los niveles de daño conocido para evaluar los efectos potenciales a varias distancias del lugar del BLEVE; un criterio común usado para evaluar los efectos sobre el ser humano es la cantidad de radiación térmica requerida para producir quemaduras de segundo grado sobre la piel; la gráfica 4.11 muestra el flujo requerido para producir quemaduras de segundo grado como una función del tiempo de exposición, en la gráfica 4.12 la distancia para producir quemaduras de segundo grado, se gráfica contra el volumen de propano involucrado en el BLEVE, en el análisis de estas predicciones, se asume que una persona expuesta a la bola de fuego no intenta protegerse de la misma; cuando el calor que proviene de una flama caliente a una persona, la reacción natural es buscar refugio debido a la fuente de calor; como un árbol, una construcción o equipo de proceso, proporciona una protección significativa contra la bola de fuego, así que la gráfica 4.12 presenta el peor caso.

El curso de la NFPA, *Handling Hazardous Materials Transportation Emergencies*^(36R), estima que el "flash" a nivel de terreno y la bola de fuego de un BLEVE en un carro tanque de ferrocarril, puede potencialmente causar quemaduras a personas a 305 m desde el tanque; el tiempo en el cual la acción correctiva y la evacuación debe tomar lugar es entre 10 y 30 minutos después de que la flama inicial entra en contacto con el recipiente; aunque esta situación aplica a carros-tanques de ferrocarril, es razonable esperar un comportamiento similar para tanques de almacenamiento de LPG de tamaño similar y que estructuralmente se encuentran en buenas condiciones; sin embargo se debe notar que el calor de un BLEVE inducido ocurre sólo después de 3 minutos de estar en contacto con la flama.



Gráfica 4.11.- Criterios de daños e injurias por un BLEVE.



Gráfica 4.12.- Zonas de daño e injurias causadas por un BLEVE de un tanque de propano..

El flujo de calor radiante se puede usar para evaluar el potencial para iniciar fuego en estructuras secundarias de madera, si la madera recibe suficiente flujo de calor calor radiante, empieza la pirólisis (descomposición debido al calor) y liberación de gases flamables que pueden causar ignición por la energía radiante; tal es el caso de las quemaduras de segundo grado, el flujo de calor radiante para causar ignición no controlada de la madera no es una constante, pero depende del tiempo; la ecuación 4.42 ilustra la relación entre tiempo de exposición y la incidencia de flujo de calor radiante para una tira de madera de 1" de espesor; esta fórmula empírica es el resultado de experimentos de ignición no controlada de varios tipos de madera^(12,9).

$$Q_u = \frac{k_{cte}}{t^{0.4}}$$

CAPÍTULO 5: CUANTIFICACIÓN DE RIESGOS

Las condiciones de vida y trabajo, involucran riesgo; así que la cuestión no es: ¿Es seguro?, sino ¿Es razonablemente seguro?; ¿Una Planta debe ser tan segura como manejar un automóvil, el cual tiene una probabilidad de mortalidad de 1/4000? o ¿Debe ser tan segura como volar en un aeroplano con una probabilidad de muerte de 1/100,000?.

W.J. Kelley.

5.- CUANTIFICACIÓN DE RIESGOS.

Los datos obtenidos en los cálculos de las zonas de daño que se analizaron en el capítulo 4, se combinan con la probabilidad de que ocurra un incidente en tales zonas, condiciones climáticas del lugar, terreno local, datos de población y fuentes de ignición para estimar el número de fatalidades esperadas y determinar el daño específico en la planta para cada caso de falla, asumiendo que se puede presentar cada una de ellas ; los resultados de este análisis se combinan con la probabilidad anual de ocurrencia para cada caso y se obtienen los siguientes indicadores de riesgo; que serán analizados en el presente capítulo:

- 1.- Curva *f-n*.
- 2.- Contornos de riesgo
- 3.- Riesgo individual anual promedio.
- 4.- Daño anual estimado de la planta.

La Cuantificación de Riesgos involucra la combinación de la frecuencia de accidentes y severidad de los mismos; algunos métodos para estimar la frecuencia con que se presenta un accidente se analizaron en el capítulo 3 y con base en ellos se complementará este capítulo, en el cual se presentarán los métodos para estimar el número de fatalidades causados por varios tipos de daños⁽²²⁾.

5.1.- ESTIMACIÓN DEL NÚMERO DE FATALIDADES ESPERADAS POR UN INCIDENTE EN UNA ZONA DE DAÑO.

5.1.1.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente con una Nube de Vapor Flammable.

Una nube de vapor que emana de una liberación de combustible en donde no hay ignición cubre una área finita que viaja viento abajo antes de exponerse a fuentes de ignición; la máxima área que la nube de vapor cubre, es función del tamaño de esta y la máxima distancia que puede viajar para el peor caso de liberación; para analizar la fuerte dependencia de los efectos direccionales sobre la exposición de la

gente en el trayecto de una nube de vapor, el área de los alrededores de la liberación potencial se divide en segmentos radiales. Esta área dividida alrededor de la localización de cada liberación posible se usa en la Cuantificación de Riesgos, esta división se realiza debido a que usualmente no hay homogeneidad con relación al clima, topografía o densidad de población en cada zona mencionada; la figura 5.1^(24,9) muestra un ejemplo de un sector dividido.

DIAGRAMA DE SECTORES DE ANALISIS DE RIESGOS.

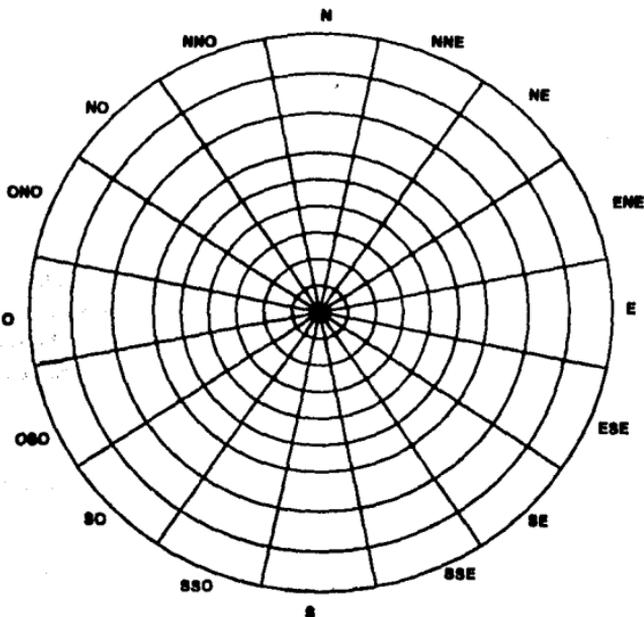


Fig 5.1. Diagrama de sector de Análisis de Riesgos.

Los efectos posibles de la nube de vapor se analizan para examinar varias configuraciones de nubes que se distribuyen en forma *discreta* con puntos en función del tiempo, después de que el derrame o liberación ocurre. El número esperado de fatalidades del escenario de un accidente particular, asumiendo que el viento se mueve en la dirección i , se puede definir por la ecuación 5.1.

$$E[F(A_i)] = \sum_{j=1}^m P_j \sum_{k=1}^{n_j} N_k f_k$$

Ecuación 5.1

Se puede estimar de una manera conservadora la probabilidad de fatalidades asumiendo un equivalente con la probabilidad de la ignición de una nube de vapor; este estimado es conservador porque no todas las personas localizadas en el área cubierta por la nube de vapor inflamable al momento de la ignición fallecerán. Se asume que la ignición es causada por el contacto con la población expuesta; es decir, cada individuo puede ser una fuente potencial de ignición y además se considera alguna otra fuente conocida.

La probabilidad de ignición (P_j) se define en la ecuación 5.2 que se muestra a continuación:

$$P_j = \left[1 - (1 - P_b)^{N^*} \right] \left[1 - \sum_{i=1}^{j-1} P_i \right]$$

Ecuación 5.2

Cada persona se considera como una fuente potencial de ignición, con una probabilidad de ignición por persona P_b .

En las ecuaciones 5.1 y 5.2 se puede observar que el número esperado de fatalidades $E[F(A_i)]$ para una dirección de viento dada, i , es función de la distribución de la población, la probabilidad de fuentes individuales de ignición y el área cubierta por la nube de vapor al viajar viento abajo.

El número global de fatalidades esperado $E[F(As)]$ para todas las combinaciones de condiciones atmosféricas y direcciones de viento para un escenario de accidente dado As , se muestra a continuación en la ecuación 5.3.

$$E[F(A_S)] = P_R P_{VC} \sum_I \sum_J \sum_K P_D(i) P_W(i) P_S(k) E[F(A_I)]$$

Ecuación 5.3

El número esperado de fatalidades, $E[F(A_S)]$ para un escenario de accidente dado, se debe multiplicar por la probabilidad anual de ocurrencia de este escenario, $P(A_S)$; para determinar el número esperado de fatalidades por año debido a un escenario de accidente particular; se presenta en la ecuación 5.4:

$$E[Fa(A_S)] = E[F(A_S)] P(A_S).$$

Ecuación 5.4

De acuerdo con lo anterior, entonces se suman todos los escenarios de accidentes posibles y para poder calcular el número total de fatalidades por año $E[Fa]$; éste cálculo se realiza con la ecuación 5.5:

$$E[F(A_S)] = \sum_S E[F_a(A_S)] = \sum_S E[F(A_S)] P(A_S)$$

Ecuación 5.5

Si existe la suficiente cantidad de datos, en un análisis ordinario como el anterior se utilizan 16 direcciones de viento diferentes, 5 velocidades de viento y 6 clases de atmósferas estables.

5.1.2.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente ocasionado por Fuego.

Una antorcha o charco grande que provoque fuego presenta daños por radiación de calor a áreas adyacentes; una zona de alta intensidad térmica se define por un perfil térmico de 31.5 kw/m² y que tiene el potencial de causar propagación de fuego; de acuerdo a un Estudio de Análisis de Riesgos, se asume que todas las personas en esta zona fallecerán, el flúx de calor umbral para producir quemaduras severas es de 5.0 kw/m² ;debido a que estos niveles de intensidad de calor sólo afectan a personas que no se encuentren en un lugar de resguardo, sólo una fracción

de las personas entre 31.5 y 5.0 kw/m² fallecerán; para un cálculo conservador se asume que se producirán un 20% de fatalidades cuando haya exposición dentro de tales márgenes^(50,33).

La ecuación 5.6 muestra la forma de calcular el número esperado de fatalidades públicas para los alrededores en el charco o antorcha de fuego.

$$E[F_f] = P_R P_F \sum_i P_D(i) P_W(i) (N_1 + fN_2)$$

Ecuación 5.6

5.1.3.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente debido a una Explosión.

El número de fatalidades derivados de la explosión de una nube de vapor confinada o no confinada se relaciona directamente con las zonas de sobrepresión que resultan de una explosión; una zona de sobrepresión de 65 psi define un límite de fatalidades del 100% y una zona de sobrepresión de 2 psi define un límite de fatalidades del 20%; la población que se encuentre dentro de estos límites se usa para estimar el número de fatalidades que pueden ocurrir como resultado de una explosión.

Para una explosión de tipo confinado como un tanque de dimensiones considerables, la ecuación 5.7 expresa el número de fatalidades posibles^(17,23):

$$E[F_c] = P_E (N_1' + fN_2')$$

Ecuación 5.7

Para nubes explosivas de vapor no confinadas, el análisis es similar al de nubes de vapor flamable que se discutió en la sección 5.1.1 de este capítulo.

5.1.4.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente debido a un BLEVE.

Un BLEVE presenta tres tipos de daños: sobrepresión explosiva, "metralla" y radiación por fuego, de ellos el último es el más serio.

Los efectos explosivos no son tan grandes y puede ser que no cause alguna fatalidad; la "metralla" o esquirlas de restos del tanque pueden llegar hasta una distancia de 600m a 700m, pero el número de cada pieza o esquirla es pequeña y la probabilidad de que una persona sea dañada con ellas es muy pequeño, por lo cual, el riesgo que se presenta por un BLEVE se considera debido al contacto con una "bola de fuego" o exposición a la radiación de calor de dicha bola.

Los daños recibidos como resultado de un BLEVE dependen del tamaño de la bola de fuego y el tiempo de existencia de la misma; debido a que la bola de fuego se forma y se disipa rápidamente (< 30 seg) el tiempo de exposición es corto; la gráfica 5.1 relaciona el flux radiante y el tiempo de exposición requerido para causar fatalidades o producir daños.

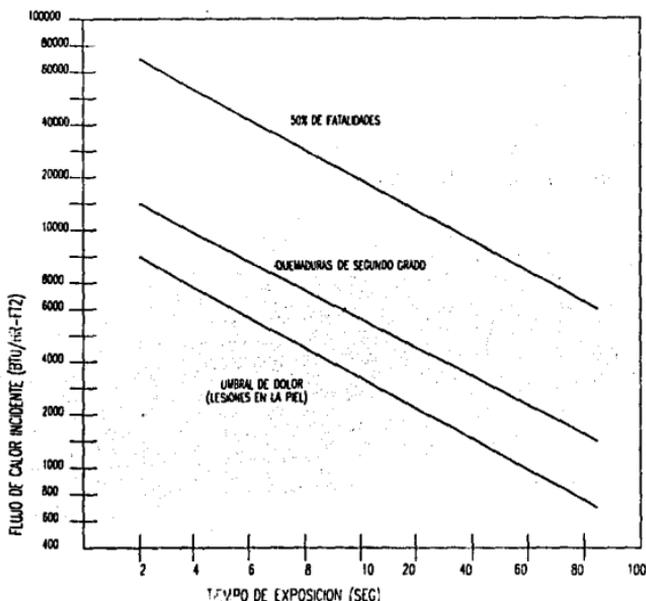
Para los propósitos de un Análisis de Riesgos, todas las personas dentro del radio de alcance de la bola de fuego morirán inmediatamente; la mitad de todas las personas entre el radio de la bola de fuego y la distancia que corresponde a la línea de un 50% de fatalidad morirán; dicha línea se muestra en la gráfica 5.1, entre esta distancia y la distancia que corresponde a la línea de "quemaduras de segundo grado" se asume un 10% de fatalidades; estas dos últimas suposiciones son conservadoras, dado que sólo puede ocurrir a personas en el exterior, al momento que el BLEVE ocurre.

$$E[F_b] = P_B [N_1'' + 0.5 N_2'' + 0.1 N_3']$$

Ecuación 5.8

5.1.5.- Estimación del número de fatalidades esperadas por un incidente debido a una Nube de Vapor Tóxica.

La liberación de un fluido tóxico a la atmósfera resultará en una nube de vapor tóxica; si el fluido liberado también es flamable, la nube de vapor resultante tendrá las características flamables y tóxicas; en tal caso existe la posibilidad de que haya ignición, como se indica en la ecuación 5.2; si la nube se encuentra con una fuente de ignición, el número esperado de fatalidades se puede estimar con base en la ecuación 5.3; dado que las fatalidades son debido al fuego y no a la toxicidad de la nube, las fatalidades debido a toxicidad se asumen sólo si la nube de vapor no provoca fuego por una fuente de ignición.



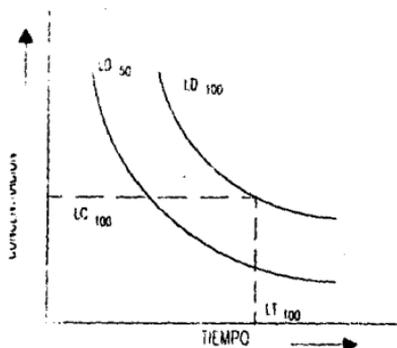
Gráfica 5.1.- Criterios de daños y fatalidades para un BLEVE.

La concentración de gas tóxico en el aire que es capaz de causar fatalidades debido a la inhalación depende de las propiedades tóxicas del gas y el tiempo de exposición; la gráfica 5.2 ilustra la relación general entre concentración letal y tiempo de exposición; de acuerdo a dicha gráfica, la línea de LD₁₀₀ indica la dosis que puede causar la muerte de todas las personas expuestas a la nube tóxica; es decir 100% de fatalidades; la línea de LD₅₀ es la dosis que puede causar la muerte de la mitad de la población expuesta.

Se puede estimar el número de fatalidades para una nube de vapor tóxica específica usando los datos de LD₁₀₀ y LD₅₀ y los datos de tiempo/concentración para personas expuestas a la nube.

Desafortunadamente, los datos para construir las curvas de dosis letal como las mostradas en la gráfica 5.2 no están disponibles para muchos materiales; así que, se puede considerar una aproximación, basado en datos de materiales disponibles y que sean similares a los tratados en cuestión.

Al igual que las nubes de vapor flamables, el análisis de las nubes de vapor tóxicas consideran numerosas velocidades de viento y combinaciones de estabilidad atmosférica para cada dirección de viento.



Gráfica 5.2.- Relación gral. entre conc. de gas tóxico y el tiempo de exposición requerido para causar muerte.

5.2.- INDICADORES DE RIESGO.

Un método de Cuantificación de Riesgo es combinar la frecuencia del accidente y la severidad del mismo; un indicador común de la severidad del accidente es el número esperado de fatalidades.

El número "esperado" de fatalidades por año $E[Fa]$ incurrido por la población expuesta a los daños resultantes de la implementación de un proyecto industrial se puede expresar como una cantidad estadística calculada de la combinación de todos los posibles escenarios de accidentes; tal concepto se ilustra en la ecuación 5.9:

$$E [F_a] = \sum_s P(A_s) E [F(A_s)]$$

Ecuación 5.9

Cada vez que se ha calculado el número de fatalidades para un particular escenario de accidente, se debe determinar el riesgo asociado tanto con el accidente como la combinación del número esperado de fatalidades y la probabilidad de ocurrencia del mismo; hay varias maneras en el cual se representan los resultados de los riesgos que se pueden presentar en plantas de proceso; en este capítulo se presentarán tres de estos métodos:

- ◆ Riesgo Individual promedio.
- ◆ Contornos de Riesgo.
- ◆ Curvas f/N

5.2.1.- Riesgo Individual promedio.

El Riesgo Individual Promedio^(12,9) (R_i) se mide con base en el nivel de riesgo anual promedio de riesgo de la población potencialmente expuesta al accidente; éste se calcula dividiendo el número total de fatalidades por año $E[F_a]$ por el número total de personas expuestas N_t ; para los servicios de procesos de plantas de hidrocarburos, N_t es el número de personas dentro de una gran zona de daño para todos los escenarios de liberaciones; la ecuación 5.10 muestra esta relación:

$$R_i = \frac{E [F_a]}{N_t}$$

Ecuación 5.10

La ventaja del concepto de Riesgo Individual Promedio es que los resultados pueden fácilmente compararse con el riesgo asociado de algunas otras actividades, tales como: manejo de un automóvil; fumar cigarro, etc. dicha situación se mostrará en el capítulo 6.

La principal desventaja del concepto de Riesgo Individual Promedio es que se basa en el número total de población potencialmente expuesta a una zona de daño;

una persona que viva cerca de los servicios puede potencialmente ser afectado por varios accidentes diferentes, pero una persona que está encerrada o muy cerca de los materiales peligrosos está expuesto a un nivel mucho más alto de riesgo que la del tipo de personas antes mencionadas; este mismo tipo de desigualdad puede ocurrir si hay un viento prevaeciente en una dirección dada; las personas que se encuentran viento abajo de los servicios tienen un mayor índice de riesgo que las personas ubicadas viento arriba en la dirección del viento.

5.2.2.- Contornos de Riesgo.

El método de Contornos de Riesgo^(12,9) para presentación de riesgos es un intento por cubrir las principales desventajas del concepto de Riesgo Individual Promedio; se calcula el número esperado de fatalidades dentro de cada elemento dividido en el Diagrama de Sector de Riesgos (figura 5.1) y entonces se evalúa el riesgo individual para cada persona que vive dentro de cada malla del sector mencionado, con la ecuación 5.11:

$$R_{ig} = \frac{E \left[F_{ag} \right]}{N_g}$$

Ecuación 5.11.

Este cálculo se realiza para todos los elementos del sector potencialmente expuestos a una o más zonas de daño letales; las líneas que tiene un riesgo individual aproximado se pueden dibujar sobre un plano del área y sus alrededores.

5.2.3.- Curvas f/N.

Una curva f/N es una representación gráfica de riesgo; se forma graficando la frecuencia de un accidente f, contra el número esperado de fatalidades por un accidente, N; el resultado de este gráfico es una serie de puntos discretos, como se muestra en la figura 5.2.

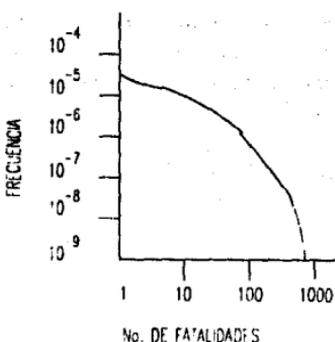
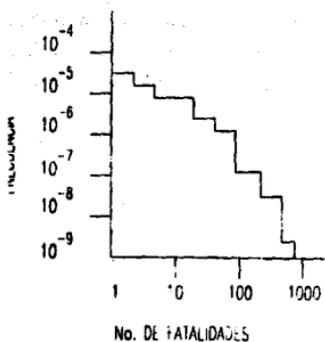
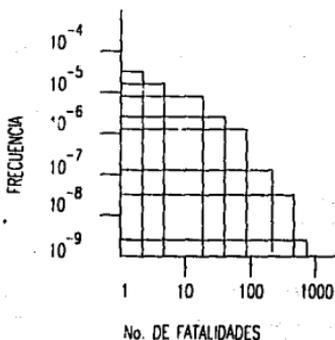
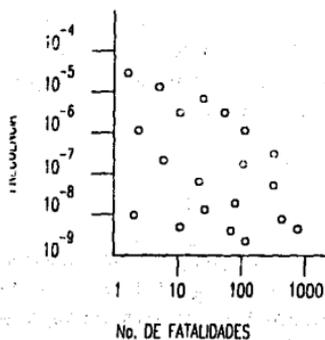


Figura 5.2.- Construcción de una curva f/N.

La curva f/N se construye conectando los puntos más altos y más lejanos a la derecha; de esta manera se obtienen líneas quebradas, creando una impresión de una escalera, aunque algunas representaciones utilizan curvas a través de los puntos.

En general, los accidentes con más alta frecuencia de ocurrencia causan menos fatalidades que los accidentes con mayor frecuencia. La ventaja de las curvas f/N es que ilustran claramente la relación entre la frecuencia de un accidente, f y la severidad del mismo, N ; igualmente su desventaja principal es que compara con dificultad los riesgos asociados con otras actividades o eventos.

5.3.- ACEPTACIÓN DEL RIESGO.

La aceptabilidad de los riesgos que puede tomar en una Industria de Proceso se puede juzgar comparando los estimados del Riesgo Individual Anual con los riesgos asociados de algunas actividades o accidentes conocidos; en los cual se hace referencia en la tabla 5.1 , una vez realizada esta comparación, generalmente se agrupan a las personas que están expuestas a un riesgo dentro de dos categorías: *Riesgos Voluntarios* y *Riesgos Involuntarios*.

Ejemplos de riesgos de exposición voluntaria son actividades como los deportes, viajar en un avión comercial o privado, escuchar música a alto volumen y trabajar en una industria de servicios; ejemplos de riesgos de exposición involuntaria son: Tifones, personas en residencias o áreas recreativas cerca de los servicios industriales, etc.

Con respecto a los riesgos relacionados en una planta de proceso, generalmente se refiere a los trabajadores de industria (incluyendo trabajadores en los servicios y cerca de las plantas) se clasifican normalmente como receptores de riesgo voluntario y las personas que viven en las áreas cercanas se clasifican como receptores de riesgos involuntarios.

De acuerdo con la Sociedad Starr la aceptación de un riesgo voluntario es aproximadamente el mismo que la aceptación de una muerte por enfermedad; este valor es de aproximadamente 1×10^{-6} fatalidades por hora de exposición de una persona o asumiendo exposición continua para 8,760 horas por año entonces se tiene 8.76×10^{-3} fatalidades al año; un riesgo de 1×10^{-3} fatalidades de personas al año es generalmente aceptable para trabajadores de la industria.

El nivel de riesgo aceptable debido a exposición involuntaria es cerca de uno en mil del valor de exposición voluntaria; es decir 1×10^{-6} fatalidades de personas al año, una en un millón.

Voluntario		Involuntario	
Actividad	Riesgo de muerte por persona al año. ($\times 10^{-6}$)	Actividad	Riesgo de muerte por persona al año. ($\times 10^{-6}$)
Fumar (20 cigarros/día)	5,000	Gripa o resfriado	200
Motociclista	2,000	Leucemia	80
Carreras de automóviles	1,200	Correr sobre un vehículo de carreras (Inglaterra)	60
Bebida (1 Botella de vino /día)	750	Correr sobre un vehículo de carreras (E.E.U.U.)	50
Chofer de automóvil	170	Inundaciones (E.E.U.U.)	2.2
Escalar montañas	40	tornados (Medio oeste de los E.E.U.U.)	2.2
Fútbol	40	Terremotos (California)	1.7
operación de PDSB s en terminales de LPG.	33	Tormentas (E.E.U.U.)	0.8
Tomar píldoras anticonceptivas.	20	Picadura de un animal venenoso (Inglaterra)	0.2
		Incendios(Inglaterra)	0.1
		Falla de un aeroplano (E.E.U.U.)	0.1
		Liberación en una planta nuclear E.E.U.U	0.1
		Inglaterra	0.1
		Inundación de Diques (Holanda)	0.1
		Transporte de químicos y petróleo.(E.E.U.U.)	0.05
		Falla de un aeroplano (Inglaterra)	0.02
		Transporte de químicos y petróleo.(Inglaterra)	0.02

Tab 5.1. - Riesgos Voluntarios e Involuntarios.

Los valores de riesgo aceptable para riesgos voluntarios o involuntarios de exposición son discutidos y puede no ser aceptable para todas las personas; cada individuo dentro de la población tiene una diferente percepción del riesgo, una opinión diferente por su actividad; es decir existen muchos factores que afectan la percepción individual del riesgo; la educación y la cultura de cada persona es diferente y muchas veces no se puede cambiar; otro factor importante es cuánto beneficia a la persona que se encuentra expuesta al riesgo; esto es porque hay personas que aceptan actividades de alto riesgo porque conviene a sus intereses.

Otro problema involucrado en la percepción de riesgos es la carencia o falta de entendimiento de los indicadores de riesgo; por ejemplo: si se considera a dos idénticos servicios A y B que han estado en operación durante 100 años; el servicio A ha tenido 10 accidentes y cada accidente ha producido una muerte; mientras que el servicio B ha tenido sólo un accidente pero éste ha causado diez muertes; la probabilidad de muerte para las personas cerca de estos servicios es el mismo; 0.1 fatalidades por año, pero el público en general considera que el servicio B es el más peligroso; los accidentes que resultan de múltiples fatalidades causa mayor interés público que los accidentes que sólo causan una o dos muertes pero que ocurren con mayor frecuencia.

Algunos miembros del público pueden nunca convencerse de que los materiales peligrosos o dañinos tienen elementos que protegen y brindan una gran seguridad, afortunadamente; varias agencias reguladoras realizan trabajos para licenciar o aprobar los servicios que brindan criterios de seguridad satisfactorios.

CAPÍTULO 6. ADMINISTRACIÓN DE RIESGOS

Se dice "Razonablemente factible", cuando la magnitud del riesgo es insignificante en relación con el sacrificio involucrado y las medidas necesarias para impedirlo.

Redgrave.

6.- ADMINISTRACIÓN DEL RIESGO.

Los indicadores de riesgo auxilian en la toma de decisiones para evaluar la efectividad de una medida de reducción de riesgo tales como:

- ◆ Sistemas adicionales de detección y protección de daños.
- ◆ Incremento de las distancias de separación de equipos.
- ◆ Mejorías en los sistemas de diques y de contención.
- ◆ Incremento de zonas lejanas de grandes poblaciones.

Se pueden calcular los efectos de las medidas de reducción de riesgos propuestos sobre los indicadores de riesgo; esto permite un razonable margen entre costos y efectividad de métodos de mitigación propuestos.

El último objetivo de un Análisis de Riesgos es decidir los alcances de un nivel de riesgo aceptable a un costo razonable; el propósito de la Administración de Riesgos es la determinación de los cambios necesarios para obtener dicho objetivo e implementar los cambios recomendados; en este capítulo se presentará en esencia el balance que involucra la disminución de riesgos con el incremento de los costos que producirían estos cambios.

6.1.- TÉCNICAS DE REDUCCIÓN DE RIESGOS

Después de que se ha determinado el riesgo con base en la combinación de la probabilidad de un accidente y la severidad del mismo; se pueden establecer cambios en estos factores que puedan reducir el riesgo; una discusión de todas las técnicas disponibles para la reducción de riesgo requeriría de un estudio específico y que no se contempla en los alcances del presente trabajo; de tal forma que sólo se presentarán a continuación los principios generales de tales técnicas.

6.1.1.- Reducción de la probabilidad de accidentes.

A continuación se presenta un análisis de los factores de un accidente que involucra las fallas de un componente sencillo, la falla de un sistema de componentes, error humano o una combinación de los mismos

A.- Reducción de falla de un componente sencillo.

- a) Reemplazar los componentes sospechosos con componentes similares que tengan una razón más baja de falla; por ejemplo: reemplazar asbesto ordinario o empaques de plástico con materiales reforzados.
- b) Usar componentes hechos con mejores materiales ; si las válvulas de acero ordinario fallan frecuentemente, entonces hay que considerar válvulas de acero inoxidable o algún otro material.
- c) El uso de componentes manufacturados por compañías con cierta reputación y que tienen un control de calidad convincente.
- d) Mejorar los sistemas de inspección y mantenimiento si estos factores involucran fallas en los componentes.
- e) Cambios en el diseño de un componente de falla sencillo para que no haya fugas o liberaciones; por ejemplo: reemplazar sello mecánicos ordinarios de bombas y compresores con dobles sellos mecánicos.

B.- Reducción de fallas en un sistema.

- a) Efectuar alguna modificación que disminuya la reducción de fallas en los componentes del sistema.
- b) Cambios en el diseño que implica adicionar componentes redundantes en áreas críticas; por ejemplo: sistemas de detección de nivel de líquido recomendados normalmente en tanques de almacenamiento.
- c) En algunos casos es posible reducir el número de componentes en el sistema; por ejemplo: sistemas de tuberías que incluyan conexiones bridadas que puedan reemplazarse con tuberías soldadas.
- d) Aplicación de las Técnicas de Identificación de Daños como el HAZOP, FTA o localizar alguna debilidad en el diseño y mejorar tales sistemas.

C.- Reducción del error humano.

- a) Mejorar la preparación del personal para mejorar la efectividad en la planta.
- b) Optimizar la interfase hombre/máquina para reducir la posibilidad de confusión de una decisión impropia; esto es particularmente importante en la instrumentación en los tableros de control.

- c) Para actividades de alto y bajo estrés, reemplazar al humano con una máquina o instrumentación si es posible.

6.1.2.- Reducción de la severidad del accidente.

La severidad de un accidente se ve afectado por las características de los fluidos liberados y las acciones tomadas cada vez que esto ocurre.

A.- Reducción de la razón y cantidad de liberación

- a) Mejorar las técnicas para detectar liberaciones, ya sea por la mejora de los procesos de instrumentación o por la instalación de detectores de derrames; tales como sistema de detección de fugas de gas.
- b) Mejorar las técnicas para detener rápidamente una liberación por sistemas automáticos de paro o cierre.

B.- Reducción de la dimensión de las zonas de daño.

- a) Instalación de diques y drenaje para prevenir un incontrolado derrame de líquidos liberados.
- b) Suministrar sistemas de protección activa como agua o espuma contra fuego que puedan reducir las dimensiones de una nube tóxica o inflamable.

C.- Reducción de la exposición pública.

- a) Adquisición adicional de terrenos que proporcionen un radio de seguridad alrededor de los servicios de la planta, de tal forma que se incremente la distancia de separación entre los servicios y el público.
- b) Trabajar con las instituciones de seguridad locales y oficiales que mejoren la evacuación de las plantas y procedimientos.

6.2.- IMPLEMENTACIÓN DE ACCIONES RECOMENDADAS.

Una de las partes con mayor dificultad de un Análisis de Riesgos y un Estudio de Análisis de Daños es el decidir cuales de las acciones recomendadas se deben implementar; para ejemplificar esta etapa se puede utilizar un sistema desarrollado por el Departamento de Energía de E.E.U.U. para regular la energía nuclear y servicios que se derivan del petróleo; este sistema evalúa y recomienda documentos de acciones correctivas desarrolladas como parte del estudio, además establece prioridades para implementación de recomendaciones.

El procedimiento utiliza una matriz de riesgo codificada que combina la probabilidad de ocurrencia de un accidente particular y la severidad relativa de las consecuencias del mismo; la severidad del accidente se puede relacionar con los siguientes tipos:

- ◆ Seguridad Pública.
- ◆ Seguridad de Trabajadores.
- ◆ Pérdidas de tiempo, por paro o cierre.
- ◆ Impacto Ambiental.

La figura 6.1⁽¹²⁾ muestra la matriz de riesgo que combina la severidad y frecuencia del accidente para obtener un número de Índice de riesgo que se puede utilizar para asignar prioridades a las acciones recomendadas.

6.2.1.- Acción correctiva de alta prioridad (HEAR).

De acuerdo con la Matriz de Riesgos las desviaciones con un número de Índice de riesgo de 1 ó 2 se denominan acciones correctivas de alta prioridad; una alta prioridad significa una *acción inmediata* y es necesario mitigar la ocurrencia del accidente o su consecuencia; un formato de Acción Recomendada para la eliminación del daño se muestra en la HT-6.1⁽¹²⁾ (Hazard Elimination Action Recommendation, HEAR) y se prepara para acciones de alta prioridad.

A la mitad de la parte superior de la HT-6.1 se identifica el daño que se debe corregir; a la mitad de la parte inferior se contabilizan los "Datos de códigos de riesgo", "Control (es) de daño existente" y "Acciones requeridas"; el riesgo secundario después

de la implementación de la acción correctiva se coloca en la columna de "Acciones requeridas" para evaluar el efecto de la acción correctiva.

6.2.2.- Acción correctiva de media prioridad (HAWS).

Las desviaciones con números de Índice de riesgo de 3, 4 ó 5 se asignan a acciones correctivas de media prioridad; una acción de media prioridad significa una acción *recomendada* y la administración u organización de las mismas se deben evaluar con base en las recomendaciones de costo contra reducción de riesgo; de la cual se desprende la decisión de tomar una acción correctiva o aceptar la opción del riesgo; la HT-6.1 muestra una hoja o formato de trabajo para preparar la información necesaria en una acción de media prioridad; (Hazard Analysis WorkSheet; HAWS), dicha forma es muy parecida a un análisis HEAR.

6.2.3.- Acción correctiva de baja prioridad (LPR).

Las desviaciones con números de Índice de riesgo de 6, 7 ó 8 se asignan a acciones correctivas de baja prioridad; una baja prioridad significa que la acción correctiva puede realizarse para *mejorar la seguridad en la planta*, pero el servicio igualmente funcionará con seguridad si la acción recomendada no se implementa. El Director Administrativo debe evaluar las acciones recomendadas con base en los costos contra los beneficios básicos; elementos de baja prioridad se utilizan en una forma similar a un HAWS; la HT-6.1 muestra una forma de recomendaciones de baja prioridad. (Low Priority Recommendation; LPR)

6.2.4.- Sistemas de rastreo de abatimiento de daños (HATS).

La figura 6.2^(12,9) ilustra un diagrama de flujo de administración para evaluar e implementar las acciones correctivas propuestas.

El primer paso es asignar una acción correctiva para el análisis del riesgo de un grupo de alta, media o de baja prioridad y preparar la forma HEAR, HAWS o LPR; una vez que se hayan elaborado adecuadamente las formas se envían a las personas encargadas de la Administración y Evaluación para su revisión, también se envía una

forma de HEAR al Administrador del Proyecto para asegurarse que los administrativos sean informados del significado de los problemas de seguridad de la planta; después de la revisión se asigna un HEAR apropiado a cada grupo de la planta para su implementación.

Las acciones correctivas HAWS se manejan de una manera similar a las acciones de tipo HEAR; la diferencia principal entre ambas acciones, es que el HAWS se envía al Jefe del departamento afectado para su revisión (operación, mantenimiento, etc.) las acciones correctivas LPR son manejados por un grupo de Jefes o encargados de grupo del departamento apropiado; el LPR se resuelve usualmente con base en la decisión de aceptar el riesgo en lugar de efectuar cambios.

Las formas antes mencionadas de HEAR, HAWS y LPR se agrupan dentro de un sistema de información computarizado llamado Sistema de Rastreo de Abatimiento de Daños (Hazards Abatement Tracking System ;HATS).

El manejo del HATS permite al monitor o encargado realizar las acciones correctivas y las tareas adicionales relacionadas con ellas.

FORMATO DE UN ANÁLISIS DE DAÑOS (HAWES, HEAR Y LPR)

Condición de daño _____ _____ _____	Daño No. _____ Origen: _____ Fecha: _____ Fecha de Revisión: _____ Estado: _____ Fecha de conclusión: _____ Aprobado: _____
Sistema: _____ Subsistema: _____ Operación: _____	

Nota 1:

REFERENCIA (S):		
DESCRIPCIÓN DEL DAÑO/ESCENARIO:		
IMPACTO POTENCIAL/EFECTO (S):		
Daño Personal. Daño Ambiental. Daño al equipo:		
CONTROL (ES) EXISTENTE (S):		
RIESGO PRESENTE:	SEVERIDAD:	FRECUENCIA:
RECOMENDACION (ES):		
RIESGO RESIDUAL:	SEVERIDAD:	FRECUENCIA:
RESOLUCIÓN:		

Nota 1 Para el formato HEAR. La acción inmediata recomendada para eliminar o mitigar el daño posible y sus efectos se deben analizar en dicha forma en particular.

Probabilidad de Ocurrencia	FRECUENTE (A)	PROBABLE (B)	OCASIONAL (C)	IMPROBABLE (D)
	Se estima una o más ocurrencias en los primeros 10 años de operación. (probabilidad $> 10^{-1}$)	Se estima una o más ocurrencias en los primeros 50 años de operación, pero menos de 1 en los primeros 10 años. (probabilidad 10^{-1} a 2×10^{-2})	Se estima una posible ocurrencia en 50 años de vida de la planta; pero una o más ocurrencias en los siguientes 500 años. (probabilidad 2×10^{-2} a 2×10^{-3})	Se estima una ocurrencia en 500 años de vida de la planta. (probabilidad $< 2 \times 10^{-3}$)
CATASTRÓFICO				
Personal de operación - Muerte Pública - Muerte por exposición al accidente Ambiental - Un gran derrame de un fluido peligroso Equipo - Daño del equipo que resulta en tiempo perdido de 90 días o más	1	2		6
CRÍTICO				
Personal de operación - Inhabilitado - Daños severos Pública - Puede causar daño Ambiental - Un gran derrame de un fluido peligroso Equipo - Daño del equipo que resulta en tiempo perdido de 90 días o más	2			7
MARGINAL				
Personal de operación - Daños que no involucran inhabilitación Pública - No hay daño Ambiental - Pequeño derrame de un fluido Equipo - Daño del equipo que resulta en tiempo perdido de 1 a 10 días			6	8
INSIGNIFICANTE				
Personal de operación - Daño que no resulta en pérdida de tiempo ni inhabilitación. Pública - No hay daño. Ambiental - derrame de un fluido que permanece contenido. Equipo - Daño insignificante	6	7	8	9
<input type="checkbox"/> Alta. Acción requerida.			<input type="checkbox"/> Moderado: Estudio posterior	<input type="checkbox"/> Bajo: Investigación o fuente permitida.

Fig. 6.1.- Matriz de Índice de Riesgos.

Diagrama de Administración y control de Acciones Correctivas. HATS

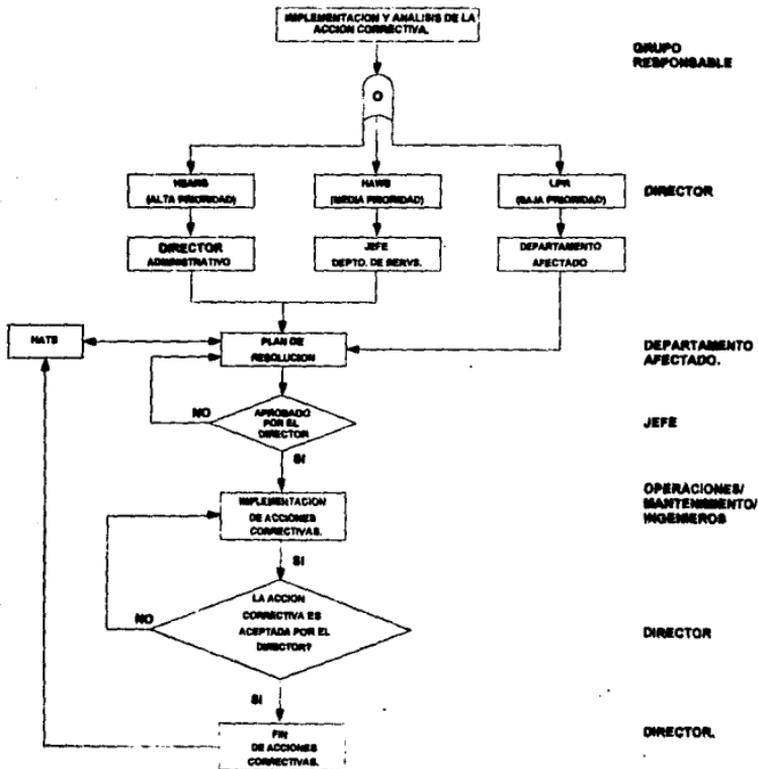


Fig 6 2 Diagrama de Acciones Correctivas.

CONCLUSIONES

"Yo veo que tu admiras mi pequeña caja" - Dice el caballero en un tono amigable. "Es de mi propia invención- guardo ropa y emparedados dentro de ella, tu puedes ver que la parte superior e inferior no permite el paso a la lluvia.

"Pero las cosas pueden salirse"; Comenta Alicia gentilmente. "¿Conoces la abertura de la tapa?". "No, no la conozco" - dice el caballero con un aroño de molestia en su cara. "Entonces todas las cosas deben salirse i y la cuja no tiene uso sin ellas.

L.L. Carroll.

CONCLUSIONES.

En el desarrollo del presente trabajo, se pone de manifiesto la premisa básica de garantizar la óptima protección al ser humano, la propiedad y el ambiente, el costo de las medidas para lograr este fin afectará directamente en la producción, por lo cual se requiere de propuestas creativas y concretas, que proporcionen soluciones para lograr un balance óptimo entre el costo del control y la efectividad en la eliminación o reducción de los riesgos en una Planta o Industria de Proceso; a ello hay que agregar las presiones gubernamentales y sociales que orientan sus esfuerzos para que las Industrias establezcan mayor seguridad y calidad en sus productos; lo cual cada vez conforma un patrón prioritario para el establecimiento de mejores satisfactores para la sociedad.

De acuerdo con lo anterior, se recopilaron y analizaron las diferentes técnicas más importantes disponibles, que conformaron los diferentes parámetros y criterios para poder establecer alcances y limitaciones, según los fines que pretenda una empresa o Industria para llevar a cabo las tareas de implementar mayor seguridad a sus elementos humanos y materiales; dicha situación permitió diferenciar las Metodologías, y clasificarlas en varias maneras; tales como: determinísticas, probabilísticas y heurísticas, de acuerdo a la selección de los medios para poderlas llevar a la práctica.

Con base en los objetivos trazados inicialmente, se conformó una recopilación con ejemplos de aplicación de cada una de las zonas de daño más comunes en Plantas de Proceso de manera muy general, ya que el establecimiento de modelos de análisis y cálculo llegan a ser bastante difíciles de evaluar y en ocasiones el tiempo de programación de las misma llega a ser prohibitivo, por ello se desarrollaron la mayoría de los ejemplos con base en modelos de tipo Gaussianos, que son los más utilizados en evaluaciones prácticas de Plantas de Proceso, de tal forma que se logró, mostrar un panorama bastante claro de lo que constituye un Análisis de Riesgos y Evaluación de Daños, así como establecer las diferencias entre ambas técnicas; las cuales son una subconjunto de la otra.

Así mismo se concluye que, los métodos tradicionales de Identificación de Riesgos, utilizados desde los primeros años de desarrollo tecnológico hasta nuestros días, tales como observar lo que pasaba en la planta y después resolver los problemas que se desprendieran de ella; definitivamente no son aplicables hoy en día, debido a la magnitud y condiciones de peligrosidad que se manejan actualmente; y no es posible

depender de la experiencia de tan sólo unas personas y que éstas establezcan todos los daños o riesgos que se pueden presentar en la Planta; dado que es muy posible que en un complejo gigantesco, se les escapen situaciones que puedan provocar eventos de magnitudes y consecuencias considerables; por ello es indispensable el establecer técnicas *formales* que permitan un Análisis más sistematizado y auxiliado para poder establecer claramente todos y cada uno de los problemas inherentes con la seguridad de la planta y el medio que le rodea; con base en ello, el método HAZOP es un ejemplo claro de sistematización y formalización de criterios y experiencia de diferentes grupos interdisciplinarios.

Los criterios objetivos pueden ser desarrollados para la ayuda en la toma de decisiones aún en las áreas más emotivas; éstos nos permiten emplear nuestros recursos consistente y eficazmente, asegurándonos; no de tratar de eliminar un problema particular a toda costa; mientras ignoramos muchos otros problemas; los cuales pueden ser abordados provechosamente con los mismos recursos.

Es también de considerar que la Administración de riesgos, y la cual establece el balance óptimo entre costos y seguridad deseada en la Industria o Planta, considera diferentes premisas para llevar a buen fin sus metas ; ellas son:

- 1.- Administración competente de las unidades operativas.
- 2.- Operación y mantenimiento de las Industrias de acuerdo al diseño y tecnología utilizada.
- 3.- Sistemas de protección de alta confiabilidad.

Se estableció la necesidad de hacer tangible la magnitud de un riesgo identificado, sobre todo cuando no esta muy clara la probabilidad de ocurrencia del mismo.

En el ámbito nacional, se puede decir que la formalización y establecimiento de éstas técnicas aún representa un claro obstáculo debido a los sistemas de procesamiento, problemas administrativos, dependencia técnica de países desarrollados, problemas de solvencia económicos y la falta de visión de muchas empresas, que no alcanzan a establecer lo que representa una inversión en seguridad en su propia empresa o no están dispuestos a acceder a ello; más sin embargo existen ejemplos claros de aplicación (NEGROMEX, S A., DUPONT, CELANESE, etc); de tales técnicas y que han redituado enormemente en las compañías que lo han llevado a cabo; además cada vez se esta legislando más en la materia; ejemplo de ello es la

norma NOM-019- ECOL/84, NOM-CCAT-019-ECOL/93, etc; lo que permite un mayor compromiso de las Industrias de Proceso con la Sociedad y el ambiente mismo.

Finalmente y conforme con los objetivos trazados inicialmente, éstos se lograron cubrir y además se estructuraron las bases para otros posteriores trabajos inherentes al tema; el pago del esfuerzo colectivo será el de garantizar a las futuras generaciones de poder disfrutar de los beneficios que brindan los sistemas de seguridad y los productos derivados de las Industrias de Proceso en todos los aspectos de la vida cotidiana.

RECOMENDACIONES.

Con base en los objetivos planteados en un inicio, es claro que es imposible que una Evaluación de Daños y Análisis de Riesgos sea llevado a cabo por un grupo pequeño de personas y mucho menos el recopilar, analizar y evaluar detalladamente cada una de las técnicas que permiten llevar a cabo un minucioso Análisis de Riesgos, es por ello, que se sugiere que cada una de las partes que conforman este trabajo sean detalladas en un resumen posterior, con el auxilio de grupos con alta experiencia y especializados en el tema, lo que permitiría establecer específicamente los diferentes rubros a los que se puede alcanzar y desarrollar para lograr una mayor seguridad en la Planta al mejor costo posible y con los mayores beneficios; así mismo se recomienda investigar una mayor cantidad de modelos que permitan establecer con mayor claridad las zonas de daño que son más frecuentes en las Industrias de Proceso, e inclusive programar y desarrollar "software " que permita la consecución de los objetivos con mayor facilidad.

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- 1.- American Petroleum Institute RP 931. (1957), Manual on Disposal of Refinery Wastes Volume on Atmospheric Emissions.
- 1'- American Petroleum Institute (1957), Manual on Disposal of Refinery Wastes (5ª Ed.)
- 2.- American Petroleum Institute RP 750. (1990, January). Management of Process Hazards.
- 2'- American Petroleum Institute 952, (1977, October). Gaussian Dispersion Models Applicable to Refinery Emissions.
- 3.- Basta Nicholas. (1992, March). Expert Ponder New ways to assess Risk. Chemical Engineering. (pp. 35-39).
- 4.- Bartknecht W. (1977, September). Explosior. Pressure Relief. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 93-101).
- 5.- Batstone R.J., & Tomi D.T. (1980). Hazard Analysis in Planning Industrial Development. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 13 (pp. 7-13).
- 6.- Bodurtha F.T. (1976, September). Explosion Hazard in Pollution Control. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 88-90).
- 7.- Brasie W.C. (1976, September). The Hazard Potential of Chemicals. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 135-140).
- 8.- Burk Arthur F. (1992, June). Strengthen Process Hazards Reviews. Chemical Engineering Progress. (pp. 90-94).
- 9.- Butron Silva J.A. (1993). Curso. Análisis de Riesgos. . CONIQQ. México D.F.
- 9'- Campos I.R., (1954, Junio). Orientaciones para evaluar la calidad de los estudios de Análisis de riesgos. IMIQ.

- 10.- Chapell W.G. (1977, September). Pressure/Time Diagram for Explosion Vented Space. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 76-85).
- 10'.- Chávez G.M., (1994). Análisis de Riesgos en Plantas Petroquímicas. IMIQ (1) pp. 51-57.
- 11.- COAAPPA (1993, Enero 4). Guía para la elaboración de los programas para la prevención de accidentes. Secretaría de Desarrollo Social.
- 12.- Continuing Engineering Studies. UT, (1993, October). Hazard Assessment and Risk Analysis techniques for Process Industries.
- 13.- Continuing Engineering Studies. UT, (1993, October). HAZOP Study Methodology.
- 14.- Craven A.D. (1976). Fire and Explosion Hazards associated with the Ignition of Small Scale unconfined Spillages. In the Institution of Chemical Engineers Symposium series No. 47. Proceedings of Symposium on Process Industry Hazards accidental release, assesment containment and control. (pp. 39-51).
- 15.- Dailey W.V. (1976, September). Area Monitoring for Flammable and Toxic Hazards. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 8-13).
- 16.- Davenport J.A. (1977, September). A Survey of Vapor Cloud Incidents. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 39-48).
- 17.- Deckler D.A., Gilbert P.E. Associates, Inc., (1974, May 23). An Analytical Method for Estimating Overpressure from Theoretical Atmospheric Explosions. Presented at the Annual Meeting of the National Fire Protection Association.
- 18.- Diggle W.M. (1976). Major Emergencies in a Petrochemicals complex: Planning Action by Emergency Services. In the Institution of Chemical Engineers Symposium series No. 47. Proceedings of Symposium on Process Industry Hazards accidental release, assesment containment and control. (pp. 217-224).
- 19.- Donat C. (1977, September). Pressure Relief used in Explosion Protection. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 87-92).

- 20.- Eggleston L.A., Herrera W.R., & Pish M.D. (1976, September) Water Spray to Reduce Vapor Cloud Spray. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 31-40).
- 20'.- Eastwood,T.W. (1994, January). Analyze Hazards for Existing Plants. Chemical Engineering Progress. pp 72-75.
- 20".- Gibson S.B., The Design of New Chemical Plants using Hazard Analysis. (18), pp. 135-143.
- 21.- Goyal R. K. (1993, May). FMEA, The Alternative Process Hazard Method, Hydrocarbon Processing. (pp. 95-99).
- 22.- Gruhn Paul (1991, August). Safety Systems: Matching Protection to Risk.
- 23.- Jones D.W. (1992, April). Lessons from experiences. Hydrocarbon Processing. (pp. 77-80).
- 24.- Katz M.J. (1978, September). Hazard and Risk Evaluation. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 127-133).
- 25.- Kelly W.J. (1991, October). Oversights and mythology in a HAZOP program. Hydrocarbon Processing. (pp. 114-116).
- 26.- Kletz T.A. (1976, September) A Three- Pronged Approach to Plant Modification. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 91).
- 27.- Kletz T.A. (1977, September). Unconfined vapor Cloud Explosions. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 50-55).
- 28.- Kletz T.A. (1980). Plant Layout and Location: Methods for Taking Hazardous Occurrences into Account. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 13 (pp. 147-152).
- 29.- Kletz T.A. (1985, April 1). Eliminating Potential Process Hazards. Chemical Engineering. (pp. 48-68).
- 30.- Lee J.H., Guirao C.M., Chiu K.W., & Bach G.G. (1977, September). Blast Effects from Vapor Cloud Explosions. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 59-69).

- 31.- Lewis D.J. (1980). The Mond Fire, Explosion and Toxicity Index Applied to Plant Layout and Spacing. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 13 (pp. 20-26).
- 32.- Ling K.C. (1976) Loss Control- A practical Application of the Health and Safety at work ETCACT 1974. In the Institution of Chemical Engineers Symposium series No. 47. Proceedings of Symposium on Process Industry Hazards accidental release, assesment containment and control. (pp.109-125).
- 32'.- Meckler.burgh J.C. (1985). Process Plant Layout. USA. De. John Wiley & Sons.
- 33.- Munday G. (1976). Unconfined Vapor-Cloud Explosions: A Reappraisal of TNT Equivalence. In the Institution of Chemical Engineers Symposium series No. 47. Proceedings of Symposium on Process Industry Hazards accidental release, assesment containment and control. (pp. 19-36).
- 34.- National Fire Protection Association, NFPA 325M (1991). Fire Hazard Properties of Flammable Liquids, Gases, and Volatile Solids.
- 35.- National Fire Protection Association, NFPA 704 (1990). Standard System for the Identification of the Fire Hazards of Materials.
- 36.- Rasbash D.J., drysdale D.D., & Kempr (1976). Design of an Explosion Relief System for a Building Handling Liquefied Fuel Gases. In the Institution of Chemical Engineers Symposium series No. 47. Proceedings of Symposium on Process Industry Hazards accidental release, assesment containment and control. (pp. 145-156).
- 37.- Reiter W.M., Sobel R., & Sullivan W.L. (1980). The Pollution Control Review: A Tool in Risk Identification. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 13 (pp. 175-179).
- 38.- Roberts, R.H. (1989, September). Design Plants for Safety. Hydrocarbon Processing. (pp. 92-98).
- 39.- Robertson R.B. (1976). Spacing in Chemical Plant Design Against Loss by Fire. In the Institution of Chemical Engineers Symposium series No. 47. Proceedings

- of Symposium on Process Industry Hazards accidental release, assesment containment and control. (pp. 157-173).
- 40.- Russell W.W. (1976, September). Hazard Control of Plant Process Changes. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 80-87).
- 41.- Saia S.A. (1976, September). Vapor Clouds and Fires in a Light. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 23-28).
- 42.- Sellers J.G. (1976) Quantification of Toxic Gas Emission Hazards. In the Institution of Chemical Engineers Symposium series No. 47. Proceedings of Symposium on Process Industry Hazards accidental release, assesment containment and control. (pp. 127-143).
- 43.- Silano V. (1985). Evaluación de Riesgos para la salud pública asociados con accidentes causados por agentes químicos. Roma, Italia: OPS/OMS.
- 44.- Strehlow R.A., & Ricker R.E. (1976, September). The Blast Wave from a Bursting Sphere. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 115-119).
- 45.- Vervalin Charles H. (1992, April). Take loss Prevention Seriously, Hydrocarbon Processing. (pp. 19).
- 46.- Vincent G.C. & Howard W.B. (1976, September). Prevention by Explosion Suppression. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 43-47).
- 47.- Vincent G.C., Nelson R.C., Howard W.B. & Russell W.W. (1976, September). Prevention by Water Fog. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 55-64).
- 48.- Toca F.M. (1977, September). Anticipating Toxic Material and Exposures. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 11 (pp. 106-112).
- 49.- Watts J.W. Jr. (1976, September). Effects of Water Spray on Unconfined Flammable Gas. In Chemical Engineering Progress (Ed.) Loss Prevention: Vol 10 (pp. 48-52).
- 50.- Hazards Assesment in Plant Layout.

REFERENCIAS

- 1R.- U.S. Department of Transportation, Materials Transportation Bureau. (1974-1984). Annual Report on Pipeline Safety.
- 2R.- American Gas Association, Battelle Columbus Division. (1986, March 3). An Analysis of Reportable Incidents for Natural Gas Transmission and Gathering Lines.
- 3R.- U.S. Department of Interior Minerals Management Service. (1956-1979). Accidents Connected with Federal Oil and Gas Operations on the Outer Continental Shelf Gulf of Mexico, Vol I.
- 4R.- U.S. Department of Interior Minerals Management Service. (1980-1984). Accidents Connected with Federal Oil and Gas Operations on the Outer Continental Shelf Gulf of Mexico, Vol II.
- 5R.- Loss Prevention Series. (Ed.) Chemical Engineering Progress, AIChE, New York, 1981.
- 6R.- American Petroleum Institute. (1987) Fire & Safety Data System for The Petroleum Industry, Washington, D.C.
- 7R.- U.S. Department of Transportation, Materials Transportation Bureau. (1971-1979). Accident Reports.
- 8R.- Bush, S.H., Pressure Vessel Reliability. (1975, February 1) Journal of Pressure Vessel Technology, 97 Series J. (pp-54-70).
- 9R.- Fleet Missile Systems Analysis and Evaluation Group Annex, Naval Weapons Station. (1992, February). Converged Failure Rate Data Handbook, Failure Data (FARADA) Program.
- 10R.- Center for Chemical Process Safety (CCPS), (1985) Guidelines for Hazard Evaluation Procedures, AIChE, New York, N.Y.
- 11R.- Green, A. E., & Bourne A.J. (1972). Reliability Technology (Ed.) John Wiley and Sons.

- 12R.- Lees, F.P. (1983), Loss Prevention in The Process Industries, Vol I & II. Butterworth & Co.
- 12R'.- Diario Oficial de la Federación. (28 de Marzo, 1990). 1^{er} listado de actividades altamente riesgosas.
- 13R.- Lees, F.P.(1973, September) Some Data on the Failure Modes of Instrumets in the Chemical Plant Environment. Chemical Engineering, 277. (pp. 418-421).
- 13R'.- Diario Oficial de la Federación. (4 de Mayo, 1992). 2º listado de actividades altamente riesgosas.
- 14R.- Siccama, E.H. (1971, August) The Environmental Risk Arising from the Bulk Storage of Dangerous Chemicals. Conference on Hazard Evaluation and Risk Analysis, Houston. (pp. 118-139).
- 15R.- National Primary and Secondary Ambient Air Quality Standards. (1971) Federal Register 36 (84). Environmental Protection Agency.
- 16R.- D.H. Slade, Meteorology and Atomic Energy, (1968) Atomic Energy Commission, Technical Information Center.
- 17R.- D.B. Turner, Workbook of atmospheric Dispersion Estimates, (1970). Public Service Publication No. 999-AP-26, Department of Health, Education and Welfare.
- 18R.- American Petroleum Institute, 4421. (January, 1986). Plume Rise research for Refinery Facilities. Health and Environmental Sciences Department.
- 19R.- Holland J.Z., A meteorological survey of the Oak Ridge Area, (1953). Atomic Energy Commission Rept. ORO-99, Washington.
- 20R.- Bosanquet, C.H. The Rise of a hot waste Gas Plume. (1957). Journal Institute of Fuel, 30 (322).
- 21R.- Briggs G.A. Plume Rise. USAEC. Division of Technical Information USAEC TIP 25075.
- 22R.- Fay J.A. (1973). Unusual Fire Hazard of LNG Tanker Spill. Combustion Science Technology, (7) .pp. 47-49.

-
- 23R.- Van Ulden A.P. (May, 1975). On the Spreading of a Heavy Gas Released Near the Ground. The First international Loss Prevention Symposium. The Hague/Delft Netherlands. pp. 221-226.
- 24R.- Germeles A.E., & Drake E.M. (1975). Gravity Spreading and Atmospheric of LNG vapour Clouds. The fourth International Symposium on of Hazards Caergoes by Sea and Inland Watwerways. Jacksonville. pp. 519-539.
- 25R.- Te Riele, P:H:M. (September, 1977). Atmospheric Dispersion of Heavy gases emitted at or near ground level. The Second Intenational Loss Prevention Symposium, Heidelberg, Germany. pp 347-357.
- 26R.- Eidsvik K.J. (1980). A model for heavy gas dispersion in the atmosphere. Atmospheric Environment. (15) pp. 347-357.
- 27R.- Colenbrander G.W. (Septembre, 1980). A mathematical model for the transient behavior of dense vapour clouds. The third Loss prevention Symposium, Bastle, Switzerland.
- 28R.- Ooms G. (1972). A new method for the calculation of the plume path of gases emitted by a stack. Atmospheric Environment. (6) pp. 899.
- 29R.- Woodward, J.L., Havens J.A., McBride W.C., & Taft J.R. (August, 1981). A comparison with experimental data of several models for dispersion of the heavy vapor clouds. Twelfth International NATO Technical Meeting on Air Pollution Modelling and it's Application, Menlo Park; California.
- 30R.- Kletz, T.A.(1980). Plant Layout and Location. Some methods for taking hazardous occurrences in to account. AIChE, Loss Prevention (13) No. 147.
- 31R.- Marshall, J.G. (1980) The size of flammable cluds arising from continuous releases in the atmosphere. I. Chem. Eng. Symposium. Ser. 49, (99), pp. 210.
- 32R.- Seddon, O, & Haverly. (1955) O technical Note No. AERO2400, Fornborough.
- 33R.- Fauske, H.K.; (1965) The discharge of saturated water through tubes. Chem. Eng. Progress Symp. Sr 61 (59), pp.210.

- 34R.- Cude, A.L. (1975); The generation spread and decay of flammable vapor clouds. I Chem. E. Course on Process safety; Teesside Polytechnic, Middlesbrough.
- 35R.- Bird F.E. (1982) Administración de control de perdidas. Consejo interamericano de seguridad.
- 36R.- National Fire Protection Association. Publications. Factory mutual system & API.
- 37R.- Buschman C.H.(1974); Proceedings of the First International Symposium. Netherlands.
- 38R.- OSHA 29 CFR part 1910.119. Process Safety management of highly hazardous chemicals.
- 39R.- Data on tankers accidents on a worldwide basis are obtained from tanker casualties report- analysis of serious casualties to oceangoing tankers. (1980, 1968-1979); Intergovernmental Maritime Organization.
- 40R.- Outten, E.C.(March 25, 1971); Reliability and Maintainability MTBF/MTTR Data Report, Litton Industries, Culver City, California.
- 41R.- NAVSHIPS Contract NOO02467-C-0389, (September,1967); A report on the reliability, Maintainability and Availability of Non-Combatant Systems for the DX/DXG; The Stanwick Corporation.
- 42R.- Simpson, H, et al.; (August, 1984); Standardized Power Plant Study (c). Performed for NAVSEC CODE 6140. Litton Industries, Culver City, California.
- 43R.- U.S. Atomic Energy Commission, (August, 1974), Reactor Safety study. An Assessment of Accident Risks in U.S. Comercial Nuclear Power Plants. WASH-1400.
- 44R.- Yurkowsky, W, et al. (January, 1975); Nonelectric reliability Notebook. RADC-TR-75-22, ADA-005 657, National Technical Information Service, U.S. Department of Commerce, Springfield, Virginia 22151.

APÉNDICES

DEFINICIÓN DE PALABRAS GUÍA Y DESVIACIONES ORIGINADAS POR LA COMBINACIÓN DE PALABRAS GUÍA Y PARÁMETROS (1)

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
No	Negación del intento de diseño.
No y Concentración.	El material en cuestión no se encuentra en la corriente de proceso (Ejemplo: No hay CO ₂ en una línea rica en amina)
No y Flujo.	No hay flujo de la substancia seleccionada en el nodo de estudio (Ejemplo: No hay alimentación de agua hacia el reboiler).
No y Nivel.	Cero o despreciable nivel de líquido en un recipiente. (Ejemplo: No hay propano líquido en el acumulador de propano).
No y Reacción.	La reacción esperada no ocurre. (Ejemplo: un monómero no es polimerizado en el reactor).

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
Más (Más alto que)	Incremento cuantitativo en el parámetro.
Más y Flujo.	La razón de flujo es mayor que la razón de flujo de diseño.(Ejemplo: Los fondos que circulan a través de un despropanizador son mayores que la razón de flujo con la que fue diseñado),
Más y Reacción.	La reacción química está ocurriendo a una razón más alta que la anticipada en el diseño.
Más alto que.. y Concentración.	La concentración de la sustancia en cuestión es mayor que la anticipada en el diseño (Ejemplo: la concentración de CO ₂ en la corriente de gas natural es mayor que el manejo de diseño de la planta.
Más alto que.. y Nivel.	El nivel del líquido en un recipiente es más alto que el mayor nivel de diseño .
Más alto que.. y Presión.	La presión en el accesorio es mayor que el límite de diseño superior.
Más alto que.. y Temperatura.	La temperatura de la substancia es mayor que el límite superior de diseño.

DEFINICIÓN DE PALABRAS GUÍA Y DESVIACIONES ORIGINADAS POR LA COMBINACIÓN DE PALABRAS GUÍA Y PARÁMETROS (CONTINUACIÓN) (2)

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
Inverso	Oposición lógica de la intención.
Inverso y Flujo.	La sustancia en cuestión está fluyendo en dirección equivocada al nodo de estudio. (Ejemplo el flujo de gas o líquido está fluyendo en contra por falla de la válvula check).
Inverso y Presión.	El accesorio diseñado para servicio de presurizado está sujeto a vacío (Ejemplo: El tanque de LNG está sujeto a una condición de vacío interno) o viceversa.
Inverso y Reacción.	El producto de la reacción esperada se está descomponiendo para formar los reactivos iniciales.

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
Menor (Más bajo que)	Decremento cuantitativo en el parámetro.
Menos y Flujo.	La razón de flujo es menor que la razón de flujo de diseño.(Ejemplo: El flujo de descarga de la bomba es menor que el anticipado, basado en la curva de la bomba).
Menos y Reacción.	La reacción química está ocurriendo a una razón menor que la anticipada en el diseño.
Menos que.. y Concentración.	La concentración de la sustancia en cuestión es menor que la anticipada en el diseño (Ejemplo: la concentración de inhibidor de corrosión químico en la tubería es menor que la concentración de diseño).
Menos que.. y Nivel.	El nivel del líquido en un recipiente es menor que el nivel más bajo de diseño.(El nivel de líquido en un tanque refrigerante de propano es menor que el nivel de seguridad de operación de la bomba propuesta)
Menos que.. y Presión.	La presión en el accesorio es menor que el límite de diseño inferior, pero no de vacío (ver: inversa y Presión).
Menos que.. y Temperatura.	La temperatura de la sustancia es menor que el límite inferior de diseño.

Apéndice A.1.- Definición de palabras guía y desviaciones

DEFINICIÓN DE PALABRAS GUÍA Y DESVIACIONES ORIGINADAS POR LA COMBINACIÓN DE PALABRAS GUÍA Y PARÁMETROS (CONTINUACIÓN). (3)

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
Parte de..	Incremento cualitativo, ejemplo: únicamente parte cuando el intento de diseño es alcanzado.
Parte de y Flujo	No todos los componentes de la substancia en cuestión están fluyendo. (Ejemplo: la composición de la substancia que está fluyendo carece del componente esperado). (Similar a Más bajo que y Concentración). Esta combinación es también usada para nodos en donde el flujo a dos fases es normal y se encuentra con una fase.
Parte de y Reacción.	La reacción química no llega al punto esperado, pero se detiene en algún punto intermedio.

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
A parte de..	Algún otro efecto ocurre simultáneamente con el intento de diseño.
A parte de y Flujo.	Algún otro material está fluyendo con la substancia en cuestión. (Ejemplo: gas y líquido fluyendo a través de un accesorio como una PSV o compresor diseñados únicamente para gas). (Ver también, A parte de y "Substancia").
A parte de y Flujo.	Algún flujo lateral ocurre simultáneamente con el flujo en cuestión (Ejemplo: Agua de enfriamiento ebullendo y formando vapor, fluyendo a través de un intercambiador de calor).
A parte de y Presión.	Desviaciones simultáneas de presión (Demasiado alto o bajo) y algún otro parámetro (Ejemplo: Temperatura baja y alta concentración) (Esta desviación se debe usar cautelosamente).
A parte de y "Substancia".	Algún material está presente junto con la substancia que está siendo examinada (Ejemplo: gas natural acarreado polvo a un sello molecular, o agua contaminada con hidrocarburos) (Esta desviación es más aplicable a : A parte de y Flujo).
A parte de y Temperatura.	Desviaciones simultáneas de temperatura(Demasiado alta o baja) y algún otro parámetro ((Ejemplo: Temperatura alta y concentración baja) (Esta desviación se debe usar cautelosamente).

DEFINICIÓN DE PALABRAS GUÍA Y DESVIACIONES ORIGINADAS POR LA COMBINACIÓN DE PALABRAS GUÍA Y PARÁMETROS (CONTINUACIÓN). (4)

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
En vez de	substitución completa.
En vez de y Flujo	El material que está fluyendo através del nodo de estudio es alguno que es completamente diferente a la substancia en cuestión (Ejemplo: Un barco que se debe cargar con LNG está siendo cargado con Butano).
En vez de y "Substancia"	La substancia que está siendo examinada no está presente en el nodo de estudio, pero está presente algún otro material (Ejemplo: propano en un tanque de butano o gas natural en una línea de aire de instrumentos) (Esta desviación es generalmente, aplicable a En vez de y flujo, y debe ser usada en lugar de ésta).

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
Más pronto que	Parámetro (Usualmente en alguna operación) ocurre antes de lo que se esperaba o deseaba.
Más pronto que y Flujo	Empieza a pasar flujo al nodo de estudio más rápido de lo que debería. (Ejemplo: Una válvula es abierta antes de que la bomba se haya ligado a la secuencia).
Más pronto que y Reacción	La reacción química empieza u ocurre antes de lo que debiera (Ejemplo: la reacción ocurre en la tubería antes de llegar al reactor).

Nota: "Más pronto que" es una palabra guía usada en la técnica HAZOP cuando están involucradas operaciones batch o intermitentes, tales como arranque, paro o procedimientos de operación de cierre.

DEFINICIÓN DE PALABRAS GUÍA Y DESVIACIONES ORIGINADAS POR LA COMBINACIÓN DE PALABRAS GUÍA Y PARÁMETROS (CONTINUACIÓN). (5)

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>
Más tarde que	Parámetro (Usualmente en alguna operación) ocurre después de lo que se esperaba o deseaba.
Más tarde que y Flujo	Empieza a pasar flujo al nodo de estudio después de lo que debería. (Ejemplo: Una válvula de bloqueo sobre el lado de la succión de una bomba es abierta después de que la bomba a arrancado).
Más tarde que y Reacción	La reacción química empieza u ocurre después de lo que debiera (Ejemplo: la reacción ocurre en la tubería después de abandonar el reactor).

Nota: "Más pronto que" es una palabra guía usada en la técnica HAZOP cuando están involucradas operaciones batch o intermitentes, tales como arranque, paro o procedimientos de operación de cierre.

DATOS DE RAZONES DE FALLAS (1)

COMPONENTE	MODO DE FALLA	MEDIANO	BAJO	ALTO	REFERENCIA	OBSERVACIONES
Alarma audible		7.5/10 ⁶ H			40R	
Alarma de caja	Falla al arrancar de acuerdo a la demanda	10/10 ⁶ H			41R	
Compresor	Falla al correrla	606/10 ⁶ H			41R	
Motor diesel	Falla al arrancar de acuerdo a la demanda	3/10 ² D	1/10 ² D	1/10 D	13R	
Motor diesel	Falla durante la operación	6960/10 ⁶ H	151/10 ⁶ H	11,500/10 ⁶ H	42R, 44R	
Motor , turbina de gas	Falla durante la operación	577/10 ⁶ H	40/10 ⁶ H	1,520/10 ⁶ H	9R, 42R, 44R	
Junta de Expansión	Fuga/Ruptura	3/10 ¹ H	1/10 ⁶ H	1/10 ³ H	12R	
Empaques	Fuga de 1" x 1/16"	3/10 ⁶ H	1/10 ¹ H	100/10 ⁶ H	43R	
	Fuga mayor	1/10 ⁷ H			10R	Ajustado con la menor fuga
	Falla total	3/10 ¹ H			10R	Ajustado con la menor fuga
Carcaza	Ruptura	2/10 ⁵ H	4/10 ⁶ H	40/10 ⁶ H	10R, 11R, 14R	Puede ser más alto si no es reemplazado regularmente
	Fuga de 1/2" de diámetro	30/10 ⁶ H			10R	Ajustado con la ruptura
	Fuga de 1/8" de diámetro	40/10 ⁶ H			10R	Ajustado con la ruptura

**DATOS DE RAZONES DE FALLAS.
(CONTINUACIÓN) (2)**

COMPONENTE	MODO DE FALLA	MEDIANO	BAJO	ALTO	REFERENCIA	OBSERVACIONES
"Flasheo" ligero		16/10 ⁶ H			41R	
Faldón		10/10 ⁶ H			40R	
Motor eléctrico	Falla durante la operación	65/10 ⁶ H	37/10 ⁶ H	161/10 ⁶ H	42R, 43R	
Boquilla		1/10 ⁶ H			40R	
Sensor de oxígeno con una unidad de alarma		40/10 ⁶ H			10R	
Motor de agua, distribuidor		333/10 ⁶ H			44R	
Válvula: Empaque	Fuga mayor	0.6/10 ⁷ H			44R	
	Fuga menor	3/10 ⁶ H			10R	Ajustado con la fuga mayor
Teléfono, poder de sonido		20/10 ⁶ H			41R	
Bomba, centrífuga	Falla al correr normalmente	298/10 ⁶ H	113/10 ⁶ H	550/10 ⁶ H	42R, 44R	
Bomba, Desplazamiento positivo	Falla en el arranque	1/10 ³ D	3/10 ⁴ D	3/10 ³ D	43R	
	Falla al correr normalmente	152/10 ⁶ H	61/10 ⁶ H	485/10 ⁶ H	42R	

DATOS DE RAZONES DE FALLAS.
(CONTINUACIÓN) (3)

COMPONENTE	MODO DE FALLA	MEDIANO	BAJO	ALTO	REFERENCIA	OBSERVACIONES
Tubería (> 3") (< 3")	Ruptura	1/10 ¹⁰ H	3/10 ¹² H	3/10 ⁹ H	43R	
	Ruptura	1/10 ⁹ H	3/10 ¹¹ H	3/10 ⁹ H	43R	
Tanque. AFFF		2.75/10 ⁶ H			40R	
Tanque	Ruptura/Fuga	3/10 ⁸ H			10R	
Turbina, vapor	Falla al correr normalmente	53/10 ⁸ H			9R	
Brazo de carga típico	Fuga	3/10 ⁶ H			10R	Ajustado desde un ambiente fijo en tierra
Valvula, bloqueo (bola)		4/10 ⁶ H			40R	
Válvula, bloqueo (compuerta)		4/10 ⁵ H			9R	
Válvula Check	Falla al abrir	1/10 ⁴ H	3/10 ⁵ D	3/10 ⁴ D	43R	
	Flujo inverso	3/10 ⁷ H	1/10 ⁷ H	1/10 ⁶ H	43R	
	Fuga externa o ruptura	1/10 ⁸ H	1/10 ⁹ H	1/10 ⁷ H	43R	
Válvula manual	Falla al abrir	1/10 ⁴ H	3/10 ⁵ H	3/10 ⁴ D	43R	
	Falla a través de la válvula	1/10 ⁶ H	1/10 ⁷ H	5/10 ⁶ H	10R, 13R, 43R	
	Fuga externa o ruptura	1/10 ⁸ H	1/10 ⁹ H	1/10 ⁷ H	43R	

Apéndice A.2. Datos de Razones de Fallas

**DATOS DE RAZONES DE FALLAS
(CONTINUACIÓN) (4)**

<i>COMPONENTE</i>	<i>MODO DE FALLA</i>	<i>MEDIANO</i>	<i>BAJO</i>	<i>ALTO</i>	<i>REFERENCIA</i>	<i>OBSERVACIONES</i>
Válvula operada con motor	Falla al operar	1/10 ³ D	3/10 ⁴ D	3/10 ³ D	43R	
	Fuga a través de la válvula	1/10 ⁶ H	1/10 ⁷ H	5/10 ⁶ H	10R, 13R, 43R	
	bloqueada	1/10 ⁴ D	3/10 ³ D		43R	
	Fuga externa o ruptura	1/10 ⁸ H	1/10 ⁹ H	1/10 ⁷ H	43R	
Válvula operada con solenoide	Falla durante la operación	1/10 ³ D	3/10 ⁴ D	3/10 ³ D	43R	
	Falla durante la operación	100/10 ⁶ H			44R	
	Fuga a través de la válvula	1/10 ⁶ H	1/10 ⁷ H	5/10 ⁶ H	10R, 13R, 43R	
	bloqueada	1/10 ⁴ D	3/10 ³ H	3/10 ⁴ D	10R, 43R	
	Fuga externa o ruptura	1/10 ⁸ H	1/10 ⁹ D	1/10 ⁷ H	43R	
Válvula de presión-vacío.	Falla al operar	3/10 ³ D	1/10 ³ D	1/10 ⁴ D	43R	
Válvula de relevo.	Falla al abrir	1/10 ³ D	3/10 ⁶ D	3/10 ³ D	43R	También aplica a la presión regulada por "bypass".
	Apertura prematura	1/105 H	3/106 H	3/105 H	43R	
	Fuga externa o ruptura	1/108 H	1/109 D	1/107 H	10R, 43R	

**DATOS DE RAZONES DE FALLAS.
(CONTINUACIÓN) (5)**

COMPONENTE	MODO DE FALLA	MEDIANO	BAJO	ALTO	REFERENCIA	OBSERVACIONES
Recipientes a presión (Estándar)		3/10 ⁶ H			11R	
		0.3/10 ⁶ H			11R	
	Falla potencialmente peligrosa	6/10 ⁵ H			12R	
	Falla catastrófica	2/10 ⁹ H			12R	
Moldura	Fuga de 8" x 1/16"	3/10 ⁹ H	3/10 ¹⁰ H	1/10 ⁷ H	43R	
	Fuga de 1" x 1/16"	3/10 ⁹ H			10R	Ajustado a la fuga mayor

Apéndice A.2. Datos de Razones de Fallas

FACTORES DE SERVICIO PARA AMBIENTES DE OPERACIÓN

AMBIENTE	FACTOR DE SERVICIO
Condiciones estáticas, ideal.	0.1
Libre de vibración, ambiente controlado.	0.5
Propósito general, basado en tierra.	1.0
Embarcación	2.0
Carretera	3.0
Ferrocarril	4.0
Vehículo aéreo.	10.0
Misil	100.0

Apéndice A.3 Ambientes de Operación

DESCRIPCIÓN DE UNA ACTIVIDAD TÍPICA	ERROR DE FRECUENCIA PROMEDIO ESTIMADO
Actuación del operario del interruptor.	10^{-3}
Actuación del operario que maneja la clave del interruptor.	10^{-4}
Error general humano de omisión.	10^{-2}
Monitoreo o error en la inspección.	10^{-1}
Error general humano de observación.	0.05
Razón general del error en actividades de alto estresamiento que ocurren rápidamente.	0.25
Error en la inspección en un caminante pasivo.	0.50

Apéndice A.4.- Frecuencias de error humano.

FACTORES DE SERVICIO PARA AMBIENTES DE OPERACIÓN

AMBIENTE	FACTOR DE SERVICIO
Condiciones estáticas, ideal.	0.1
Libre de vibración, ambiente controlado.	0.5
Propósito general, basado en tierra.	1.0
Embarcación	2.0
Carretera	3.0
Ferrocarril	4.0
Vehículo aéreo.	10.0
Misil	100.0

Apéndice A.3 Ambientes de Operación

DESCRIPCIÓN DE UNA ACTIVIDAD TÍPICA	ERROR DE FRECUENCIA PROMEDIO ESTIMADO
Actuación del operario del interruptor.	10^{-3}
Actuación del operario que maneja la clave del interruptor.	10^{-4}
Error general humano de omisión.	10^{-2}
Monitoreo o error en la inspección.	10^{-1}
Error general humano de observación.	0.05
Razón general del error en actividades de alto estresamiento que ocurren rápidamente.	0.25
Error en la inspección en un caminante pasivo.	0.50

Apéndice A.4.- Frecuencias de error humano.

EJEMPLOS DE CAUSAS PARA DESVIACIONES ESPECÍFICAS (1)

Palabra guía.	Parámetro	Causa Posible.
Alto	Flujo	Bomba/Compresor a exceso de velocidad Bomba/Succión de compresor presurizado. Baja contrapresión sobre la bomba/salida del compresor. Falla de la válvula de control. Erosión u orificio de corrosión. Alta presión a corriente arriba. Fuga interior en el intercambiador La válvula en el "bypass" está abierta. Fuga externa o ruptura corriente abajo.
Bajo	Flujo	Bomba/Falla del compresor. Succión pobre de la bomba. Cavitación en la bomba. Alta presión corriente abajo. Falla de válvula de control. La válvula de bloqueo no está totalmente abierta. Presión baja corriente abajo. El intercambiador de calor tiene una fuga interior. Bloqueo o sedimentos depositados. Fuga externa corriente arriba Se abrió una válvula equivocada, flujo dividido.
No	Flujo	Bomba/Falla del compresor. Pérdidas en la succión de la bomba. Recipiente de succión viejo. Alta presión corriente abajo. Falla de la válvula de control Válvula de bloqueo cerrada. No hay presión corriente arriba. El intercambiador de calor tiene una fuga interior. Línea bloqueada totalmente. Ruptura externa corriente arriba. Se abrió una válvula equivocada, flujo dividido. La brida ciega no ha sido removida
Inverso	Flujo	Bomba/Falla del compresor Bomba/Compresor invertido Alta presión corriente abajo Aislación pobre Falla de la válvula check Contrasión

**EJEMPLOS DE CAUSAS PARA DESVIACIONES ESPECÍFICAS
CONTINUACIÓN (2)**

Palabra guía.	Parámetro	Causa Posible.
Alto	Presión.	Bloqueo u obstrucción corriente abajo. Falla en el regulador de presión. Expansión térmica en tubería aislada o recipiente. Golpe de ariete debido al repentino cierre de una válvula. Ebullición o líquido en el punto de flasheo. Líquido bombeado dentro de un tanque cerrado. Reacción química.
Bajo	Presión.	Bloqueo u obstrucción corriente arriba. Falla en el regulador de presión. Condensación de vapor. La válvula de relevo falla al "resetear". Reacción entre las paredes del tanque y vapor.
Inverso	Presión.	Condensación de vapor. Bombeo del líquido desde un tanque cerrado. Retorno inadecuado del tanque de succión. Bloqueo corriente arriba del compresor.

Palabra guía.	Parámetro	Causa Posible.
Alto	Temperatura	Falla del sistema de control de temperatura Calentamiento externo por el sol, fuego, etc. Reacción química. Pérdidas de transferencia de calor del fluido Desincrustación o Ensuciamiento en el intercambiador de calor. Transferencia de producto caliente (Ejemplo desde un barco)
Bajo	Temperatura	Falla del sistema de control de temperatura Flama fuera del intercambiador de calor "Flasheo" de gas licuado Pérdidas de transferencia de calor del fluido Desincrustación o Ensuciamiento en el intercambiador de calor. Transferencia de producto frío (Ejemplo desde un barco)

**EJEMPLOS DE CAUSAS PARA DESVIACIONES ESPECÍFICAS
CONTINUACIÓN (3)**

Palabra guía.	Parámetro	Causa Posible.
Alto	Concentración	Cambio en el flujo de alimentación. Falla del componente diseñado para el control de la concentración. Baja temperatura en la columna de fraccionamiento. Alta temperatura en la columna de fraccionamiento. Fuga interna en el intercambiador de calor. Mezcla inadvertida de la substancia. Reacción química. Falla del inyector (ejemplo: inhibidor de corrosión).
Bajo	Concentración	Cambio en el flujo de alimentación. Baja temperatura en la columna de fraccionamiento. Alta temperatura en la columna de fraccionamiento. Fuga interna en el intercambiador de calor Mezcla inadvertida de la substancia Reacción química. Falla del inyector (ejemplo: agente antiensuciante).

Palabra guía.	Parámetro	Causa Posible.
Alto	Nivel	Falla en el sistema de control de nivel. Falla en el indicador de nivel. Salida bloqueada del recipiente. El flujo de líquido dentro del recipiente es demasiado alto. Ensuciamiento o incrustación en el intercambiador.
Bajo	Nivel	Falla en el sistema de control de nivel. Falla en el indicador de nivel. El flujo de líquido dentro del recipiente es demasiado bajo. Fuga externa corriente abajo o desde el recipiente.
No	Nivel	Falla en el sistema de control de nivel. Falla en el indicador de nivel. El flujo de líquido dentro del recipiente es demasiado bajo. Fuga externa corriente abajo o desde el recipiente.

**EJEMPLOS DE CAUSAS PARA DESVIACIONES ESPECÍFICAS
CONTINUACIÓN (4)**

Palabra guía.	Parámetro	Causa Posible.
Así como	"Substancia"	Ingreso desde un sistema de más alta presión. Fuga interna en el intercambiador de calor. Más de una fase en un sistema diseñado para una sola. Alineamiento impropio de válvulas.
Otra cosa que	"Substancia"	Fase equivocada presente, se encuentra con la fase adecuada Alineamiento impropio de válvulas. Bloqueo del compresor corriente arriba.

Nota: "Substancia denota un material particular y una fase específica (sólido, líquido o gas) Por ejemplo: Agua, Vapor (Vapor de agua), gas natural, propano líquido, propano vapor.

Apéndice A.5. Ejemplos de causas para desviaciones específicas.