

01178

5



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

“RIESGOS Y CONSECUENCIAS ASOCIADOS  
AL MANEJO DE COMBUSTIBLES EN LA  
INDUSTRIA PETROLERA”

## TESIS

PARA OBTENER EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA  
(ENERGÉTICA)

PRESENTA :  
GABRIEL MARIO MORALES URDIALES



DIRECTOR DE TESIS: DR. VICTOR RODRÍGUEZ PADILLA

MÉXICO, D.F.

NOVIEMBRE 2002

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

Tesis de Maestría

**RIESGOS Y CONSECUENCIAS  
ASOCIADOS AL MANEJO DE  
COMBUSTIBLES EN LA INDUSTRIA  
PETROLERA**

**GABRIEL MARIO MORALES URDIALES**

**JURADO**

Dr. GERARDO SERRATO ÁNGELES	(Presidente)
Dr. VICTOR RODRÍGUEZ PADILLA	(Secretario)
Dr. SERGIO GALINA HIDALGO	(Vocal)
Dr. MIGUEL ÁNGEL RODRÍGUEZ TORAL	(Suplente)
M.I. FEDERICO LÓPEZ GARCÍA	(Suplente)

NOVIEMBRE DE 2002

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo receptado.

NOMBRE: GABRIEL MORALES URDIALES

FECHA: 18 - NOV - 2002

FIRMA: [Firma]

## RESUMEN

Al considerar el uso de un energético no sólo deben apreciarse los beneficios de este. Las probables afectaciones que el manejo de combustibles como los hidrocarburos puedan ocasionar sobre el medio social o ambiental, son quizá a la larga, mas importantes de considerar que los beneficios inmediatos que puedan estos proporcionar. Este trabajo analiza y describe uno de los impactos más dramáticos en la industria petrolera que son las explosiones. Presenta el marco teórico de este fenómeno en su aspecto físico y químico. Detalla los dos tipos de explosiones más comunes en estas instalaciones, referenciando la mayor parte de los procedimientos actualmente empleados para su evaluación; aunque todos, con la misma base termodinámica pero con diferente eficiencia de reacción. En el ejercicio prototipo, se detallan los procedimientos para determinar franjas de seguridad y recomendaciones para el manejo de estos combustibles. Finalmente se proporcionan criterios de ingeniería que junto con las recomendaciones normativas optimizarán el diseño de plantas que manejen energéticos con riesgo de explosión.

# INDICE

INTRODUCCIÓN	1
<b>1. TEORÍA DE EXPLOSIONES</b>	<b>5</b>
1.1. INFLAMABILIDAD Y EXPLOSIVIDAD DE GASES Y VAPORES	6
1.2. CLASIFICACIÓN DE EXPLOSIONES	8
1.2.1. EXPLOSIONES CONFINADAS	10
1.2.2. EXPLOSIONES NO CONFINADAS	10
1.3. DEFLAGRACIÓN	15
1.4. DETONACIÓN	24
<b>2. RIESGOS ASOCIADOS AL MANEJO DE COMBUSTIBLES</b>	<b>33</b>
2.1. ACCIDENTES EN INSTALACIONES PETROLERAS	34
2.2. FACTORES ASOCIADOS A LOS EVENTOS DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	35
2.3. FACTORES QUE PREVIENEN LOS EVENTOS DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	36
2.4. ANÁLISIS DE RIESGOS	37
<b>3. BLEVE</b>	<b>46</b>
3.1. ANTECEDENTES E HISTORIA	47
3.1.1. CONTEXTO NACIONAL	47
3.1.2. INCIDENTES HISTÓRICOS A NIVEL MUNDIAL	51
3.2. CAUSAS Y CONCEPTOS	53
3.3. MODELOS DE CÁLCULO	56
3.4. MECANISMOS DE EXPLOSIÓN	59
<b>4. NUBES DE VAPOR</b>	<b>65</b>
4.1. DETONACIÓN EN NUBES DE VAPOR	70
4.2. TURBULENCIA	71
4.3. MODELOS PARA SIMULACIÓN DE EXPLOSIONES DE NUBES	72
4.3.1. MÉTODOS DE EQUIVALENCIA DE TNT	73

4.3.2. MÉTODOS BASADOS EN ESTALLIDOS DE CARGA-----	89
--	----

<b>5. PROYECTO DE APLICACIÓN -----</b>	<b>99</b>
5.1. DESCRIPCIÓN DE LA TERMINAL-----	100
5.1.1 IMPORTANCIA ESTRATÉGICA DE LA TERMINAL-----	101
5.1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO-----	101
5.1.3 CARÁCTERÍSTICAS DE DISEÑO Y OPERATIVAS-----	107
5.1.4 MODELACIÓN DE EVENTOS -----	109
5.2 ESCENARIOS DE ESTUDIO-----	114
5.2.1 COMPOSICIÓN Y PROPIEDADES DE LA MEZCLA-----	115
5.2.2 RESUMEN DE CÁLCULOS-----	120

<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES-----</b>	<b>152</b>
--	------------

#### **ANEXOS**

Documentos útiles para la evaluación de explosiones-----	161
Temperatura de flama adiabática-----	172
Termodinámica de calores de combustión-----	174
Ecuaciones termodinámicas típicas-----	178
Mecanismos de vaporización (nucleación)-----	181
Radiación térmica-----	183
Hojas de seguridad-----	190
Balances de materia y energía-----	198

<b>BIBLIOGRAFÍA-----</b>	<b>209</b>
--------------------------	------------

# INTRODUCCIÓN

## INTRODUCCIÓN

La industria petrolera tiene como principal objetivo la extracción, procesamiento, transporte, almacenamiento y distribución de petróleo crudo o derivados de este; durante estas operaciones se han presentado accidentes cuyas consecuencias han provocado pérdidas considerables. Se ha observado que dentro de los eventos más catastróficos presentados en estos accidentes están el fuego y las explosiones. Basta recordar los sucesos de fuego y explosión sucedidos en San Juan Ixhuatepec para poder valorar seriamente las consecuencias humanas, sociales, ambientales y económicas que pueden provocar este tipo de fenómenos. Cabe preguntar ¿porqué no se tenían para este caso las medidas de seguridad suficientes para prevenir este tipo de accidentes? O quizá, en el enfrentamiento de este problema tengamos que aceptar que los accidentes ocurren y por tanto lo único que podemos hacer es disminuir su frecuencia. En realidad, la estación de almacenamiento y distribución de gas L.P de San Juan Ixhuatepec si contaba con las medidas de seguridad requeridas por norma en su diseño original, lo que nos lleva a la pregunta ¿era (o quizá es) la normatividad relativa al caso deficiente o insuficiente para el diseño de una instalación de esta naturaleza? La respuesta más probable, sobre todo para el caso de explosiones, es que la normatividad existente es insuficiente para "garantizar" la ausencia de accidentes en instalaciones petroleras.

En la actualidad han mejorado las técnicas de diseño basadas principalmente en la infraestructura tecnológica actual, que invariablemente han constituido una enorme ayuda en el incremento de la seguridad de todo tipo de instalaciones. Además de esta infraestructura, dentro del campo de la ingeniería se han desarrollado una enorme cantidad de técnicas para evaluar y disminuir los riesgos en casi todas las áreas industriales; no obstante, el problema sigue existiendo.

Evaluar los riesgos asociados al manejo de combustibles convencionales, es tarea fundamental en el desarrollo de cualquier proyecto que considere la explotación y uso de energéticos tales como los hidrocarburos.

Como respuesta a este problema, diferentes organizaciones como las corporaciones MOND y DAW CHemical, han desarrollado metodologías aplicables durante la concepción, diseño, construcción, operación y abandono de estas obras, para



abatir el riesgo principalmente por fuego y explosión en las diferentes fases de un proyecto; obteniendo con esto, mejorar la seguridad e incluso los procesos operativos en la industria química y petrolera.

Ambos fenómenos, fuego y explosión, son catastróficos para su entorno social y ambiental. El primero, por la combustión del material y la radiación emitida; el segundo, por las terribles ondas de choque capaces de derribar edificios o enviar fragmentos y hasta tanques completos a cientos de metros del lugar del accidente.

Actualmente existen muchos trabajos con relación a accidentes provocados por fuego de hidrocarburos, los cuales definen con gran amplitud, una normatividad clara y concreta para la prevención y contención de este fenómeno. No sucede así con las explosiones. Los criterios de ingeniería que al respecto existen son limitados, principalmente en las explosiones tipo BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion), fenómeno explosivo sumamente violento, caracterizado por la expansión súbita de los líquidos saturados almacenados en recipientes a presión. El interés colectivo y el de la propia industria petrolera reclama de profundizar sobre esos fenómenos explosivos con la finalidad de mejorar las medidas de prevención y contención.

Así, esta tesis está direccionada a la evaluación de los riesgos asociados al manejo de los combustibles y a la modelación de explosiones en la industria petrolera, principalmente en nubes de vapor en ambientes no confinados y BLEVES, por ser los tipos de explosión más catastróficos que se han presentado en México. Sobra mencionar, que los relevos de energía relacionados con los procesos nucleares, no forman parte de esta tesis, la cual está direccionada exclusivamente a los relevos súbitos de energía física y química que eventualmente se presentan en las instalaciones de explotación petrolera.

Dentro de este trabajo, se hace explícito que el conocimiento de los mecanismos que gobiernan una explosión, nos permiten determinar los radios de afectación potencial que la energía descontrolada de un hidrocarburo puede alcanzar, así como establecer los procedimientos de seguridad basados en un claro conocimiento de este fenómeno. Por otro lado, debe considerarse que, aunque el actual ingeniero de seguridad o de diseño puede emplear modelos existentes ó herramientas como simuladores de riesgo

para calcular escenarios explosivos, esto de ninguna manera es garantía de su conocimiento del evento ó del uso correcto de criterios de diseño. Definitivamente, sus mejores criterios vendrán de su conocimiento del fenómeno, lo cual requiere un conocimiento físico, químico y termodinámico de los procesos explosivos, que le permitan entender y usar procedimientos, criterios, simuladores, o herramientas con el mejor aprovechamiento. Por esta razón, este trabajo tiene como propósito adicional brindar un soporte técnico, en la teoría de las explosiones.

Las aportaciones del trabajo, pueden resumirse en los siguientes puntos:

1. Se establecen procedimientos para identificar, evaluar y determinar los orígenes y consecuencias de los riesgos que se presentan en proyectos que consideren el almacenamiento y manejo de energéticos.
2. Se determinan los riesgos que se asumen al almacenar, controlar y manejar energéticos convencionales.
3. Se contrastan y recomiendan los modelos ó metodologías existentes para evaluar los procesos explosivos.
4. Se describen las recomendaciones de normatividad nacional e internacional, así como las obtenidas de los resultados del desarrollo de esta tesis para ser aplicadas durante la fase del diseño, construcción y operación para abatir, contener ó prevenir explosiones en la industria petrolera.
5. Se presentan los procedimientos necesarios para establecer franjas de seguridad que permitan a la industria química y petrolera localizar tanques y equipo de alto riesgo en zonas de menor afectación.
6. Se presentan diagramas de flujo, para su codificación y empleo en las simulaciones explosivas correspondientes.
7. Se establecen criterios de diseño, para su uso en el diseño de instalaciones petroleras ó empleo en el desarrollo de estudios de análisis de riesgo.

Este trabajo se divide en cinco capítulos.

El capítulo uno, presenta la teoría de las explosiones, conceptos generales; tipos y características de estas, mecanismos de difusión y turbulencia, características de la ignición, etc.

En el capítulo dos, se presentan las metodologías comúnmente empleadas para la identificación y evaluación de los riesgos asociados al almacenamiento y manejo de energéticos convencionales ó no renovables.

El tercer capítulo, trata sobre explosiones físicas, principalmente BLEVE's, para este caso se presentarán los modelos y simuladores de proceso que se emplearon para determinar las curvas de equilibrio de los productos saturados, un análisis de los materiales que constituyen a los recipientes que confinan el material explosivo y un análisis especial de explosiones secundarias que acompañan a este fenómeno (flamazos ó fireball).

En el cuarto capítulo, se presenta el soporte teórico para la formulación de las modelaciones necesarias para simular el fenómeno; principalmente se establecen los cuadros matemáticos de termodinámica, transferencia de masa y transferencia de calor que son el conocimiento básico necesario para poder describir y simular los mecanismos que gobiernan un proceso explosivo, principalmente para nubes no confinadas.

El capítulo quinto, presenta un proyecto de aplicación que se realizó en Quito, Ecuador. El objetivo principal de este trabajo consistió en evaluar el riesgo asociado al manejo de diferentes gasolinas, diesel y gas licuado, así como en determinar el radio de afectación que se presentaría si tres esferas de almacenamiento de gas licuado llegaran a tener un evento catastrófico.

Junto con las conclusiones, se hace una serie de recomendaciones para disminuir la probabilidad de ocurrencia y el potencial de afectación de los eventos explosivos que se presentan principalmente en la industria petrolera. Finalmente, se presentan los anexos que complementan este proyecto.

# **1. TEORÍA DE EXPLOSIONES**

# 1. TEORÍA DE LAS EXPLOSIONES

Aunque el actual ingeniero de seguridad o de diseño puede emplear modelos existentes o herramientas como simuladores de riesgo para calcular escenarios explosivos, esto de ninguna manera es garantía de su conocimiento del evento o del uso correcto de criterios de diseño.

Definitivamente, sus mejores criterios vendrán de su conocimiento del fenómeno, lo cual requiere un conocimiento físico, químico y termodinámico de los procesos explosivos, que le permitan entender y usar procedimientos, criterios, simuladores, o herramientas con el mejor aprovechamiento. Por esta razón, este capítulo tiene como propósito principal brindar un soporte técnico, aunque de manera básico de la teoría de las explosiones.

Una explosión es el relevo súbito y violento de energía de un material confinado; dicha liberación de energía se hace a través de un estallido, el cual provoca un cambio transiente en el perfil de presión, densidad y velocidad del aire alrededor del punto de la explosión. El cambio provocado puede ser discontinuo si se trata de una onda de choque o gradual, si nos referimos a una onda de presión (4, 7, 18).

La fuerza de la explosión, dependerá de la cantidad de material explosivo existente y la velocidad con que la energía es relevada.

La energía liberada puede ser de tres clases:

Física: Representada por la expansión instantánea de un gas a alta presión; un ejemplo clásico sería el estallido de una caldera de alta presión.

Química: Caracterizada por una reacción de cambios químicos, normalmente de combustión en la industria petrolera; un ejemplo clásico es la explosión de una nube de vapor en donde el frente de la reacción avanza dentro de la sección de la nube que aún no reacciona. A este tipo de explosiones se les identifica como explosiones de propagación, debido a que la reacción sigue un frente (en contrapartida una reacción química que se presenta dentro de un recipiente se le conoce como explosión uniforme).

Nuclear: Estas explosiones están representadas por las fisiones y fusiones nucleares de algunos átomos.

Los relevos de energía relacionados con los procesos nucleares, no forman parte de este trabajo, el cual está direccionado principalmente a los relevos súbitos de energía física y química que eventualmente se presentan en las instalaciones de explotación petrolera.

En este contexto, es de gran interés, la revisión de conceptos y aspectos fundamentales directamente relacionados con las explosiones.

## **1.1 INFLAMABILIDAD Y EXPLOSIVIDAD DE GASES Y VAPORES**

Antes de detallar los mecanismos de una explosión, conviene describir algunas características asociadas a este fenómeno.

Cuando se mezclan gases o vapores de hidrocarburos, con aire u oxígeno, se genera un ambiente de riesgo explosivo, siempre y cuando se encuentren dentro de los límites de concentración de inflamabilidad.

Así, los límites de inflamabilidad representan la concentración mínima necesaria y la concentración máxima posible para que un gas o vapor pueda quemarse (41).

La tabla 1.1, presenta para varios materiales los límites de concentración (VOL %) más bajo y más alto de inflamabilidad. Estos valores se obtienen experimentalmente en tubos de laboratorio, donde se introduce y enciende la mezcla en cuestión, estimándose la propagación de su flama.

Los límites de inflamabilidad pueden también determinarse por medio de la ignición de mezclas inflamables en recipientes a presión, en estos casos lo que se mide son los incrementos de presión y se relacionan con la propagación de la flama.

TABLA 1.1 LÍMITES DE INFLAMABILIDAD DE HIDROCARBUROS

HIDROCARBURO	LÍMITE BAJO DE INFLAMABILIDAD (VOL%)	LÍMITE ALTO DE INFLAMABILIDAD (VOL%)	ENERGÍA DE IGNICIÓN (mJ)	TEMPERATURA AUTOIGNICIÓN (°C)	DE
ACETONA	2.6	13.0	1.15	465	
ACETILENO	2.5	100.0	0.02	305	
AMONIACO	15.0	28.0	-	-	
BENCENO	1.3	7.9	0.2	560	
1,3-BUTADIENO	2.0	12.0	0.13	420	
N-BUTANO	1.8	8.4	0.25	405	
MONOXIDO DE CARBONO	12.5	74.0	-	-	
DIETIL-ETER	1.9	36.0	0.19	160	
DIMETIL-ETER	3.4	27.0	0.29	350	
ETANO	3.0	12.4	0.24	515	
ALCOHOL ETILICO	3.3	19.0	-	365	
ETILENO	2.7	36.0	0.07	490	
OXIDO DE ETILENO	3.6	100.0	0.06	-	
GASOLINA (TÍPICA)	1.3	7.1	-	440	
N-HEPTANO	1.05	6.7	0.24	215	
N-HEXANO	1.2	7.4	0.24	225	
HIDROGENO	4.0	76.0	0.02	400	
METANO	5.0	15.0	0.26	540	
ALCOHOL METILICO	6.7	36.0	0.14	385	
METIL-ETIL-CETONA	1.9	10.0	0.53	-	
N-NOPTANO	1.1	7.3	0.22	260	
PROPANO	2.1	9.5	0.25	450	
ALCOHOL PROPILICO	2.2	14.0	0.65	440	
PROPILENO	24.	11.0	0.28	460	
TOLUENO	1.2	7.1	-	480	

CRAIG BEYLER 'FLAMMABILITY LIMITS OF PREMIXED, SFPE HANDBOOK, 1-290' (41)

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Debido a que los resultados en este tipo de pruebas, está más directamente relacionada con las explosiones, estos datos son generalmente llamados límites de explosividad, y al igual que los mencionados anteriormente, representan los límites de concentración (VOL %) más bajo y más alto requeridos para que se presente una explosión.

A diferencia de los límites de inflamabilidad, los límites de explosividad no tienden a ser constantes, debido a que los datos son sensibles a la conformación de la prueba (4), en ocasiones estos resultados coinciden con los de inflamabilidad y en otros casos se presentan grandes diferencias. Para la mayoría de gases y vapores, solo hay disponibles datos de inflamabilidad; Según Tunkel (34) teóricamente los límites de inflamabilidad y detonabilidad debieran ser idénticos.

El intervalo de los límites de concentración de inflamabilidad y explosión, es mayor con el incremento de la temperatura y la presión; los límites de inflamabilidad mas bajos tienden a ser más sensibles con la temperatura, en contraste con los valores altos que son mas sensibles con la presión; la siguiente tabla muestra la relación entre los límites de inflamabilidad y los límites de explosividad en diferentes incrementos de presión para el Metano e Hidrógeno.

**TABLA 1.2 CONTRASTE DE LÍMITES DE EXPLOSIVIDAD E INFLAMABILIDAD.**

MATERIAL	LÍMITE (VOL%) INFLAMABILIDAD	LÍMITE DE EXPLOSIVIDAD (VOL%)	
		(P-Po)/Po	
		1.0	0.1
METANO LIMITE BAJO	5.0	5.0	4.6
METANO LÍMITE ALTO	15.0	17.5	20.0
HIDRÓGENO LÍMITE BAJO	4.0	7.5	5.0
HIDRÓGENO LÍMITE ALTO	76.0	75.0	77.0

ZALOSH G ROBERT "EXPLOSION PROTECTION, SFPE HANDBOOK, 2-88" (41)

## 1.2 CLASIFICACIÓN DE EXPLOSIONES

Una determinada clasificación de explosiones puede manejarse en el modo de relevar energía, como el caso descrito al inicio de este capítulo, sin embargo existen muchas clasificaciones, cada una útil, dependiendo de lo que se desee analizar. El esquema 1.1 presenta una de las clasificaciones mas comúnmente empleadas, la cual se basa en el confinamiento o no del material explosivo.



EXPLOSIONES

NO CONFINADA  
O PARCIALMENTE  
CONFINADA

CONFINADA

FÍSICA

QUÍMICA

EXPANSIÓN  
DE GASES  
(BLEVE)

POLVOS  
INFLAMA-  
BLES

REACCIO-  
NES INE-  
STABLES  
(RUNAWAY)

DE GASES  
VAPORES  
INFLAMA-  
BLES

NUBES DE  
VAPOR

LÍQUIDOS  
CRIOGENI-  
COS

CLASIFICACIÓN GENERAL DE EXPLOSIONES  
ESQUEMA 1.1  
RESUMEN DE DIFERENTES PUBLICACIONES

Tomando como base el esquema anterior tenemos el siguiente desglose con sus respectivas características.

### **1.2.1 EXPLOSIONES CONFINADAS**

Las explosiones confinadas, son aquellas en que el material explosivo esta contenido en un recipiente, el cual, al fracturarse o romperse, permite la liberación de la energía provocada por una reacción química o un sistema de alta presión; la explosión es uniforme, dado que se considera que cualquier parte del material reacciona al mismo tiempo.

Las explosiones confinadas, pueden ser físicas o químicas de acuerdo a la procedencia de su energía. De naturaleza química existen tres variantes, que son; las que provienen de las reacciones inestables denominadas explosiones Runaway, las que provienen de los polvos inflamables y las que derivan de los gases o vapores inflamables que sufren combustión dentro de un contenedor.

De naturaleza física, el BLEVE (Boiling liquid Expanding Vapor Explosion) representa el fenómeno explosivo mas difundido por su naturaleza tan violenta en el ámbito petrolero.

#### **1.2.1.1 EXPLOSIONES DE REACCIONES INESTABLES**

Las explosiones provenientes de reacciones inestables son más conocidas como Runaway. A manera de breviarío, se puede comentar que las explosiones Runaway son reacciones exotérmicas con el incremento suficiente de temperatura para generar con posterioridad, reacciones altamente liberadoras de calor; es un proceso autotérmico, con una velocidad de reacción exponencial respecto de la temperatura (punto de no retorno). Este tipo de reacciones no deseadas e inesperadas (pérdida de control de la reacción en curso) presenta como consecuencias un incremento de presión con explosión del recipiente y liberación de productos químicos peligrosos. Los mecanismos iniciadores del Runaway, son normalmente:

- Impurezas de los reactivos
- Reactores contaminados
- Dispersión de catalizador
- Acumulación de reactivos

- Falso del agitador
- Mezclado equivocado

Este tipo de explosiones, puede prevenirse o mitigarse a través de acciones tales como:

- Procedimientos operativos
- Control de calidad
- Instrumentación
- Válvulas de seguridad
- Discos de ruptura
- Limpieza

Debido a que este tipo de explosiones no son comunes en la industria de la explotación petrolera no forma parte del alcance de este trabajo.

#### **1.2.1.2 EXPLOSIONES DE POLVOS INFLAMABLES**

Tampoco son muy comunes en los procesos de producción petrolera las explosiones debido a polvos inflamables, tales como los sulfuros, zinc, azúcar, etc. Estos materiales, reaccionan con el oxígeno (combustión) en presencia de un agente de ignición, provocando explosiones considerables. Los polvos inflamables representan un riesgo explosivo cuando el tamaño característico de sus partículas es menor de 400  $\mu\text{m}$  (micrones) y cuando están suspendidos en el aire a concentraciones entre el mínimo y máximo límite de explosividad (4).

Los límites de concentración más bajos, se encuentran en el orden de 30 a 60  $\text{g}/\text{m}^3$  para partículas de un tamaño menor a 100  $\mu\text{m}$ , en tanto que el límite máximo de explosividad, se encuentra normalmente en concentraciones de entre 2000 y 6000  $\text{g}/\text{m}^3$ (41).

Los datos de límites bajos de explosividad de polvos, presentan algunas dificultades; una radica en que no existe suficiente bibliografía para conocer sus valores en la amplia gama de instalaciones industriales que existen y la no uniformidad de concentraciones y/o la estratificación de esta; la otra dificultad se debe, a que se forman depósitos de polvo en el suelo y las paredes, por lo que estos no estarían en suspensión a menos que una explosión primaria se iniciara en cualquier parte de la planta,

generando ondas lo suficientemente fuertes para provocar corrientes de aire capaces de colocar a los polvos en suspensión.

No obstante lo anterior, se han realizado pruebas que demuestran que puede ocurrir una explosión (propagación de esta), aún cuando la concentración de polvos, estén por debajo de los límites reportados, lo cual se debe, a que las nubes de polvos creadas por una explosión primaria solo se extienden a una distancia relativamente corta sobre el piso (en caso de que se presentara un evento en que el material estuviera parcialmente confinado).

La tabla 1.3 muestra los tamaños de partícula media y su concentración mínima de explosión para los polvos más comunes manejados en instalaciones químicas (41).

**TABLA 1.3 EXPLOSIVIDAD EN POLVOS**

MATERIAL	TAMAÑO MEDIO DE PARTÍCULA ( $\mu\text{M}$ )	CONCENTRACIÓN EXPLOSIVA MÍNIMA ( $\text{g}/\text{m}^3$ )
ALUMINIO	29	30
CALCIO (STEARATE)	12	30
CARBÓN BITUMINOSO	24	60
MAGNECIO	28	30
RESINA FENÓLICA	<10	15
POLIETILENO, 1.D	<10	30
POLIPROPILENO	25	30
POLICLORURO DE VINILO	107	200
AZUCAR	30	200
SULFUROS	20	30
ZINC	10	250
ZINC	<10	125

ZALOSH G ROBERT "EXPLOSION PROTECTION, SFPE HANDBOOK, 2-91" (41)

### **1.2.1.3 EXPLOSIONES DE GASES O VAPORES INFLAMABLES EN CONFINAMIENTO**

Son explosiones de gases que se llevan a cabo por la combustión de hidrocarburos en contenedores cerrados; la sobrepresión desarrollada en estas explosiones puede evaluarse a partir de la ley de los gases ideales y si la explosión ocurre con suficiente rapidez despreciar la disipación de calor. Normalmente estos eventos son deflagrativos, por lo que sus velocidades tienden a no ser muy rápidas.

La modelación de este fenómeno, junto con sus mecanismos de reacción, se describen junto con la deflagración en el punto 1.3.

### **1.2.1.4 EXPLOSIONES TIPO BLEVE**

Este tipo de explosiones de naturaleza física, tiene su origen en fallas del material del recipiente contenedor; estas fallas pueden deberse a fuego, impacto mecánico, corrosión, falla metalúrgica o presión interna excesiva. En la industria petrolera han existido gran cantidad de accidentes catastróficos en el almacenamiento de gas licuado a presión, razón por la cual se le dedica todo el capítulo 3 del presente trabajo a este fenómeno.

Bleve, es un acrónimo de Boiling Liquid Expanding Vapor Explosión (Explosión de Vapores por Expansión de Líquidos en Ebullición). El hidrocarburo en estado de saturación mantiene un equilibrio entre la fase líquida y la fase gaseosa del mismo, su parte líquida (casi toda la masa) se encuentra por arriba de su temperatura de ebullición, al presentarse una falla en el material del contenedor, se produce un estallido debido a la expansión de los vapores y flasheo instantáneo de los líquidos en el recipiente, seguida de una fragmentación del contenedor; si el líquido es un hidrocarburo (el líquido no tiene que ser inflamable para causar un BLEVE) se producirá una segunda explosión denominada FIREBALL (similar a un flamazo) cuyo mecanismo es diferente al BLEVE.

La magnitud del estallido y sus efectos dependen de la energía interna contenida en el recipiente, lo cual es una función de la masa de la sustancia almacenada y sus propiedades termodinámicas.

La energía almacenada es transformada en energía mecánica en forma de estallido y generación de fragmentos.

## **1.2.2 EXPLOSIONES NO CONFINADAS O PARCIALMENTE CONFINADAS**

Las explosiones no confinadas o parcialmente confinadas, son aquellas que tienen su origen en una fuga del material explosivo; por lo que su modelado, depende mucho de las condiciones ambientales existentes en el momento del evento; por otro lado, su adecuada evaluación depende también de las geometrías y formas de fuga presentadas durante el accidente. En este fenómeno, se presentan dos casos específicos, explosiones de nubes de vapor inflamables y líquidos criogénicos.

### **1.2.2.1 EXPLOSIONES DE NUBES DE VAPOR NO CONFINADAS**

La combustión de vapores o gases inflamables en estado de no confinamiento o confinamiento parcial, puede producir riesgos explosivos si la cantidad de estos gases fugados es considerable y las condiciones ambientales adecuadas. Existen diversos estudios al respecto, debido a que hasta hace pocos años se consideraba que estas fugas sólo provocaban grandes incendios o llamaradas (Flashfires); no obstante, las experiencias sufridas dramáticamente en los últimos años, han llevado a los investigadores en materia de explosiones a reconsiderar este fenómeno, (en el capítulo 4 se hace una revisión detallada de este tipo de explosiones).

Los efectos de los estallidos provocados por una nube de vapor, varían ampliamente en función de la velocidad de propagación de la flama, aunque en la mayoría de los casos el modo de propagación es la deflagración, bajo condiciones extraordinarias puede ocurrir una detonación (ver más adelante).

Para que este tipo de explosiones se lleve a cabo se requiere:

- Un relevo a la atmósfera de material inflamable, en condiciones apropiadas, tal como los gases licuados a presión (Propano, Butano, etc.), líquidos ordinarios inflamables y gases inflamables no licuados (Metano, Acetileno, etc.).
- La formación de una nube con el suficiente tamaño, antes de que se presente algún tipo de ignición.
- Y la suficiente cantidad de material explosivo en la nube dentro de los intervalos de inflamabilidad para causar una sobrepresión considerable.

### **1.2.2.2 EXPLOSIONES DE LÍQUIDOS CRIOGÉNICOS**

Estas explosiones son provocadas por fugas de líquidos criogénicos, tales como el gas licuado por enfriamiento. Este material al derramarse presenta una evaporación súbita por transmisión de calor, ocasionando las sobrepresiones correspondientes a este fenómeno.

### **1.2.2.3 EXPLOSIONES FLASH FIRE**

Es una combustión similar a la que ocurre en las nubes de vapor, con la diferencia de que, la velocidad de combustión es relativamente lenta.

Los principales riesgos que se presentan en este fenómeno son la radiación y el contacto directo con la flama. Los efectos de radiación sobre un objetivo dependen de la distancia y el tamaño de la flama, su potencia emisiva, la transmisividad atmosférica local y el tamaño de la nube (ver anexo F); se conocen también como llamaradas (en realidad, debido a que cualquier combustión genera un calentamiento y consecuentemente aunque en forma mínima un transiente de presiones, puede considerarse que todas las combustiones son explosiones)

Como se mencionó con anterioridad, la fuerza explosiva depende entre otras cosas, de su velocidad de desarrollo, por lo que las explosiones pueden también, clasificarse con base a la velocidad de desplazamiento del frente explosivo como detonantes o deflagrantes.

## **1.3 DEFLAGRACIÓN**

Una explosión es del tipo deflagrativo cuando el frente de la onda de sobrepresión viaja a una velocidad por debajo de la sónica, menor a 340 m/s en el medio ambiente (18) o dicho de otra forma, cuando la propagación de la explosión o de la reacción química de una sustancia, avanza dentro de la nube formada por el material que aún no reacciona en forma rápida, pero a una velocidad por debajo de la sónica.

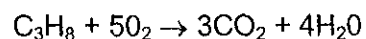
Para mezclas Aire-Hidrocarburos, la deflagración es relativamente lenta, la velocidad de combustión normalmente es del orden de 1.0 m/s, aunque llega a alcanzar velocidades hasta de 30m/s.

Es condición necesaria para que ocurra la deflagración, que la mezcla gaseosa este dentro del intervalo de inflamabilidad y que haya una fuente de ignición o que la mezcla sea calentada a su temperatura de autoignición (en realidad la primera conduce a la segunda). En términos generales, la deflagración es el modo más probable en que pueda ocurrir la propagación de una flama después de la ignición.

Las energías de ignición para que se lleve a cabo una deflagración son del orden de  $10^{-4}$  Joules. En un ambiente industrial, potencialmente siempre existen fuentes de ignición, de tal manera que la ignición de una nube de vapor puede ser el resultado de un chispazo eléctrico en un aparato, una superficie caliente presente en cualquier instalación química, un fuego abierto o cualquier flama.

Durante la explotación de un pozo, manejo, transporte, bombeo, compresión, almacenamiento, recepción o distribución de productos petrolíferos como el crudo, aceite, gas, gasolinas y similares, se presentan accidentes que en algunos casos degeneran en la combustión de estos productos y si se presentan las condiciones adecuadas, dicho fenómeno nos puede conducir a una explosión (normalmente deflagrante).

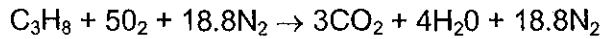
Prácticamente la combustión de los hidrocarburos llevan los mismos mecanismos de reacción, así por ejemplo, si quemamos propano la reacción representativa será:



La estequiometría de la reacción está determinada por el número de moles necesarios de cada componente (no obstante, en un momento determinado la relación oxígeno-hidrocarburo deberá ser mayor que la requerida estequiométricamente) (30).

Si se considera la misma reacción, pero empleando aire en lugar de oxígeno y tomando en cuenta que la mezcla de aire está compuesta casi en su totalidad por aproximadamente el 79 % de Nitrógeno y el resto por oxígeno, la reacción representativa sería la siguiente:





Es importante considerar dentro de los diferentes modos de combustión, los mecanismos de propagación de la flama dentro de una mezcla aire-hidrocarburos estacionario. Este fenómeno, está ampliamente determinado por la conducción y difusión molecular del calor y los materiales combustibles. El mecanismo de difusión normalmente es lento; siendo este el caso, la pregunta sería ¿cuales son los mecanismos por los que una combustión lenta y laminar se transforma a un proceso intenso generador de un estallido? La respuesta radica en que la explosión esta más fuertemente influenciada por la turbulencia que por la difusión natural de los materiales, y secundariamente por inestabilidades en la combustión.

Un frente de flama laminar, propagándose dentro de una mezcla es fuertemente afectado por la turbulencia.

En una deflagración, una turbulencia de baja intensidad, solo arrugará el frente de la flama y alargará su área superficial, al incrementarse la turbulencia, el frente de flama pierde su característica laminar 'lisura', y termina dentro de una zona de combustión. En una mezcla intensamente turbulenta, la combustión tiene lugar en una zona extendida, en que los productos de la combustión y materiales combustibles que aún no reaccionan son mezclados intensamente; de tal manera que pueden resultar velocidades grandes de incineración debido a que dentro de la zona de combustión, la interfase reaccionante entre los productos de la combustión y los reactivos puede llegar a ser muy grande.

La interacción entre la turbulencia y la combustión, juega un papel clave en la explosión de un gas; al generarse turbulencia, el frente de flama que es convectivo por expansión del flujo, interactúa con la turbulencia, la cual incrementará la velocidad de combustión.

A medida que más y más reactivos son convertidos a productos de combustión por unidad de volumen y tiempo, la expansión de flujo es más fuerte, provocando mayores velocidades las cuales van a la par con un incremento en la intensidad de la turbulencia, este proceso se retroalimenta así mismo.

En la etapa turbulenta de propagación de flama, la explosión de un gas puede describirse como un proceso de combustión manejado como un flujo en expansión

con un comportamiento turbulento actuando como una retroalimentación positiva incontrolada.

En resumen, el mecanismo básico de una explosión de gas, es un proceso de retroalimentación con el siguiente mecanismo:

Combustión → expansión de flujo → turbulencia → combustión

Tratándose de un recipiente o sistema cerrado, el incremento de temperatura provocado por la combustión, ocasionará un aumento súbito de presión (este valor se incrementa también con el aumento del número de moles), la cuantificación de este cambio, puede determinarse con una aceptable precisión, a través de la ecuación de gases ideales (aquella que no considera las fuerzas intermoleculares entre los componentes del gas), debido principalmente a que los hidrocarburos gaseosos a altas temperaturas presentan un comportamiento ideal. Así, la presión máxima presente en el momento de la explosión,  $P_{Máx}$ , será (31):

$$P_{Máx} = P_i N_f T_f / N_i T_i \text{ ----- (1.1)}$$

Donde T y N hacen referencia a la temperatura absoluta y número de moles respectivamente y los subíndices i y f a las condiciones iniciales y finales.

Las unidades pueden ser diferentes, siempre y cuando la ecuación sea dimensionalmente consistente.

Si la explosión ocurre lo suficientemente rápida para despreciar el calor de disipación, el valor de  $T_f$  (la temperatura del gas quemado al final de la combustión) debería corresponder a la temperatura de flama adiabática de la mezcla gas-aire (ver anexo B). Esta temperatura, conocida también como de combustión adiabática, es la temperatura que alcanzan los productos de la combustión sin la pérdida de energía por calor o trabajo, ni tampoco por cambios de energía cinética o potencial; de tal manera que es la máxima temperatura que puede alcanzarse para los hidrocarburos considerados.

Para la mayoría de los hidrocarburos gaseosos, las temperaturas de flama adiabática a presión constante están en el rango de 1600 a 2400 °K.

Generalmente, el máximo pico de presión que se presenta en una explosión de cualquier hidrocarburo en un ambiente con aire, es del orden de 8 veces la presión inicial, siempre y cuando ocurra con una concentración de aire ligeramente superior a la requerida estequiométricamente. Esto se debe, justamente a estos incrementos de temperatura con base a la flama adiabática, de donde las relaciones de presión serían del orden de 1600/298 y 2400/298 (temperatura de flama adiabática a presión constante). La siguiente tabla (1.4) refleja esta relación para una mezcla 5% de propano en aire

**TABLA 1.4 EFECTO DE LA PRESIÓN INICIAL SOBRE LA PRESIÓN DE EXPLOSIÓN MÁXIMA (5% DE PROPANO EN AIRE)**

PRESIÓN INICIAL (KPA, ABS), $P_i$	PRESIÓN DE EXPLOSIÓN MÁXIMA (KPA, ABS), $P_m$	$P_m/P_i$
200	1620	8.1
400	3309	8.27
600	4895	8.16

LESS, FRANK "LOSS PREVENTION IN THE PROCESS INDUSTRIES" (18)

Nótese que la presión inicial no afecta significativamente esta relación.

En el uso de la temperatura de flama adiabática para volumen constante, la relación de presiones podría incrementarse hasta 10.

El estimado teórico, de la relación de aumento de presión, está generalmente basado en dos consideraciones (4):

1. La suposición de que el frente de flama se propaga dentro de la mezcla no quemada a una velocidad por debajo de la sónica (lo cual es válido para deflagraciones); lo anterior es equivalente a suponer que la presión en el confinamiento es uniforme, en cualquier tiempo de la explosión (lo anterior considera a la evaluación de la velocidad de propagación de la flama con relación al gas no quemado, como la velocidad de quemado). De tal manera que:

$$dm_b/dt = -dm_u/dt = \rho_u A_f S_u \text{-----}(1.2)$$

$m_b$  = Masa quemada en el recipiente cerrado, en el tiempo 't'

$m_u$  = Masa no quemada en el tiempo 't'

$\rho_u$  = Densidad del gas no quemado

$A_f$  = Area superficial del frente de flama

$S_u$  = Velocidad de quemado (cm/s)

Las unidades deben ser dimensionalmente consistentes; nótese que  $S_u$  puede representar la velocidad de propagación, que al multiplicarse por el área superficial, representaría un flujo volumétrico de quemado.

2. Una segunda suposición, para deflagraciones en recipientes cerrados, considera que el aumento de presión es proporcional a la masa quemada.

$$(P-P_0)/(P_m-P_0) = m_b/m_0 \text{-----}(1.3)$$

donde:

$P$  = Presión en el tiempo 't'

$P_0$  = Presión inicial

$m_b$  = Masa quemada y masa total en el recipiente

$m_o$  = masa total en el recipiente

$P_m$  = Presión máxima para la combustión completa

Para mezclas de hidrocarburos, con oxígeno puro, la relación de presiones se duplica a 16; aunque es conveniente mencionar que en otras referencias (12), adicionalmente a la composición, condicionan estas relaciones a presiones absolutas iniciales del orden de 1 a 40 bar y a temperaturas iniciales en los intervalos de 0-300°C y para relativamente volúmenes pequeños de unos cuantos metros cúbicos.

En caso de que la concentración del oxígeno disminuya o se agote, la presión de explosión máxima tenderá a disminuir en forma proporcional a la concentración existente, y podrá evaluarse a través de la siguiente ecuación:

$$P_{mn} = P_{ma} C_{st,n} / C_{st,a} \text{-----(14)}$$

Donde  $C_{st}$ , es la concentración estequiométrica (% v/v), para "a" aire y "n" concentración de oxígeno considerado y P, la presión de explosión máxima para "ma" aire y "mn" oxígeno especificado, en unidades consistentes.

La elevación de presión, considerando la velocidad de la reacción explosiva estará determinada por (4):

$$dP/dt = r \text{-----(15)}$$

Normalmente en explosiones experimentales, esta ecuación no aplica en la parte inicial y terminal de la reacción, pero tiene gran precisión en la parte intermedia; un factor que debe considerarse en la relación 'velocidad de explosión – aumento de presión', es la concentración estequiométrica de los reactivos; la más alta velocidad y aumento de la presión máxima de explosión ocurre a concentraciones ligeramente más ricas que la composición estequiométrica en aire. Por otro lado, si se incrementa

la temperatura, la presión de explosión máxima disminuye, a diferencia de su velocidad de elevación de presión la cual aumenta.

Para recipientes cerrados, la presión de explosión máxima no se ve afectada significativamente por la geometría o volumen del recipiente; no obstante, en el caso del volumen, este influye en la velocidad de reacción y por tanto en la velocidad de elevación de presión.

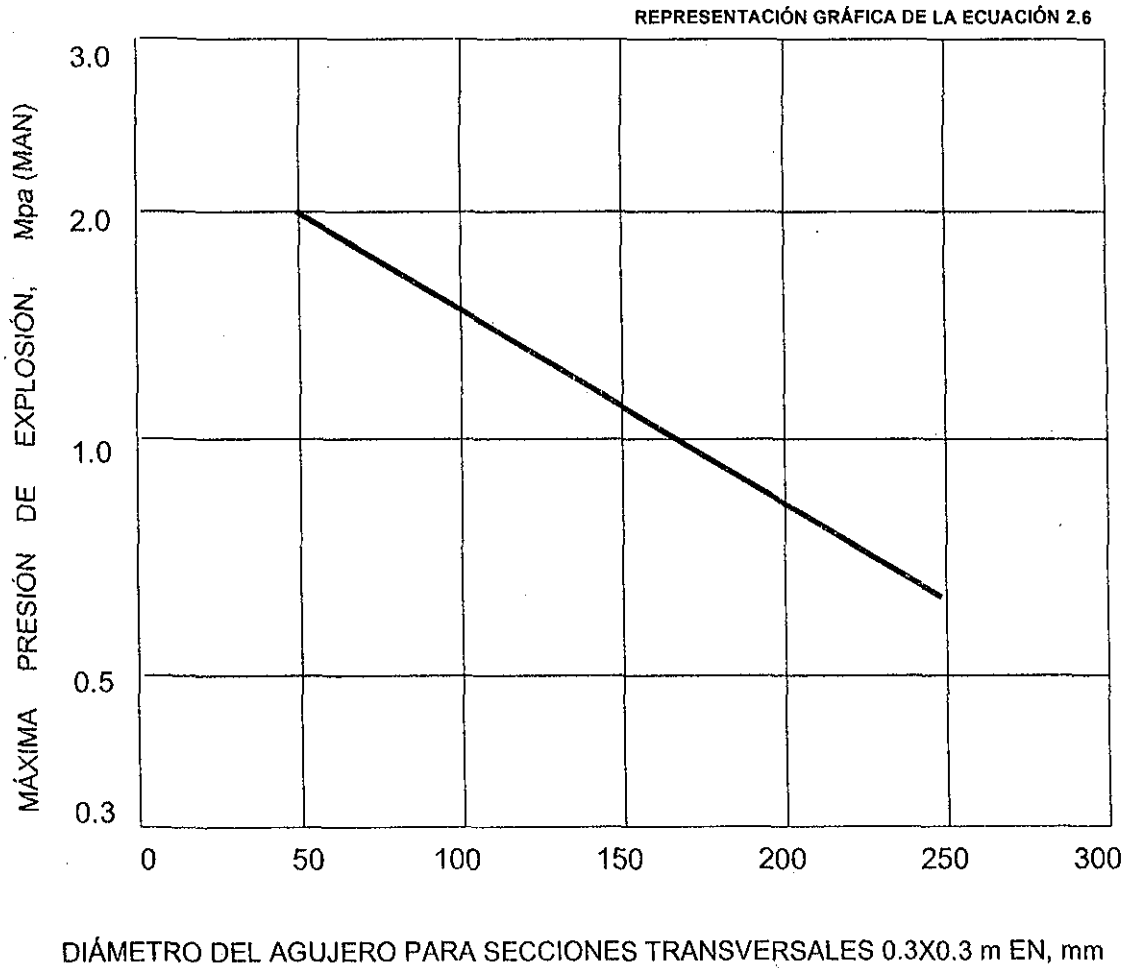
Dentro de las explosiones deflagrativas, debe considerarse un fenómeno denominado presión de piloteo "pressure piling", el cual se produce cuando existen diferentes espacios conectados (a manera de vasos comunicantes), en donde en uno de ellos ocurre una explosión y esta afecta significativamente la máxima presión de explosión del segundo espacio; el proceso se desarrolla de la siguiente manera: En dos espacios conectados, ejemplo 2 colectores, existe una presión inicial  $P_0$  para ambos colectores; en uno de los dos espacios ocurre una explosión, provocando un incremento de presión  $P_1$  en el primer espacio, dicha presión es transmitida al segundo espacio (dado que están conectados) y si el segundo espacio explota, entonces su presión inicial será  $P_1$ , incrementando su presión de explosión a  $P_2$ .

La presión de piloteo puede provocar un enorme incremento en la máxima presión de explosión que ocurra en una instalación (debe tomarse en cuenta que el valor crítico considera que la segunda explosión empieza, justo en el momento de la terminación de la primera explosión).

Para evaluar este evento, han sido desarrolladas diferentes pruebas por la U.S. Bureau of Mines (3) "...en una caja cerrada 0.3 x 0.3 x 1.27 m, en la cual se desplazan varios compartimientos en porciones de 0.3 x 0.3 x 0.013 m, formándose espacios con diferentes relaciones y con agujeros simples de varios tamaños, se encendieron mezclas de aire con hidrocarburos. Los espacios contenían el 9.5% en volumen de gas natural.

Los resultados se presentan en la siguiente figura, a través de una relación semilogarítmica entre la presión de explosión máxima y el tamaño del agujero.

**ESQUEMA 1.2 EFECTO DE LA PRESIÓN DE PILOTEO, EN DOS COMPARTIMENTOS SEPARADOS POR AGUJEROS DE DIFERENTES TAMAÑOS.**



La ecuación que relaciona ambas variables es la siguiente:

$$\text{Log } P_m = -0.002416D_h + 0.424208 \text{-----}(1.6)$$

$$D_h = 50.8 \text{ a } 254$$

Bajo ciertas condiciones, una deflagración puede convertirse en una detonación (transición a detonación), el rango de detonabilidad es más estrecho que el de inflamabilidad (así por ejemplo, el rango de detonabilidad del Hidrógeno en aire es de 18 a 59 % v/v, comparado con su rango de inflamabilidad que es del orden del 4 al 75 % v/v) (18).

El fenómeno de transición de deflagración a detonación puede presentarse en una tubería o en un recipiente (aunque es importante mencionar que la transición para el caso de recipientes es muy improbable). Se presenta en una tubería, si la relación longitud/diámetro es mayor que alrededor de 10 con gases inflamables en aire a presión atmosférica, siempre y cuando el diámetro de la tubería esté por encima de un determinado diámetro crítico entre 12 y 25 mm.

Un frente deflagrativo se mueve a una velocidad de flama, que es la suma de la velocidad de quemado y la velocidad de expansión de los gases quemados. Si la velocidad de la flama es lo suficientemente baja la combustión continua esencialmente a presión constante, pero si la velocidad de la flama es lo suficientemente alta para cambiar el momentum o impulso y ejercer un efecto significativo, se producen perturbaciones a la presión; en este último caso, el frente de flama se acelera y viaja como una onda de combustión, precedida por una onda de choque. Finalmente la aceleración del frente de flama puede causar que la deflagración se convierta en detonación.

La transición es un proceso complejo, donde las propiedades de la detonación dependen esencialmente de las propiedades y condiciones del gas no quemado.

## **1.4 DETONACIÓN**

Una vez alcanzado el punto de ignición, se efectúa la reacción aire-hidrocarburo incrementando cada vez más su velocidad de combustión, si el proceso continúa acelerándose, el modo de combustión de repente puede cambiar drásticamente; justo en el frente de la zona turbulenta de combustión, la mezcla reactiva es



preacondicionada para la reacción a través de una combinación de compresión y de calentamiento de la mezcla de los reactivos con los productos de combustión. Si la turbulencia en la mezcla es muy intensa, la reacción de combustión se puede apagar localmente, resultando una mezcla no reaccionante local pero muy rica de materiales reactantes y productos calientes

La intensidad de calentamiento por compresión puede subir la temperatura en partes de la mezcla a niveles por encima de la temperatura de autoignición, lo que ocasionará que los materiales reaccionen muy rápidamente provocando subexplosiones en un determinado volumen constante. Si la temperatura de la mezcla circundante está lo suficientemente cercana a la autoignición, como un resultado de la compresión provocada por el estallido de una de las subexplosiones, se presentará una onda detonante, la cual encierra el proceso entero de la propagación de flama.

Una detonación (9) es una explosión cuyo frente de presión u onda de choque se desplaza a una velocidad sónica  $\geq 340$  m/s (18).

Puede considerarse también, como la propagación de la reacción química de una sustancia, en la que el frente de la reacción avanza dentro del material que aún no reacciona a una velocidad sónica o mayor.

La deflagración y la detonación difieren fundamentalmente en sus mecanismos de propagación. En la combustión deflagrativa, el frente de reacción se propaga por un transporte de difusión molecular de calor y un mezclado turbulento de productos y reactivos de la combustión. En una combustión detonante, el frente de reacción es propagado por una fuerte onda de choque que comprime la mezcla más allá de su temperatura de autoignición; al mismo tiempo, el choque se mantiene por el calor relevado de la reacción.

Las energías de ignición para una detonación, son del orden de 1000,000 Joules, la tabla 1.5 presenta energías de ignición para hidrocarburos y sus diferencias entre deflagración y detonación.

**TABLA 1.5 ENERGÍAS DE IGNICIÓN Y DETONACIÓN PARA HIDROCARBUROS**

MEZCLA	ENERGÍA MÍNIMA DE IGNICIÓN PARA DEFLAGRACIÓN (MJ)	ENERGÍA MÍNIMA DE IGNICIÓN PARA DETONACIÓN (mJ)
ACETILENO-AIRE	0.007	$1.29 \times 10^5$
PROPANO-AIRE	0.25	$2.50 \times 10^9$
METANO-AIRE	0.28	$2.30 \times 10^{11}$

AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERING "GUIDELINES FOR EVALUATING ..." PAGE 55 (4)

Es importante aclarar, que las escalas de detonabilidad se obtienen experimentalmente de pruebas en celdas, cuyo ancho va de unos cuantos milímetros hasta 300 o 350 mm; las mezclas explosivas con pequeños longitudes de celda son más fácilmente detonables, que las mezclas con celdas relativamente más grandes.

Los datos presentados en la tabla 1.5 fueron obtenidos del American Institute of Chemical Engineers (4); sin embargo, otros autores del National Fire Protection Association (23), presentan para las mismas sustancias valores diferentes a los indicados en esta tabla de energías mínimas de iniciación para una detonación. En lo que si existe una amplia congruencia entre diferentes autores, es en el orden de magnitud de diferencia que hay entre las energías de iniciación requeridas para una deflagración ( del orden de  $10^{-4}$  J, mientras que para la detonación se requieren del orden de  $10^6$  J); las energías requeridas en la detonación son del orden potencial de 9 o 10 veces mayores que en la deflagración.

La probabilidad de que ocurra una detonación en un recipiente confinado o una nube de vapor grande, depende de la fuerza de la fuente de ignición o de un gran nivel de turbulencia para promover la aceleración de la flama.

De lo anterior, se ve la muy poca probabilidad de que una mezcla explosiva de hidrocarburos, presente en eventos de esta naturaleza una característica detonante.

En resumen, la detonación de una mezcla explosiva puede ocurrir por iniciación directa en presencia de una fuente potente de ignición, o por la transición de una deflagración a detonación (es decir por la fuerte aceleración de un frente de flama).

Ciertos autores (18) sugieren, que algunas mezclas son más susceptibles a experimentar detonación, si estas tienen un triple enlace ( ejemplo acetileno  $\text{CH} \equiv \text{CH}$  ) o si presentan un amplio rango de inflamabilidad (ejemplo el Hidrógeno, ya mencionado) una lista de estas sustancias se da a continuación (18):

Acetona	Ciclohexano	n-Decano
Acetileno	Dietil-éter	Etileno
Benceno	Hidrógeno	Metano
Cloroformo	Naftaleno	Tricloroetileno
Tetracloruro de Carbono		Metanol

Las detonaciones generalmente ocurren en las concentraciones intermedias de los límites de inflamabilidad de las sustancias, en la siguiente tabla se presentan algunos de estos valores (compárese el caso del Hidrógeno con la tabla 1.2).

**TABLA 1.6 LÍMITES BAJO Y ALTO DE DETONACIÓN**

MATERIAL	LÍMITE BAJO %	LÍMITE ALTO %
ACETILENO	4.2	50
HIDRÓGENO	18.3	59
ÉTER	2.8	4.5

LESS, FRANK "LOSS PREVENTION IN THE PROCESS INDUSTRIES, PAG 567" (18)

La presión pico durante una detonación, puede calcularse de la teoría clásica de Chapman-Jouguet (14), que consiste en una combinación de equilibrio termoquímico y ecuaciones de la conservación dinámica del gas a través del frente de detonación.

El esquema 1.3 muestra la presión de detonación, calculada como una función de la concentración del combustible para algunas sustancias detonantes.

Otros autores han sugerido, que una muy buena aproximación para la presión de detonación ( $P_d$ ), de Chapman-Jouguet está representada por la siguiente ecuación:

$$P_d = 2P_m \text{-----(1.8)}$$

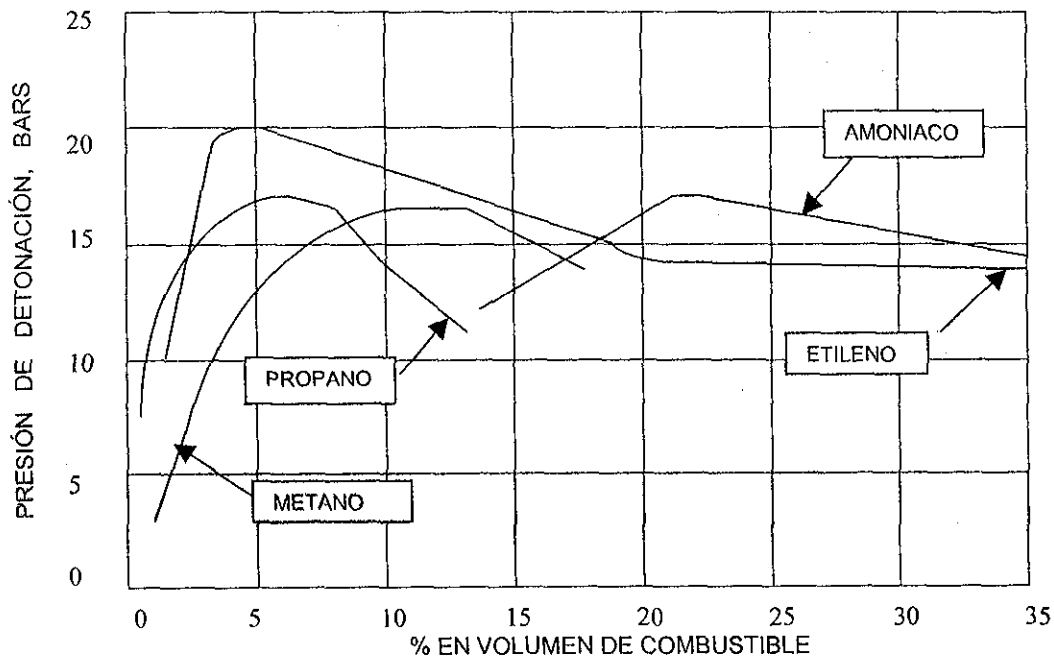
Donde:  $P_m$  = Presión de deflagración en un recipiente cerrado

(es la  $P_{max}$  de la ec.1.1).

$P_d$  = Presión de detonación

Presiones de detonación experimentales para diferentes relaciones hidrocarburo-aire se presentan en el siguiente esquema.

**ESQUEMA 1.3.- PRESIONES DE DETONACIÓN PARA DIFERENTES HIDROCARBUROS**



ZALOSH G ROBERT "EXPLOSION PROTECTION, SFPE HANDBOOK, 2-96' (41)

No obstante la presión de detonación ( $P_d$ ) considerada en la ecuación 1.8, los estimados para las presiones pico en equipo y estructuras durante detonaciones, deben tomar en cuenta la presencia de las ondas de choque reflejadas, con presiones de al menos el doble de grandes como la presión de onda detonante incidental dada por la ecuación (1.3).

Lo anterior, nos permite considerar para mezclas idénticas de aire-combustible que la máxima presión en una detonación, frecuentemente es un poco mayor que cuatro veces la presión de deflagración en un recipiente cerrado.

Un aspecto importante de la detonación, es que la flama requiere una cierta distancia de propagación para acelerar a la velocidad de detonación de Chapman-Jouguet; para la mayoría de mezclas estequiométricas gas-aire es de 1800 a 1900 m/s. También debe considerarse que la detonación es el impulso, el cual depende del tamaño y geometría del contenedor de la mezcla, así en un ducto, este impulso es proporcional a la distancia entre la apertura y el final de la tubería.

Un rasgo característico de una detonación (y explosiones en general) es el estallido. Las explosiones de gas están caracterizadas por una rápida combustión en la que los productos de combustión a una temperatura alta se expanden y afectan sus alrededores; de esta forma, el calor de combustión (energía química) es convertido parcialmente dentro de una expansión a energía mecánica, la cual es transmitida por el proceso explosivo a los alrededores de la atmósfera en forma de una onda de estallido.

Esta conversión de proceso de energía, es muy similar a lo que ocurre en los motores de combustión interna; así un proceso de conversión de energía puede ser caracterizado por su eficiencia termodinámica.

A condiciones atmosféricas la eficiencia termodinámica máxima teórica para la conversión de energía química a energía mecánica en explosiones de gases o estallidos (blast), es de aproximadamente un 40%; de tal manera, que menos del total del calor de combustión producido en la combustión explosiva puede ser transmitido como energía de onda.

En los alrededores de la atmósfera, una onda 'estallido' es experimentada como un cambio transiente en el estado dinámico del gas; Generalmente parámetros como presión, densidad y velocidad de partículas se incrementan rápidamente. La forma de una onda de estallido, es altamente dependiente de la naturaleza del proceso explosivo.

Si el proceso de combustión dentro de un gas es relativamente lento, entonces la expansión es lenta y el estallido consiste en una onda de presión de amplitud baja, que es caracterizado por un incremento gradual en las variables de estado dinámico del gas; por otro lado, si la combustión es rápida, la combustión se caracteriza por un incremento súbito en las variables de estado dinámico del gas.

Un objeto golpeado por una onda explosiva experimenta una carga en el siguiente orden (4):

1. La onda induce una distribución transiente de presiones sobre el objeto que es altamente dependiente de la forma del mismo; así, si consideramos una estructura cerrada (un cuarto por ejemplo), el frente de choque de la onda, chocará con la pared frontal del cuarto, concentrándose parte de la carga de la onda en una porción de la pared, traduciéndose finalmente como una sobrepresión (para ondas débiles, la sobrepresión reflejada es ligeramente mayor que dos veces la sobrepresión incidental).
2. Posteriormente, se formará un frente de choque reflejado, que se direccionará hacia el techo de la estructura formando un vector de fuerza hacia abajo denominado onda de rarefacción (la sobrepresión reflejada es atenuada por la rarefacción lateral) y un vórtice en la esquina frontal del techo, prosiguiendo el frente de choque por encima del techo (la parte alta de la estructura no experimenta más que en el lado de arriba la sobrepresión de la onda).
3. En seguida se formará otro vortice ( hacia abajo) en la esquina posterior del techo y el frente de choque proseguirá hacia su incidencia.
4. Finalmente el frente de choque se alejará de la estructura rígida.

En resumen la carga explosiva en un objeto tiene dos componentes:

Primero es una distribución transiente de presión, inducido por la sobrepresión de la onda explosiva, el componente de carga explosiva se determina principalmente por la reflexión y la rarefacción de la sobrepresión reflejada. La altura y duración de la sobrepresión reflejada son determinadas por la punta de sobrepresión por el lado correspondiente de la onda explosiva y las dimensiones laterales del objeto respectivamente. La carga explosiva en objetos con dimensiones laterales

substanciales, son ampliamente gobernados por los aspectos de sobrepresión de una onda explosiva.

El segundo componente de la carga explosiva es la fuerza de arrastre inducida por la velocidad de las partículas en la onda explosiva.

La magnitud de la fuerza de arrastre esta determinada por el área frontal del objeto y la presión dinámica del flujo después del choque de la carga; la carga explosiva de objetos delgados es ampliamente gobernado por la presión dinámica (arrastre).

Realizar un estimado a detalle de la carga completa de una onda explosiva sobre un objeto, solo es posible empleando codificaciones numéricas de alta complejidad (35); no obstante, si el problema es suficientemente simplificado, pueden utilizarse métodos analíticos; Para tales métodos, es suficiente describir la onda explosiva en alguna parte del campo en términos de picos de sobrepresión y duración de la fase positiva.

Actualmente existen varios modelos generados por diferentes autores para evaluar el potencial de daño estructural ocasionado por las cargas de impulso de las detonaciones.

## **Síntesis y discusión del capítulo**

Para que se presente una explosión en cualquier instalación petrolera se requiere que estén presentes en el escenario diferentes condiciones y que los materiales explosivos tengan ciertas características o propiedades.

Entre los principales factores que definen el potencial explosivo de un material se encuentran los límites de inflamabilidad; entre más alto sea este rango, el material tenderá a ser más explosivo; dentro de los límites de inflamabilidad se encuentran los límites de explosividad del material y dentro de estos límites los de detonabilidad. Otro factor fundamental es el número de enlaces entre los carbonos de los hidrocarburos, lógicamente entre mayor sea el número de enlaces más reactivo es el material; finalmente, podría considerarse la energía de ignición de las sustancias, entre menor sea ésta la posibilidad de explosión se incrementa. Si se analizan estos tres factores,

podemos entender porqué el acetileno y etileno son, dentro de los hidrocarburos, una de las sustancias más explosivas.

Además de las propiedades del hidrocarburo, se requiere que el combustible tenga un adecuado mezclado con el aire para que la combustión tienda a ser óptima. Esto puede realizarse a través de dos fenómenos; el de difusión molecular, que es muy lento y por lo tanto de efectos poco considerables y el de la turbulencia, que es el fenómeno más influyente en el mezclado de los reactivos. Entre los factores que influyen en la turbulencia está el medio ambiente, las características geométricas de las instalaciones, el tipo de fuga y la explosión misma.

Las explosiones se dividen en dos grupos de naturaleza diferente; las deflagrantes y las detonantes: Las primeras presentan una velocidad de onda expansiva menor a la velocidad del sonido en el aire, por lo que se les denomina subsónicas; en tanto que las detonantes que son las más violentas, presentan velocidades de onda mayores a las del sonido por lo que se les denomina supersónicas. Es conveniente mencionar, que en realidad no es exactamente la velocidad lo que hace diferentes a estos dos grupos. Tomando como base lo revisado podemos concluir que en realidad, la verdadera diferencia de estas dos formas de explosión, está en el modo de combustión; así, si al iniciarse la explosión se genera una compresión de los gases que aún no han reaccionado provocada por los gases de combustión, estos podrían elevar su temperatura hasta alcanzar la temperatura de autoignición, detonando por consecuencia toda la mezcla de manera inmediata; si este no fuese el caso, se presentaría un frente de reacción que se expandiría con la onda de presión; el tipo de compresión será aquel que termodinámicamente ofrezca el mayor acercamiento con la realidad, aunque en principio podría considerarse adiabático. Normalmente las explosiones de hidrocarburos son deflagrantes.

Debe tomarse en cuenta, que el proceso o mecanismo que una explosión sigue, no siempre es el mismo, debido a que ésta puede cambiar de deflagrante a detonante, siendo la velocidad a la que es liberada la energía, el factor fundamental para determinar la magnitud de la explosión.

Determinar los factores que provocan una explosión y los efectos que el fenómeno tenga, dependen mucho de los requerimientos del cliente; normalmente en un proyecto nuevo e incluso en instalaciones existentes, se solicita un análisis de riesgos que nos permita evaluar la factibilidad del fenómeno. El siguiente capítulo expone un resumen de este tipo de estudios, acotando los principales beneficios que de él se obtienen en el campo de estudio de las explosiones.



## **2. RIESGOS ASOCIADOS AL MANEJO DE ENERGÉTICOS**

## 2. RIESGOS ASOCIADOS AL MANEJO DE COMBUSTIBLES

En el capítulo anterior se revisó la teoría de explosiones; el alcance del capítulo cubrió el comportamiento físico, químico y termodinámico del fenómeno; sin embargo, no es suficiente con el conocimiento técnico del evento para decidir la simulación de todos estos sucesos durante el desarrollo de la ingeniería de un proyecto; se requiere conocer también su probabilidad de ocurrencia por medio de un análisis de riesgos.

Evaluar los riesgos en el manejo de los energéticos convencionales y su impacto en el medio que les rodea, es tarea fundamental de los grupos de ingeniería antes de desarrollar proyectos de procesamiento y manejo de combustibles de alto riesgo. Durante los procesos de producción, almacenamiento y manejo de hidrocarburos ocurren accidentes que muchas veces terminan en fuego o explosión.

A los sucesos extraordinarios capaces de provocar accidentes o eventos que causen mayores daños se les denomina incidentes, si estos 'incidentes' no son controlados ocasionan accidentes que al provocar grandes daños a poblaciones o sectores económicos se les llama desastres. La probabilidad de que un accidente se presente, depende de muchos factores, los cuales pueden ser humanos o naturales. Si bien los factores naturales muchas veces no son predecibles y por lo tanto algunas veces difícilmente controlables, los factores humanos pueden prevenirse tomando medidas de control cuando se presenten.

Así, diferentes organizaciones han desarrollado metodologías aplicables durante la concepción, diseño, construcción, operación y abandono de las obras de la industria petrolera, con la intención de abatir los incidentes y accidentes en las diferentes fases de desarrollo de estos proyectos.

Además de las metodologías de prevención, se han desarrollado medidas de contingencia durante los eventos e incluso después de terminados los accidentes; dentro de este formato, se tiene como etapas de prevención y mitigación de accidentes las siguientes acciones:

1. Antes del accidente:
  - ◆ Análisis de riesgos
  - ◆ Prevención de accidentes
  
2. Durante el accidente:
  - ◆ Identificación del accidente

- ◆ Seguimiento
- ◆ Control

3. Después del accidente:

- ◆ Reparación y limpieza de instalaciones
- ◆ Cuantificación de daños
- ◆ Arranque de planta

Las acciones desarrolladas durante la prevención de riesgos están contenidas dentro de lo que en la jerga se conoce como administración de riesgos, en tanto que las acciones 2 y 3 corresponden a lo que se denomina plan de contingencias.

La industria petrolera en México tiene desde sus orígenes un riesgo inherente a sus actividades; ya sea durante la explotación de los hidrocarburos, en la separación o transporte a los centros petroquímicos o refinerías, durante la producción de derivados del petróleo, en su transporte a los centros de distribución o durante la distribución final a consumidores.

En los últimos tiempos, la industria nacional e internacional, ha realizado grandes inversiones para desarrollar e implementar planes y programas que permitan prevenir accidentes en el personal y sus instalaciones con el fin de disminuir la frecuencia de estos, las pérdidas humanas y económicas, así como las cuotas a los servicios de seguridad social de los trabajadores y al mismo tiempo, incrementar la productividad y las ganancias reales de las compañías.

## **2.1 ACCIDENTES EN INSTALACIONES PETROLERAS**

La mayor parte de incidentes en la industria química y petrolera provoca los siguientes eventos:

1. Fuego
2. Explosiones
3. Derrames
4. Nubes tóxicas
5. Nubes explosivas
6. Emisión de contaminantes

En términos generales las secciones de una planta química o petrolera más expuestas a estos tipos de riesgo son (7):

- Área de almacenamiento de materias primas
- Sección de alimentación
- Sección de reacción
- Áreas de destilación
- Secciones de absorción o agotamiento
- Almacenamiento de productos
- Áreas de distribución (carga y descarga)
- Sección de manejo de catalizadores
- Tuberías en puentes

De los riesgos mencionados asociados al manejo de hidrocarburos, el fuego y las explosiones, han afectado al entorno social y ambiental de las instalaciones petroleras en nuestro país con mayor violencia que los demás fenómenos, por lo que su impacto tiende a afectar más a los grupos sociales y ambientales (amén de las afectaciones en las mismas plantas y al personal que en ellas labora).

## **2.2 FACTORES ASOCIADOS A LOS EVENTOS DE FUEGO Y EXPLOSIÓN**

Para el caso de fuego y explosión, los riesgos que tienen los combustibles como los hidrocarburos están asociados a:

- El grado de inflamabilidad o calor de combustión de las sustancias o materiales que estos manejen. Normalmente en lo relativo a hidrocarburos, los procedimientos de evaluación de riesgos dividen a estos energéticos como materiales no combustibles, materiales poco inflamables y materiales inflamables. Es conveniente mencionar para el caso de las explosiones que, la intensidad del fenómeno explosivo tiende a incrementarse en sustancias que tengan un rango alto de inflamabilidad (ejemplo oxido de etileno o hidrógeno); para el caso de hidrocarburos el fenómeno también se incrementa en materiales con triple enlace (el mejor ejemplo el acetileno).

- La manipulación del hidrocarburo, lo cual incrementa la probabilidad de un accidente ya sea por la transferencia del energético, su manejo o cambios físicos que este presente.
- Condiciones operativas, tales como condiciones críticas de presión y temperatura. Así por ejemplo, un contenedor de acero se vería seriamente afectado con un incremento de temperatura (al alcanzar los 800 °C perdería una tercera parte de su resistencia mecánica y a los 900 °C dos terceras partes (4)).
- Falla en equipo y materiales donde se almacena el energético, pueden ser causa de fuego y explosión, ya sea por fugas en juntas y empaques, corrosión y erosión en los materiales de los contenedores o líneas de transporte o la vibración a la que estos equipos estén sometidos.
- La cantidad del energético almacenado: Si el riesgo es el producto de la probabilidad de que un evento suceda por el potencial de daños, este último depende de la cantidad de hidrocarburos que se encuentren almacenados.

Estos factores constituyen a final de cuentas, los elementos que provocan los escenarios de fuego y explosión que eventualmente se presentan en las plantas químicas y petroleras. Si se revisaran a detalle todos los procedimientos de evaluación de riesgos, encontraríamos que son precisamente estos factores quienes a final de cuentas jerarquizan o determinan los niveles de riesgo que se presentan en una instalación.

### **2.3 FACTORES QUE PREVIENEN LOS EVENTOS DE FUEGO Y EXPLOSIÓN**

Existen sistemas de seguridad inherentes a las instalaciones químicas y petroleras que pretenden prevenir, contener o mitigar el desarrollo de estos factores a través de medidas tales como (23):

- Control en la calidad de los materiales que manejan o contienen a los hidrocarburos

- Diseño, construcción, arranque y pruebas de instalaciones petroleras apegadas a códigos, normas y especificaciones de reconocimiento internacional
- Sistemas de alarmas y detección de fugas
- Control automatizado de los procesos
- Implementación de sistemas de paro parcial y de emergencia
- Suministro de energía de emergencia
- Sistemas de seguridad preventivos (sistemas de desfogue) y sistemas de contención (agua contra incendio)
- Protecciones contra fuego y explosión (tales como muros contra incendio)
- Auditorías de seguridad, estudios de riesgo, planes de contingencias, etc.
- Alarmas de emergencia, extintores de mano, suministro de agua, enfriamiento a través de monitores, instalación de espuma e inertes, brigadas contra incendio, etc.

Así, podríamos seguir indicando tantas medidas de seguridad como se nos pudieran ocurrir (siempre y cuando fueran congruentes); no obstante, esto implicaría una inversión en seguridad a tal nivel que el "negocio" no resultaría tan bueno y finalmente se gastaría tanto en seguridad que los productos alcanzarían valores tan altos que perderían su competitividad.

Lo anterior nos lleva a la necesidad de decidir hasta donde se debe invertir en la seguridad durante el manejo de energéticos de alto riesgo, es decir, es necesario realizar una evaluación de los riesgos existentes en la instalación.

## **2.4 ANÁLISIS DE RIESGOS**

El procedimiento convencional para determinar el estatus de riesgo que el evento guarda en la instalación, consiste primero en identificar dentro de un proceso cualquiera de los riesgos listados. Posteriormente se debe evaluar o jerarquizar este riesgo determinando su probabilidad y potencialidad de daño. Finalmente deben definirse, a

través de un determinado modelo o procedimiento, las consecuencias que el entorno social, el medio ambiente o la instalación tendrían al suceder el accidente.

Debe quedar claro, que el identificar, evaluar y prevenir un accidente, no garantiza que este no ocurra, sin embargo ayuda a establecer con anticipación las medidas correctivas adecuadas a aplicar en el momento del evento, lo cual permitirá un mejor control de la situación.

Con base en lo anterior, para abatir el riesgo de una instalación petrolera se deberán identificar primero los riesgos potenciales en la instalación en alguna de las etapas del proyecto (un proyecto se inicia con la concepción de una idea, luego el desarrollo de la ingeniería básica correspondiente; después se realiza la ingeniería de detalle seguida por las etapas de licitación, construcción, pruebas y arranque); al término de la ingeniería básica, se cuenta ya con los documentos mínimos necesarios para poder realizar un estudio o análisis de riesgos al proyecto.

Existen diferentes métodos aplicables para la identificación de riesgos en la industria petrolera, divididos principalmente en tres tipos de acuerdo a sus características de desarrollo ( 37 ), estos métodos se presentarán en la tabla 2.1:

TABLA 2.1 MÉTODOS EXISTENTES PARA LA IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS

MÉTODOS PARA IDENTIFICAR RIESGOS	MODALIDAD	CARACTERÍSTICAS
EXPERIENCIA	PUBLICACIONES DE TÓPICOS DE SEGURIDAD	ANÁLISIS DE ACCIDENTES PUBLICADOS PERIÓDICAMENTE. LAS EXPERIENCIAS ADQUIRIDAS SE HACEN EXTENSIVAS A INSTALACIONES SIMILARES
	LISTA DE VERIFICACIÓN	SE VERIFICA A TRAVÉS DE UNA LISTA (CHECK LIST) EL APEGO DE LA INSTALACIÓN CON LA NORMATIVIDAD EXISTENTE
	¿QUÉ PASA SÍ?	REVISIÓN DE LAS OPERACIONES DEL PROCESO (UNITARIAS). A FIN DE DETECTAR LOS EFECTOS DE ALGUNA FALLA EN LOS EQUIPOS O ERRORES EN LA OPERACIÓN DE LOS PROCESOS, CON BASE A LA PREGUNTA ¿QUÉ PASA SÍ?

MÉTODOS PARA IDENTIFICAR RIESGOS	MODALIDAD	CARACTERÍSTICAS
ANALÍTICOS	ÁRBOL DE EVENTOS	UNA VEZ DETERMINADO EL EVENTO o FALLA SE ANALIZA. EXPLORANDO SUS CONSECUENCIAS DETERMINANDO EL ORIGEN DEL EVENTO
	ÁRBOL DE FALLAS	SE ESTUDIA LA COMBINACIÓN LÓGICA DE FALLAS QUE PUEDAN OCASIONAR UN ACCIDENTE, ESTRUCTURANDO EL ANÁLISIS EN FORMA DE ÁRBOL
	DIAGRAMAS DE CAUSAS Y CONSECUENCIAS	ES UNA COMBINACIÓN DE ÁRBOLES DE FALLAS Y EVENTOS DETALLADOS PARA SU ANÁLISIS
CREATIVOS	TORMENTA DE IDEAS	TIENE COMO BASE REUNIONES PERIÓDICAS Y CORTAS PARA CLASIFICAR Y EVALUAR LAS OPCIONES PROPUESTAS POR EL GRUPO DE TRABAJO PARA IDENTIFICAR EL RIESGO
	HAZOP (PALABRA GUÍA)	TIENE COMO OBJETIVO, IDENTIFICAR LOS RIESGOS Y FALLAS DE OPERABILIDAD DEL SISTEMA, CAUSADO POR DESVIACIONES PROVOCADOS POR UNA MALA OPERABILIDAD O FALLA DE EQUIPO. LAS DESVIACIONES SON IDENTIFICADAS POR MEDIO DE PALABRAS GUÍAS ESPECÍFICAS.
	HAZOP (LISTA DE INSPECCIÓN)	SE BASA EN IDENTIFICAR LOS RIESGOS Y FALLAS EN LA OPERABILIDAD DEL PROCESO, CAUSADAS POR LAS DESVIACIONES EN EL DISEÑO DEL EQUIPO o FALLAS EN ESTE. LA DESVIACIÓN ES IDENTIFICADA POR MEDIO DE UNA LISTA DE INSPECCIÓN.

VEGA Y PIMENTEL 'MÉTODOS EV. DE RIESGOS' (37)

Con estas metodologías se pueden detectar riesgos y fallas de diseño u operativas en cualquier etapa del proyecto, modificando aquello que origine el accidente.

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



El procedimiento para identificar riesgos más comúnmente empleado, es el denominado HAZOP (Hazard and operability) en su modalidad "palabra guía", (mismo que se aplicó en el ejemplo prototipo del capítulo 5).

Este método (estudio de riesgos y operabilidad) fue diseñado por la compañía inglesa ICI (17), (37). La técnica estimula la imaginación del diseñador considerando 'desviaciones' en el proceso, utilizando ciertas palabras clave, que al ser analizadas por un grupo multidisciplinario de trabajo, permite una búsqueda sistemática de los peligros escondidos en las plantas. El método tiene sus limitaciones, pero ha probado ser práctico y poderoso. Se considera que el método sería inútil si el mantenimiento de la planta fuera ineficiente y los equipos e instrumentos no fueran revisados regularmente.

Las palabras clave empleadas normalmente son: No, más, menos, tanto como, parte de, más que, nada, mayor, menor, a parte de, también, en vez de, antes de y después de. Alguna de estas palabras clave determina la desviación junto con la variable a considerar, por ejemplo (mayor –presión). Después se determinan las causas que pueden provocar esta desviación y se reflexiona sobre las posibles consecuencias ocasionadas por la desviación; finalmente se indican las recomendaciones correspondientes. Este trabajo se realiza generalmente delimitando en un diagrama de tubería e instrumentación (DTI) la sección del proceso sometida a análisis. Evidentemente, si el grupo interdisciplinario de trabajo no cuenta con los conocimientos, experiencia y disposición de trabajo en grupo la técnica es completamente inoperante.

Posterior a la identificación del riesgo, se realiza la evaluación de este, jerarquizando el nivel de riesgo existente, ya sea por métodos cualitativos o cuantitativos, los cuales están direccionados para determinar dos clases de eventos, los de mayor probabilidad (máximo probable) y los de mayor daño (máximo catastrófico). En términos reales el riesgo se puede considerar como el producto entre la probabilidad de que suceda un evento y el grado de consecuencias esperados en el accidente, de esta manera no hay riesgo si no hay consecuencias o si no existe alguna probabilidad de que suceda el evento.

El determinar el riesgo de esta forma, permite evaluar los aspectos económicos de la industria petrolera en función de la cantidad invertida en seguridad y las posibles pérdidas que se presentaran en un accidente, a su vez, el evaluar el riesgo nos permitirá determinar las medidas de seguridad a implementar para prevenir, controlar y remediar el mismo.

Los métodos más comunes para evaluar o jerarquizar el riesgo se indican en la siguiente tabla.

TABLA 2.2 MÉTODOS EXISTENTES PARA LA EVALUACIÓN DE RIESGOS  
VEGA Y PIMENTEL 'MÉTODOS EV. DE RIESGOS' (37)

MÉTODOS PARA EVALUAR RIESGOS	MODALIDAD	CARACTERÍSTICAS
CUALITATIVOS	CLASIFICACIÓN RÁPIDA	CONSISTE EN ESCLARECER LOS FACTORES TÉCNICOS QUE DETERMINAN EL POTENCIAL CON EL QUE PODRÍA OCURRIR UN ACCIDENTE
	ÍNDICE DE DOW	ESTE PROCEDIMIENTO PERMITE CALIFICAR LOS FACTORES DE RIESGO DE UN SISTEMA PARA OBTENER UN ÍNDICE DE FUEGO Y EXPLOSIVIDAD DEL MISMO
	ÍNDICE DE MOND	ESTE PROCEDIMIENTO PERMITE CALIFICAR LOS FACTORES DE RIESGO DE UN SISTEMA PARA OBTENER UN ÍNDICE DE FUEGO, TOXICIDAD Y EXPLOSIVIDAD DEL MISMO
CUANTITATIVOS	ANÁLISIS DE FALLAS	SE UTILIZA PARA EVALUAR EL POTENCIAL DE RIESGO DEL SISTEMA A TRAVÉS DEL ANÁLISIS DE LOS MODOS DE FALLAS DE CADA COMPONENTE PARTICULAR Y SUS EFECTOS GLOBALES
	HAZAN	ESTIMA LA FRECUENCIA DE ACCIDENTES Y LAS CONSECUENCIAS HACIA EMPLEADOS E INSTALACIONES
	ÁRBOL DE FALLAS	SE REPRESENTAN GRÁFICAMENTE LAS INTERRELACIONES DE LAS CAUSAS BÁSICAS QUE PUEDAN CONDUCIR A UN ACCIDENTE
	ÁRBOL DE EVENTOS	SE REPRESENTAN GRÁFICAMENTE LAS INTERRELACIONES DE LAS CAUSAS BÁSICAS QUE PUEDAN CONDUCIR A UN ACCIDENTE.

Una vez realizada la evaluación del riesgo, se han generado las herramientas básicas, para tomar las acciones que ayudarán a disminuir la probabilidad del accidente.

Para la realización de la evaluación del riesgo, podría emplearse cualquiera de los métodos descritos anteriormente, ya sea cualitativo o cuantitativo, este sería seleccionado dependiendo de las herramientas con las que cuente el diseñador; debe considerarse por un lado, que los métodos cuantitativos normalmente están basados en estadísticas de falla de equipo o dispositivos, teniendo como respaldo bases de datos de instalaciones de países desarrollados cuyas culturas de mantenimiento, manejo, control, etc. de equipos y dispositivos son diferentes a las nuestras, por lo que cabría preguntarse que tan válidas serían estas estadísticas en nuestros análisis. Sin embargo, por otro lado debe considerarse los requerimientos de las empresas certificadoras (normalmente solicitan análisis cuantitativos) y considerar las primas de seguros dentro de los estudios a realizar.

En el caso del ejemplo prototipo planteado en este trabajo, se aplicó la técnica del índice de Mond (ver capítulo 5), no obstante conviene reiterar que en la actualidad, los procedimientos cuantitativos como el árbol de fallas se han empleado con mayor frecuencia.

Finalmente, los riesgos más probables, que son los de mayor ocurrencia o los riesgos más catastróficos, que son los que provocan los mayores daños, deberán modelarse para determinar el alcance y los daños del accidente a través de diferentes metodologías. Difícilmente podrían simularse todos los riesgos identificados aún contando con potentes simuladores comerciales, debido principalmente a la falta de información, amplitud de los cálculos, complejidad, etc. No obstante, deberán modelarse los riesgos cuya evaluación resulte con una mayor probabilidad de que el evento suceda o con un mayor potencial de afectación.

La siguiente tabla, delimita un resumen de las modelaciones generalmente realizadas en la industria de los hidrocarburos.

TABLA 2.3 POSIBLES MODELACIONES REQUERIDAS PARA EVENTOS MÁXIMOS PROBABLES O MÁXIMO CATASTRÓFICOS

RIESGO ASOCIADO	MODELAR CONSIDERANDO	CARACTERÍSTICAS	SIMULACIÓN PRIMARIA	SIMULACIÓN SECUNDARIA
EXPLOSIÓN	SOBREPRESIÓN EN CONTENEDOR CERRADO	DETONANTE O DEFLAGRANTE	SOBREPRESIÓN Y ONDA DE CHOQUE	PROYECTILES
	NUBE EXPLOSIVA PROVOCADA POR FUGA			
FUEGO	EN EQUIPO	DIRECTO (FLASHFIRE, FIREBALL, ETC.) o POR RADIACIÓN	NIVELES DE RADIACIÓN	
	NUBE INFLAMABLE POR FUGA			
TOXICIDAD	DISPERSIÓN	NUBE TÓXICA	TAMAÑO DE LA NUBE	ALCANCE DE DAÑOS POR CONCENTRACIÓN
DISPERSIÓN DE CONTAMINANTES	DISPERSIÓN	FLUJO INSTANTANEO	ALTURA DE EMISIÓN	CONCENTRACIÓN
		FLUJO CONTINUO		

RESUMEN DE DIFERENTES PUBLICACIONES

Del resultado de las simulaciones, se determinarán los efectos al personal, a la instalación, al entorno social o al medio ambiente.

En el caso de la industria petrolera el fuego y la explosión son los fenómenos que se presentan con mayor frecuencia, ambos son catastróficos para la instalación y su personal, así como para su entorno social y ambiental.

El fuego, por el contacto directo durante su combustión y por la radiación generada por esta, ocasiona al año millones de dólares de pérdidas en la industria petrolera a nivel mundial. En el anexo "F" se presenta un breviarío de los términos y modos de evaluación de la radiación térmica en este tipo de eventos.

A pesar de que el fuego es uno de los accidentes más comunes en la industria petrolera, en este trabajo no se describe en su completo detalle debido a que actualmente existe mucha literatura al respecto que definen con gran amplitud y claridad, normas, códigos y especificaciones que delimitan satisfactoriamente los criterios necesarios para la prevención y contención de este fenómeno, razón por la cual, en este trabajo no se ahonda en el tema, a pesar de ser descrito en varios rubros de esta tesis.

No sucede así con las explosiones, los criterios de ingeniería que al respecto existen son limitados (principalmente en las explosiones tipo BLEVE, tan comunes en la industria del gas licuado); es en este tópico, donde los capítulos siguientes de este trabajo profundizan más, con la intención de presentar el potencial negativo de la energía cuando esta no es adecuadamente controlada o no se toman en consideración durante el diseño de las plantas los requerimientos de seguridad mínimos necesarios.

### **Síntesis y discusión del capítulo**

Una síntesis del presente capítulo, nos permite visualizar que las operaciones convencionales en la industria petrolera, contienen un riesgo inherente por fuego y explosión al manejar combustibles o materiales cuyo grado de inflamabilidad y explosividad se asocia con la manipulación de los combustibles, sus condiciones operativas y la cantidad potencialmente almacenada de estos.

Podemos concluir, que antes de realizar un análisis de las posibles consecuencias que pudieran presentarse en un fenómeno explosivo, es preciso determinar su probabilidad; lo cual se realizaría evaluando el riesgo que al respeto se tuviera. Es necesario primero identificar el riesgo y después determinar su probabilidad de ocurrencia, para lo cual existen una gran variedad de metodologías que resultan completamente inútiles si los grupos multidisciplinarios desarrolladores de los análisis de

riesgos, carecen de los conocimientos o criterios de ingeniería necesarios para aplicar cualquier método. Una vez que se conoce el riesgo que la instalación tiene por fuego y explosión, y la factibilidad de su ocurrencia (evaluación del riesgo), pueden realizarse todas la modelaciones explosivas que al respecto resulten convenientes, para lo cual es necesario modelar los eventos tratando de predecir los alcances y los efectos que se presentarían en este tipo de sucesos. Lógicamente esto no sería posible sin conocer los escenarios explosivos más comunes en la industria petrolera, que en muchos casos son los BLEVES y las nubes explosivas; mismos que serán descritos en los siguientes capítulos.

# **3. BLEVE**

**(BOILING LIQUID EXPANSION VAPOR EXPLOSION)**

### 3. BLEVE

En el capítulo anterior, se concluyó que un estudio de análisis de riesgos debe identificar los puntos de la nave industrial o instalación que tienen riesgo explosivo ya sea por sus procesos, manejo o almacenamiento de combustibles; así en la etapa de identificación de riesgos, se detectan las secciones de la instalación donde se encuentran las condiciones necesarias para que se presente una explosión. Adicionalmente en el mismo análisis se evalúa el riesgo explosivo, comparándolo y jerarquizándolo con relación a los demás riesgos (fuego, derrames, nubes tóxicas, etc.), determinando la probabilidad de ocurrencia del fenómeno junto con su grado de afectación.

Finalmente, si la probabilidad del suceso es significativa, tendríamos que realizar una modelación de sus consecuencias, tratando de predecir las afectaciones provocadas por el suceso, determinando hasta donde afectaría y cual sería su intensidad en los diferentes radios concéntricos al punto explosivo. Es evidente que si conociéramos con certidumbre el radio de afectación de la explosión, podríamos garantizar que fuera de ese perímetro, existiría la plena seguridad para instalar áreas recreativas, habitacionales, escolares, ecológicas o de cualquier otra actividad. Así, las industrias tenderían a manejar franjas de seguridad para proteger el medio social y ambiental que les rodea.

Adicionalmente, en el capítulo 1 se comentó que las explosiones pueden desarrollarse en ambientes confinados o no confinados. Se mencionó que las explosiones confinadas o aquellas que tienen su difusión dentro de un recipiente pueden ser de naturaleza química o física; y que tienen como principal característica un desarrollo uniforme, de tal manera que cualquier parte del hidrocarburo reacciona al mismo tiempo que todo lo demás; a diferencia de una explosión no confinada en la que existe una velocidad de propagación de la combustión del material.

En la industria petrolera encontramos dos tipos de explosiones en confinamiento. Aquellas en la que los vapores generan una sobrepresión que revienta al tanque contenedor y cuya energía desprendida es producto de la expansión del material del tanque. Y aquella otra explosión, cuya naturaleza es en parte similar a la anterior; pero que, adicionalmente disipa un potencial energético de un líquido almacenado en estado de saturación que evapora instantáneamente, relevando toda su energía contenida; explosión que se le conoce como BLEVE, fenómeno de características extremadamente violentas cuya naturaleza es de carácter detonante.



### 3.1 ANTECEDENTES E HISTORIA

Actualmente se tiene la experiencia de decenas de accidentes ocurridos a nivel nacional e internacional para diferentes sustancias y diferentes tipos de instalaciones, entre las que se encuentran las descritas en los siguientes puntos.

#### 3.1.1 CONTEXTO NACIONAL

El 19 de noviembre de 1984 (26) una planta propiedad de Petróleos Mexicanos sufrió una serie de explosiones matando a 500 personas y accidentando a otras 7000 (cifras oficiales, aunque no creíbles).

La planta estaba localizada en el barrio de San Juanico en la localidad de San Juan Ixhuatepec, al norte de la Cd. De México; con un población aproximada de 60,000 personas en ese entonces.

San Juanico fue una planta de almacenamiento de gas licuado cuya capacidad se distribuía en el siguiente orden:

NÚMERO	TIPO DE ALMACENAMIENTO	CAPACIDAD (GAL)	CARACTERÍSTICAS
2	ESFERA	630,000	1 ½" ESPESOR DE PARED
4	ESFERA	425,000	1 ½" ESPESOR DE PARED
4	CILINDROS	71,000	1" ESPESOR DE PARED
14	CILINDROS	48,000	1" ESPESOR DE PARED
21	CILINDROS	9,500	1" ESPESOR DE PARED
6	CILINDROS	14,000	1" ESPESOR DE PARED
3	CILINDROS		1" ESPESOR DE PARED

El área en que los tanques estaban localizados, fue dividida en secciones separadas por paredes de concreto de tres pies de altura (diques).

Adicionalmente la planta también tenía como sistema preventivo de seguridad, dos quemadores y como sistemas de contención redes de agua contra incendio y un sistema de protección contra fuego constituido por bombas, mangueras, aspersores de agua y almacenamiento de agua contra incendio con una capacidad 425,000 galones.

Tres LPG-Ductos subterráneos provenientes de diferentes refinerías suministraban a la instalación alrededor de 1.3 millones de galones de gas LP diariamente. La mayoría del energético se distribuía a compañías privadas de las cuales siete se encontraban en la vecindad de la instalación. PEMEX contaba también con autotanques para el transporte del energético y carrotanques de ferrocarril.

Cuando esta planta fue construida, no estaba permitido que la población se instalara en un radio mínimo de 1000 pies. No obstante lo anterior, a la fecha de la explosión había cientos de viviendas asentadas a 45 pies de la instalación. En cada casa vivían alrededor de 10 personas en cuyos patios de algunas se llegaron a encontrar diferentes tipos de animales. Adicionalmente cada casa contaba con sus propios cilindros de gas LP para sus diferentes servicios.

En la tarde del 18 de noviembre, la instalación se estaba llenando con el gas LP bombeado a través de una línea de 12" de diámetro. Las dos esferas más grandes de 630,000 galones fueron llenadas primero. A las 22:00 Hrs cuando estaban al 90 % de su capacidad, se suspendió su llenado. Después se llenaron los 48 cilindros, también al 90 % de su capacidad; finalmente, cuando las cuatro esferas restantes estaban casi a la mitad de su capacidad total de llenado, el cuarto de control de una refinería que enviaba el gas reportó un descenso en la presión, esto sucedió alrededor de las 5:30 Hrs del 19 de noviembre. En ese momento habían aproximadamente 2.9 millones de galones de gas LP almacenados en la planta de San Juanico.

A las 5:35 Hrs ocurrió una ruptura en un ramal de 8" de diámetro que alimentaba a las esferas; el gas licuado escapó dispersándose en una superficie alrededor de las cuatro esferas y cerca de la zona de los cilindros.

El operador de la refinería notó la pérdida de presión e intentó contactar a la terminal por teléfono sin recibir respuesta; como producto de la fuga se formó una nube de gas que se movía ligeramente hacia el suroeste de la terminal. La nube debió haber crecido cubriendo una distancia de 500 a 650 ft hasta que alcanzó parte de los alrededores vecinales y un quemador (flare) utilizado para el quemado de los excesos de vapor durante el llenado.

Este quemador fue el que encendió el gas L.P alrededor de las 5:40 Hrs, la flama formada se disperso sobre una zona extensa y la tierra empezó a vibrar violentamente (incluso los vecinos creían que se trataba de un temblor); el fuego alcanzó algunas viviendas cercanas a la instalación; las llamas fueron vistas por personal dentro de la planta cercanas a las esferas (posiblemente el incendio dañó muchas tuberías aledañas).

El primer BLEVE ocurrió a las 5:45 Hrs y un minuto después se registró una de las más dramáticas explosiones en el desastre provocado por la detonación de una o dos de las esferas de 430,000 galones, ocasionando un fireball o flamazo con un diámetro aproximado de 1200 ft.

En total ocurrieron 15 explosiones violentas en un periodo de hora y media, de las cuales 9 fueron registradas por el sismógrafo de la UNAM localizado a varios kilómetros de la estación.

Increíblemente las esferas de 630,000 galones no explotaron (lo cual probablemente salvo muchas vidas).

Gotas de gas licuado producto del enfriamiento por la expansión cayeron sobre la zona de casas cercanas a la instalación ocasionando que varias de estas se incendiaran, estas gotas también cayeron sobre residentes que huían del incendio, quemando a mucha gente.

La temperatura del Fireball alcanzó aproximadamente 2200 °F y su calor radiado dispersó aun más las flamas.

Cuando ocurrió el primer BLEVE los bomberos ya estaban enterados del accidente; acudieron del Distrito Federal y de varios municipios cercanos. Policías y hospitales fueron alertados. El agua para apagar los incendios, provino de un dique con una capacidad de 525,000 galones y de 100 pipas de agua (la mayoría de estas utilizadas para abastecer servicios comunitarios), esto debido a que las líneas y almacenes principales de agua contraincendio de la estación fueron destruidas por las explosiones.

La acción de los bomberos durante las primeras horas debió haber sido muy riesgosa, dado que en condiciones de emergencia, prácticamente es imposible predecir cuando ocurrirá otra explosión y la magnitud de esta, debido a que se desconocía el grado de calentamiento del tanque, el tiempo de la explosión y la resistencia del material del contenedor. No obstante, los bomberos entraron en acción solo unas pocas horas después de que el fuego empezó, intentando enfriar con agua los tanques y esferas que ardían.

Tan pronto como las explosiones disminuyeron, grupos de paramédicos, doctores, voluntarios, cruz roja y más de 150 ambulancias empezaron a ocupar el área. El problema más grande durante las operaciones de rescate, fue el tráfico debido a la alta circulación

de automotores que se generó a partir de las 6:00 Hrs, el arribo de los grupos de rescate y la evacuación cargada de pánico de personas a pie o en carro que huían del siniestro.

Cuando se empezó a evaluar el daño se encontró que gran parte de la instalación había sido afectada, no obstante había zonas que sufrieron un daño mínimo.

A las 7:00 Hrs se registró el último BLEVE y los bomberos sofocaron la mayoría de los incendios habitacionales de los alrededores de la planta entre las 10:00 y 24:00 Hrs. Sin embargo permanecieron los incendios en la planta y en las gaseras Unigas y Gasomático (increíblemente ningún bombero resultó herido).

El último tanque explotó a las 11:00 Hrs y a las 23:00 se apagó el incendio de una de las esferas más grandes.

El intenso trabajo de rescate y sofocamiento del fuego duró aproximadamente 9 Hrs. Cuando fue extinguido, los militares cerraron el área.

Los daños se pueden resumir de la siguiente forma:

- Las cuatro esferas de almacenamiento más pequeñas se destruyeron totalmente .
- Las dos esferas más grandes permanecieron intactas, aunque el calor dobló sus soportes causando que cayeran a tierra.
- Solo cuatro de los 48 tanques cilíndricos permanecieron sobre sus soportes, los otros 44 fueron reducidos a fragmentos o aventados fuera de su cimentación; por lo menos 10 de estos tanques sufrieron BLEVE, algunos fueron encontrados a 1200 Ft de su sitio original, mientras que otros 12 fueron lanzados probablemente como proyectiles a los alrededores de la instalación. Algunos aterrizaron hasta 3900 Ft de la planta.
- La casa de bombas y otros edificios en el sitio de la explosión fueron dañados o colapsados.
- Muchos contenedores con un peso promedio de 20 Toneladas, materialmente volaron sobre sus alrededores, cayendo algunos sobre casas y personas, matando a muchas de ellas.
- Un almacén de UNIGAS localizado entre 325 y 650 Ft al norte de la planta de PEMEX sufrió daños en una esfera de almacenamiento y en el edificio administrativo. La mayoría de tanques y camiones de esta empresa no sufrieron daños.

- En el almacén de GASOMÁTICO, localizado más alejado que UNIGAS; cinco mil cilindros pequeños de gas casero, que habían sido cargados sobre camiones para su distribución fueron destruidos cuando partes de una esfera cayeron en la planta y quemaron los alrededores. No obstante lo anterior, los 16 tanques de almacenamiento más grandes que contenían 14 000 galones de gas cada uno permanecieron prácticamente sin daño.
- El desastre provocó la muerte de 500 personas y 7231 sufrieron algún tipo de daño.
- En el momento del desastre, había seis trabajadores de PEMEX en la instalación; solo uno sobrevivió, corrió afuera de las instalaciones hacia su carro y manejó a otro almacén cercano para solicitar ayuda. Los cuerpos quemados de los otros cinco trabajadores fueron encontrados en diferentes partes dentro de la planta.
- Se establecieron albergues para 60,000 personas que fueron evacuadas del área, la gente cuyas casas no fueron dañadas severamente regresaron dos días después. Más de 100 casas que fueron totalmente dañadas fueron demolidas
- Meses después un jardín fue sembrado en el sitio del área más afectada, adicionalmente se construyeron un centro hospitalario, una escuela técnica y un jardín de niños.

La causa del desastre de PEMEX seguramente fue una fuga de gas considerable, la cual debido a los bajos vientos y bajas temperaturas formó una nube de gas que ignitó con el quemador existente.

### **3.1.2 INCIDENTES HISTÓRICOS A NIVEL MUNDIAL**

Históricamente han ocurrido una gran cantidad de accidentes en el manejo y almacenamiento de productos derivados del petróleo en todo el mundo. Los motivos de estos accidentes han sido reseñados en diferentes publicaciones y analizado ampliamente. En este capítulo, se hace referencia a los accidentes ocurridos en sistemas

de almacenamiento de Gas licuado a Presión por incidentes de BLEVE, fenómeno caracterizado por sus severas consecuencias y que, constituye uno de los eventos potencialmente más catastrófico.

La siguiente tabla (27) presenta un panorama general de estos accidentes reportados en el ámbito mundial, en los últimos años.

**TABLA 3.1 ACCIDENTES SIGNIFICATIVOS POR BLEVE**

FECHA	LUGAR	CAUSA	MATERIAL	PESO (TONS)	DECESOS
29/07/43	LUDWINGSHAFEN, ALEMANIA	SOBREFLUJO	BUTANO	16	57
07/07/51	PORT NEWARK, N.J. E.U	FUEGO	PROPANO	2600	0
1957	QUÉBEC, CANADA	FUEGO	BUTANO	----	1
1958	MICHIGAN, E.U	SOBREFLUJO	BUTANO	55	1
28/06/59	MALDRIN, GA	DANO ESTRUCTURAL	PROPANO	55	23
04/06/66	FEYZIN, FRANCIA	FUEGO	PROPANO	1000	18
25/06/69	LAUREL, MISSISSIPI. E.U.	FALLA ESTRUCTURAL POR FUEGO	PROPANO	65	2
21/06/70	CRESCENT CITY, ILLINOIS, E.U.	FALLA ESTRUCTURAL POR FUEGO	PROPANO	275	0
09/02/72	TEWBURY, MA	COLISIÓN	PROPANO	28	---
30/03/72	RÍO DE JANEIRO, BRASIL	FUEGO	PROPANO	1000	37
05/07/73	KINGMAN, ARIZONA. E.U.	FUEGO	PROPANO	100	13
11/06/74	WEST ST. PAUL MINESOTA. E.U.	FUEGO	PROPANO	27	4
12/02/74	ORNEONTA, NY. E.U.	DESCARRILAMIENTO	PROPANO	288	0
29/07/74	PUEBLO, COLORADO. E.U.	FUEGO EN PRUEBA	PROPANO	80	0

29/04/75	EAGLE PASS, TEXAS. E.U.	COLISIÓN	PROPANO	18	16
22/02/78	WAVERLY, TENNESSEE. E.U.	DANO POR DESCARRILA- MIENTO	PROPANO	45	12
11/07/78	SAN CARLOS, ESPAÑA	SOBREFLUJO	PROPILENO	25	211
30/03/78	TEXAS CITY, TEXAS E.U	FUEGO	BUTANO	1500	7
19/11/85	CD. DE MÉXICO, MÉXICO	FUEGO	PROPANO- BUTANO	3000	500

PRUGH RICHARD 'QUANTIFY BLEVE HAZARDS, CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS' PAGE 67 (27)

### 3.2 CAUSAS Y CONCEPTOS

**Boiling-Liquid-Expanding-Vapor Explosion;** Explosión de vapores por expansión de líquidos en ebullición. Este tipo de explosión de características físicas, es el resultado del relevo rápido de un líquido confinado a una temperatura arriba de su temperatura de ebullición normal. La caída de presión instantánea provocada por la expansión, ocasiona la vaporización explosiva de una fracción del líquido, acompañada en muchos casos, por una nube de vapor y neblina con efectos explosivos secundarios.

Los BLEVES se pueden presentar con materiales inflamables como el Gas L.P o en materiales no inflamables como el agua (en el primer caso, normalmente se presentan explosiones secundarias del tipo fireball; en tanto que en el segundo caso, solo se presenta la explosión física).

Los BLEVES se producen en recipientes que contienen líquidos saturados (aunque formalmente deben considerarse líquidos sobrecalentados), el mecanismo de explosión difiere del que se presentaría si el recipiente estuviera solamente lleno de gas; cuando en el recipiente solo hay gas, el estallido disminuye con la distancia al contenedor colapsado; la energía de la explosión se calcula considerando una expansión adiabática de la presión máxima de confinamiento a la presión atmosférica. La presión de la onda de choque no es igual a la presión de confinamiento inicial, los efectos de la explosión del contenedor lleno de gas puede ser evaluado del cálculo de equivalencia de TNT.

Por otro lado, las características de la explosión también difieren si el recipiente estuviera solamente lleno de líquido subenfriado (por debajo de su temperatura de ebullición), en este caso la explosión es mucho menor que en el caso de gases, debido principalmente a las condiciones elásticas de los líquidos.

Los BLEVES se caracterizan debido a que en el contenedor, se encuentra líquido en estado de saturación, es decir, coexisten ambas fases en equilibrio, pero a una presión mayor que la atmosférica; en este caso se sabe por experiencia, que la energía desprendida durante la explosión de un recipiente que contiene líquido sobrecalentado es mucho mayor de la que se estimaría considerando el recipiente lleno de gas; debido principalmente al flasheo explosivo del líquido sobrecalentado.

Normalmente se considera, cuando una sustancia pura se encuentra en estado de saturación, que la temperatura del fluido permanece constante mientras se introduce calor al sistema en tanto no se termina de evaporar el líquido presente (calor latente); es decir, a una determinada presión el líquido ebulle a su temperatura correspondiente, denominada temperatura de saturación y que por encima de esta temperatura la sustancia no puede ser líquida, sino sólo gas.

No obstante lo anterior, los líquidos normalmente pueden permanecer en pequeñas cantidades por arriba de esta temperatura, en estos casos se les denomina líquidos sobrecalentados (ó supercalentados).

Este sobrecalentamiento tiene un límite práctico y teórico, y sus valores SLT (Superheat Limit Temperature) han sido reportados para una gran variedad de líquidos orgánicos e inorgánicos. En casi todos los casos los valores de SLT están dentro del 88 y 92 % de la temperatura crítica en grados kelvin (27, 28).

Los BLEVES pueden ocurrir a temperaturas iniciales por debajo de la SLT, sin embargo la energía explosiva máxima, ocurre aparentemente cuando la temperatura está cerca de la SLT.

Cuando un contenedor falla en su forma total por un BLEVE, la rápida caída de presión a la condición atmosférica, resulta en una extremadamente rápida vaporización (flasheo) de una porción del líquido; la cantidad vaporizada varía, siendo casi de alrededor del 10 % en líquidos inflamables; alrededor de casi el 25 % en gases criogénicos y hasta un 50 % en gases no criogénicos (27).

En caso de un líquido inflamable, el tamaño de la masa inflamada dependerá de la cantidad de líquido que se encontraba en el contenedor en el momento de producirse el BLEVE.

El estallido por BLEVE de un recipiente grande, puede tirar personas hasta 100 metros alejados del centro de la explosión y romper vidrios a muchos kilómetros de distancia, sin embargo resulta curioso que en líquidos inflamables la onda de sobrepresión no constituye el principal factor de riesgo.



Existen diferentes razones por las cuales se presenta un BLEVE, sin embargo, todas coinciden que una falla del material del contenedor, normalmente provocada por un agente externo es la causa más común; entre las causas más frecuentes se encuentran las siguientes:

**a) Daño Mecánico**

Este daño es causado principalmente por corrosión, impacto o colisiones. Al dañarse el material del recipiente, este pierde sus propiedades disminuyendo su resistencia a la tensión provocada por la presión interna, lo cual ocasiona que las paredes del recipiente se fracturen explotando finalmente el tanque. Históricamente por esta causa han existido diferentes tipos de accidentes con sustancias tales como cloro, amoníaco, propano y propileno y ha comprendido a contenedores fijos, carrotanques (vagones de tren) y autotanques (pipas).

**b) Sobrellenado**

La sobrepresión provocada por el sobrellenado de los tanques, ha ocasionado rupturas que conducen a fuertes explosiones en contenedores de butano, propileno, bióxido de carbono y cloro.

El factor de mayor contribución para estos accidentes es la ausencia o falla de una válvula de seguridad que releve la masa que provoca la sobrepresión.

**c) Reacciones Runaway**

Es uno de los fenómenos más comunes de formación de explosiones BLEVE. En estos procesos autoinducidos, las reacciones exotérmicas sobrepresionan y calientan el recipiente por encima del punto de ebullición a presión atmosférica. Si el material envuelto es inflamable y la temperatura alcanzada antes de la ruptura del recipiente sobrepasa la temperatura de autoignición, el BLEVE podría estar acompañado por un fireball.

**d) Sobre calentamiento**

Un calentamiento excesivo de los materiales almacenados en un recipiente, sin una válvula de seguridad, puede provocar la ruptura del contenedor, ocasionando un BLEVE si la temperatura del contenido está por encima del punto de ebullición. Este escenario se ha presentado con sustancias tales como amoníaco, etileno y agua (una explosión de un calentador de agua (40) destruyó un aula escolar lastimando a siete niños).

#### **e) Explosiones en el espacio vapor**

Otra causa de BLEVE, es la ruptura de un recipiente que contiene un líquido a una temperatura por encima de su punto de ebullición, causada por explosión de los gases o vapores que se encuentran en la parte superior de los contenedores; un ejemplo común de este caso sucedió en una planta donde la atmósfera de Cloro licuado fue contaminada con Hidrógeno, al encenderse la mezcla se produjo una explosión que rompió el contenedor sufriendo el Cloro licuado una vaporización explosiva

#### **f) Falla Mecánica**

A fines de los sesentas, un autotanque cargado con amoníaco, tuvo fallas a lo largo de la línea soldada divisoria del tanque; el amoníaco vaporizó explosivamente como un BLEVE.

#### **g) Fuego**

La causa más importante del BLEVE, es el fuego. El escenario del incidente típico considera fuego en los alrededores de un contenedor de líquidos, donde el calor que entra por las paredes del recipiente causa que el líquido hierva; en algunas ocasiones los ajustes a las válvulas de seguridad son demasiado altos, en tanto que la resistencia a la tensión del material del recipiente puede ser seriamente reducida por la exposición al fuego, de tal manera que el contenedor no puede resistir hasta la presión de relevo, de este modo, no obstante que la válvula de relevo este abierta y el vapor sea venteado a una velocidad rápida, el recipiente puede explotar.

En un experimento, empleando como contenedores a vagones de tren (20), se realizaron varias pruebas en las que se mantuvo un venteo prolongado a través de una válvula de seguridad ajustada a 270 PSIG, para determinar el flux de calor de un fuego externo absorbido por el líquido contenido en los carros-tanque, los resultados fueron la ocurrencia de BLEVES en los tanques aislados de 130 m<sup>3</sup> después de 25 minutos de exposición al fuego.

Los materiales involucrados en este tipo de explosiones han sido el óxido de etileno, butano, gasolinas, hidrógeno, propano y agua entre otros.

### **3.3 MODELOS DE CÁLCULO**

Como se describió anteriormente, el mecanismo del BLEVE puede determinarse a partir de dos consideraciones que abarcan la teoría de explosión de un contenedor lleno de gas y la teoría de la energía intrínseca de un líquido saturado y sobrecalentado.

La expresión termodinámica para calcular la energía relevada (W), cuando un gas con un volumen inicial equivalente al del contenedor se expande de una presión 'P' a la atmósfera por efecto de la ruptura del tanque será (26):

$$W = [ PV/(k-1) ] [ 1-(1/P)^{(k-1)/k} ] \text{-----}(3.1)$$

Donde:

P = Presión absoluta de ruptura del recipiente (BARS)

V = Volumen inicial (volumen del recipiente) en m<sup>3</sup>

k = Relación de calor específico

La misma ecuación, pero en términos de energía equivalente de TNT en kilogramos sería la siguiente:

$$W_{TNT} = [ (0.024PV)/(k-1) ] [ 1-(1/P)^{(k-1)/k} ] \text{-----}(3.2)$$

Donde P, V Y k; Tienen las mismas unidades que la ecuación (3.1) y la constante 0.024 es un valor de conversión por el equivalente del TNT.

El procedimiento para la estimación de la energía relevada durante la ruptura de un contenedor de gas licuado, considera el peso del material que flashearía por el decremento de presión, convirtiendo este peso en un volumen equivalente a las condiciones de almacenamiento, después sumar este volumen equivalente al espacio vapor del contenedor y finalmente calcular el peso equivalente de TNT.

La ecuación empleada es similar a la ecuación 3.2 pero corregida para el volumen correspondiente.

$$W_{TNT} = [ (0.024PV^*)/(k-1) ] [ 1-(1/P)^{(k-1)/k} ] \text{-----}(3.3)$$

$$V^* = V_V + fV_L(D_{Lo}/D_{VT}) \text{-----}(3.4)$$

Donde:

V\* = Volumen equivalente en m<sup>3</sup>

V<sub>V</sub> = Volumen del espacio vapor en m<sup>3</sup>

V<sub>L</sub> = Volumen del líquido en el contenedor en m<sup>3</sup>

D<sub>Lo</sub> = Densidad del líquido a T y P en el momento de la ruptura Kg/m<sup>3</sup>

D<sub>VT</sub> = Densidad del vapor saturado a T y P en el momento de la ruptura Kg/m<sup>3</sup>

f = Fracción flasheada

Si se compara la ecuación (3.1) o (3.3) con la correspondiente indicada en el anexo "C", se puede observar que los autores de estas ecuaciones consideran que la presión ambiental es de una atmósfera. Para casos más exactos, estas ecuaciones deberán ajustarse a las condiciones de presión de la localidad a estudio.

Es preferible que los valores de la densidad sean recopilados de tablas termodinámicas a condiciones saturadas.

La fracción de líquido flasheada adiabáticamente se evaluará a partir de alguna de las siguientes ecuaciones:

$$f = 1 - e^{-2.63(Cp/\lambda)(Tc-Tb)\{1 - [(Tc-T_1)/(Tc-Tb)]^{0.38}\}} \text{-----} (3.5 a)$$

Donde:

Tc = Temperatura crítica

Tb = Temperatura normal de ebullición

T<sub>1</sub> = Temperatura de falla

Cp/λ = cociente entre el calor específico del líquido y el calor latente de vaporización.

Ó de la siguiente ecuación que es la más usada:

$$f = 1 - \exp[ Cp/\lambda(Tb-T_1)] \text{-----} (3.5 b)$$

En la mayoría de libros de termodinámica, se presentan datos para calcular las temperaturas, densidades y relaciones de calor específico, para poder evaluar con suficiente precisión las fracciones flasheadas para diferentes hidrocarburos.

La determinación de la temperatura límite de sobrecalentamiento es una función de la presión del sistema y sus condiciones críticas; se evalúa de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$SLT = Tc[(0.11P/Pc) + 0.89] \text{-----} (3.6)$$

El SLT se determina en grados kelvin.

De acuerdo a la ecuación anterior, el calentamiento de un líquido saturado provocaría un incremento en el SLT, a medida que la presión se incrementara, teniendo

como límite la temperatura crítica, de este modo, una vaporización explosiva espontánea no ocurriría en gases licuados confinados bajo condiciones de equilibrio si:

- El espacio vapor sobre los líquidos es pequeño
- El calentamiento causa expansión hasta alcanzar que el líquido llene completamente el contenedor.

Aunque los efectos de estallido de un BLEVE pueden estimarse vía equivalente de TNT, se deberá realizar una corrección para la distancia al centro de la explosión, debido al hecho de que la presión de estallido de un recipiente a presión no es igual a la presión en un radio equivalente del punto de carga del TNT; lo anterior se puede ejemplificar de la siguiente manera: Un contenedor esférico lleno de aire (  $k = 1.4$  ) de  $0.17 \text{ m}^3$  explota a una presión de 8000 PSIG, El TNT equivalente sería de alrededor de unos 4.6 Kg. Para la presión de estallido de 9 BARS Man. La distancia escalada " Z ", para una explosión al aire libre sería de alrededor de 1.0.

La distancia escalada Z está relacionada con el TNT equivalente " W " ( en kilogramos) y la distancia " Doe " en metros del centro de la explosión por (18):

$$\text{Doe} = R/W^{1/3} \text{-----} (3.7)$$

De lo anterior, el valor de "Doe " para este ejemplo sería de alrededor de 1.7 m.

En la tabla A.1 del anexo "A", se muestran un conjunto de valores típicos de "z", con la sobrepresión correspondiente.

### 3.4 MECANISMOS DE EXPLOSIÓN

Como ya se ha mencionado, las explosiones tipo BLEVE son comunes tanto en tanques de almacenamiento, como en autotanques y carrotanques; estos dos últimos, para el caso de materiales inflamables, normalmente van acompañados por accidentes con una resultante de fuego. Así, la energía transferida del fuego al tanque, calienta el líquido transportado, incrementando la presión en el tanque, determinada por la presión de vapor del líquido.

El material de la sección mojada del tanque, incrementa ligeramente su temperatura (dado que transfiere su calor, al líquido que está en contacto con él), no obstante, la presión del contenedor puede cambiar significativamente ya que la presión de vapor es una función exponencial de la temperatura.

Por otro lado, la sección "no mojada" del tanque; aquella donde el vapor está en contacto con el material del contenedor, incrementa notablemente su temperatura, debido a que el vapor no absorbe el calor a la misma velocidad como en el caso del líquido, ocasionando un incremento significativo de la temperatura en el metal del recipiente.

adicionalmente el aumento de presión ocasiona el accionamiento de las válvulas de seguridad relevando el material combustible el cual en muchas ocasiones incrementa más el fuego local.

Finalmente, se empiezan a presentar fallas en el metal del recipiente, debido a la combinación del incremento en la presión interna del contenedor, y el aumento de la temperatura en la pared "seca" del recipiente.

Debe considerarse que las propiedades de los metales, se ven fuertemente afectadas por la temperatura después de 650 °F.

Las presiones que se consideran significativas en un recipiente de acero al carbón son: La presión de diseño (normalmente 10 % por encima de la presión máxima de operación); la presión de prueba hidrostática (50 % por encima de la presión de diseño); la presión de deformación elástica (su valor es el doble de la presión de diseño); y finalmente la presión de deformación plástica, cuyo valor oscila en el cuádruple de la presión de diseño (34).

Después de la falla del metal, generalmente hay una explosión que destruye y fragmenta al tanque, acompañada de una onda de choque.

Es importante remarcar que la fuente potencial energética está íntimamente relacionada con la conducta del líquido caliente bajo el siguiente esquema:

- Justo antes de la falla, el líquido estaba saturado (coexisten en equilibrio la fase líquida y su vapor).

- Con la caída súbita de presión, ocasionada por la ruptura del recipiente, la masa líquida debería hervir y reducir la temperatura a un valor compatible con la presión atmosférica.
- La iniciación del proceso de ebullición, requiere eficientes espacios de nucleación (ver anexo E, "mecanismos de vaporización"); sin embargo, no hay tales espacios en la masa del líquido, y por un breve periodo después de la despresurización, esta masa líquida está sobrecalentada, es decir, a una temperatura por encima de su temperatura de ebullición a la presión correspondiente.
- Si la temperatura global, está lo suficientemente encima del punto de ebullición esperado, ocurriría una explosión líquido-vapor sobrecalentado. Se sabe que tales explosiones ocurren en microsegundos con alta posibilidad de ondas de choque.

Frecuentemente ocurren explosiones líquido-vapor sobrecalentado en algunas operaciones industriales; así por ejemplo, sucede que cuando dos líquidos uno caliente y no-volátil y otro frío y volátil se ponen en contacto bajo condiciones apropiadas; el líquido volátil frío no puede hervir sobre el líquido caliente ya que no hay espacios disponibles de nucleación por lo que esta se sobrecalienta.

Existe un límite teórico para el grado alcanzable de sobrecalentamiento (supercalentamiento), y si este límite es alcanzado ocurre una nucleación homogénea y espontánea en el líquido frío con la formación de vapor en un brevísimo periodo, resultando finalmente en la formación de una explosión.

En la figura 3.1, se describe diagramáticamente el fenómeno a través de dos curvas, una de saturación y la otra la línea de sobrecalentamiento.

En esta figura se ilustra el comportamiento termodinámico de la explosión de un líquido sobrecalentado provocado por la rápida despresurización de una mezcla en equilibrio líquido-vapor; la secuencia del proceso sería la siguiente:

- Un contenedor por cualquier razón sufre un accidente y termina envuelto en fuego.

- Antes del accidente el líquido saturado estuvo a temperatura ambiente y a una presión interna (en este caso equivalente a su presión de vapor) de 8 Atm. Este equilibrio se muestra como punto "A" en la fig.3.1.
- La transmisión de calor al sistema ocasionada por el fuego, provoca evaporación, lo cual incrementa la presión del contenedor y consecuentemente el aumento de la temperatura de la sustancia (la relación de presión temperatura, se da a través de la curva de saturación o curva de presión de vapor en un sistema cerrado).
- En la figura 3.1 se aprecia también, una línea de pendiente constante, llamada línea de punto límite de sobrecalentamiento; la cual representa los límites para que la sustancia líquida pueda ser calentada antes de que ocurra una nucleación espontánea con una explosión de vapor (ver anexo "E"). Esta línea puede calcularse teóricamente (ec. 3.6) o experimentalmente en un laboratorio.
- Si el tanque falla a la presión y temperatura correspondientes al punto "B" ocurrirá una rápida depresurización hasta alcanzar una atmósfera (si el tanque se encuentra al nivel del mar), representada en la fig. 3.1 por la línea vertical del punto "B" al punto "E". Habría una ebullición violenta en pocos segundos, pero debido a que la línea de límite de sobrecalentamiento no fue alcanzada, no podría pronosticarse una explosión de vapor.
- Si la falla ocurriera bajo la condición representada por el punto "C" y la depresurización nos llevara al punto "D", esto es, si la resistencia del tanque fuera mayor, entonces esto nos conduciría a una probable explosión de vapor. Resumiendo, toda expansión vertical en la fig. 3.1 (en términos termodinámicos, normalmente adiabática) que alcance la línea de supercalentamiento, en la figura con una temperatura mayor a  $T_4$ , provocará una explosión de vapor. Si la expansión queda fuera de la línea de sobrecalentamiento, sólo se esperaría una ebullición rápida. Esto último limita la sugerencia de que las válvulas de seguridad pueden ser diseñadas para prevenir cualquier presión que exceda este límite crítico.



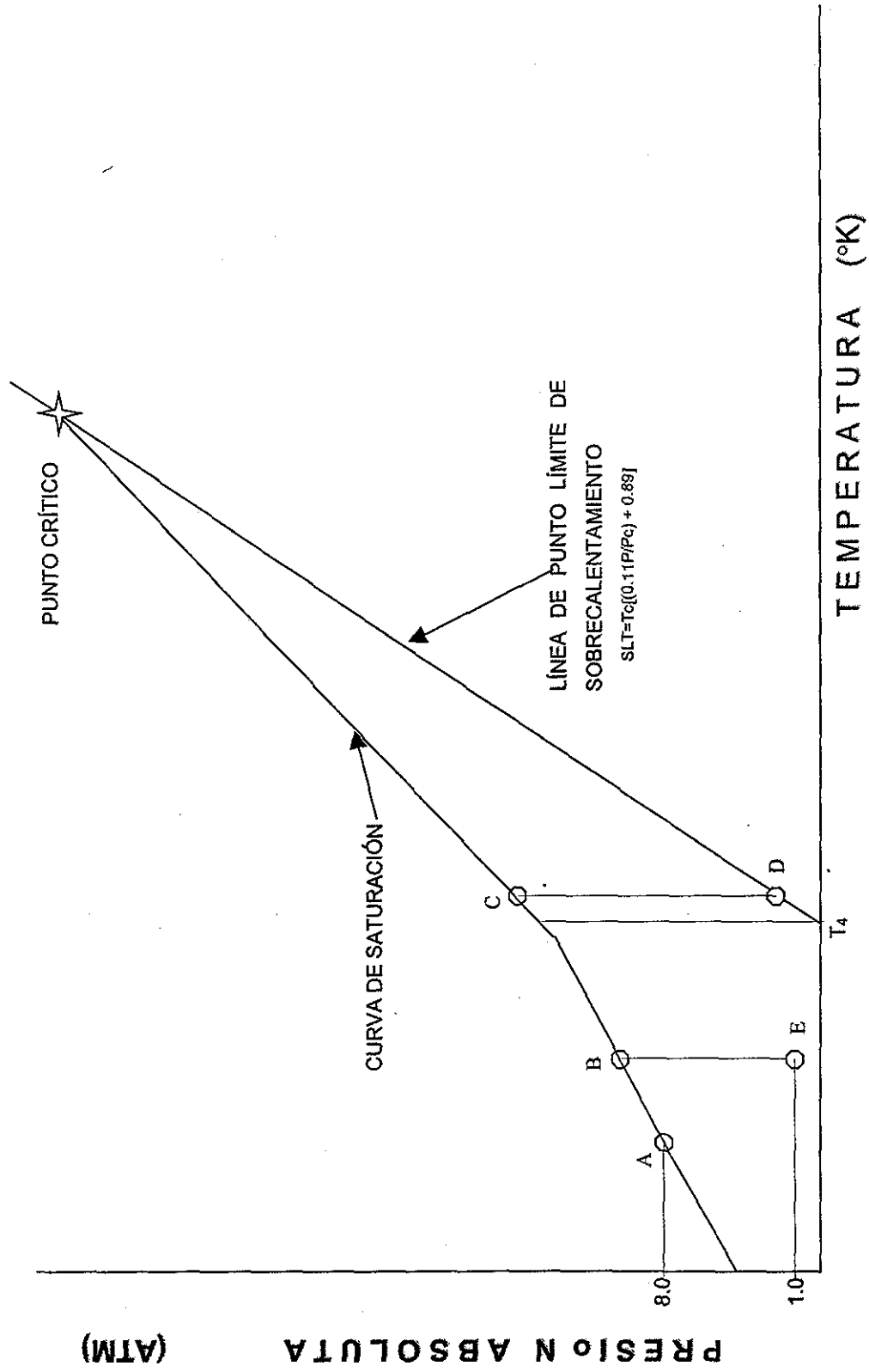


FIGURA 3.1  
SOBRECALENTAMIENTO Y CURVA DE SATURACIÓN

Como es de esperarse, pruebas piloto indican que la diferencia de presiones entre la curva de saturación y la línea límite de supercalentamiento están muy relacionadas con la intensidad de la explosión. Así, la falla de un tanque cerca del punto crítico puede resultar en un más bajo potencial explosivo, aunque haya una significativa energía almacenada en el líquido.

## **Síntesis y discusión del capítulo**

En este capítulo hemos encontrado que las explosiones tipo BLEVE han provocado accidentes drásticos no solo en el país, sino en todas partes del mundo, incluyendo los países desarrollados. El fenómeno no solo es característico de la industria petrolera o de materiales combustibles; al ser una explosión de naturaleza física, también es muy común en los calentadores de agua convencionales. Los BLEVES resultan muy violentos debido a que disipan dos tipos de energía; aquella que proviene del gas saturado sometido a presión y que sufre un fenómeno de expansión; y aquella energía potencial que un líquido saturado en estado de sobrecalentamiento desprende al disminuir súbitamente la presión; esta última forma, es la que libera la mayor cantidad de energía.

En este capítulo se concluye que este tipo de explosiones se debe al deterioro del material del que está construido el recipiente o contenedor del hidrocarburo que al romperse provoca una expansión rápida y violenta de las sustancias contenidas en el tanque. Esta afectación del material puede deberse a un calentamiento del acero por fuego, un sobrellenado que presione demasiado al recipiente, afectaciones mecánicas, colisiones, etc. El porqué la liberación de energía es tan violenta, no está totalmente aclarado; la principal teoría tiene su base en considerar que los líquidos almacenados en equilibrio, se encuentran a una mayor temperatura que su temperatura de saturación correspondiente a la presión de equilibrio. La teoría más aceptada considera que el hecho de que los líquidos no 'hiervan' bajo esta condición, se debe a que el tamaño de la burbuja no es lo suficientemente grande para que su fuerza de flotación supere a las fuerzas de adhesión provocadas por la tensión superficial.

Tomando en cuenta que el sobrecalentamiento es el fenómeno que produce que la explosión sea tan violenta, puede considerarse que previniendo este fenómeno el potencial explosivo disminuirá; así, las fuerzas de la tensión superficial podrían evitarse modificando la rugosidad de la pared del recipiente contenedor del líquido o integrando sustancias que afectaran esta propiedad. Otra posible forma de contención del fenómeno consideraría la cantidad de llenado del recipiente y quizás hasta el aislamiento de este.

## **4 . NUBES DE VAPOR**

#### 4. EXPLOSIONES DE NUBES DE VAPOR

En el capítulo anterior se analizaron las explosiones confinadas; aquellas que se desarrollan dentro de un contenedor y que por lo tanto son uniformes, es decir en las que todo el hidrocarburo reacciona o se expande al mismo tiempo. En este capítulo, nos corresponde revisar todo lo relacionado con las explosiones en ambientes abiertos, aquellas que debido a la fuga de productos gaseosos o líquidos saturados que evaporan en el momento de la fuga generan nubes que por sus características pueden llegar a ser explosivas. Estas explosiones se caracterizan porque normalmente se propagan en un frente reactivo cuya intensidad explosiva, como muchas veces ya se ha dicho, es proporcional a la velocidad de propagación. Si estas velocidades son muy altas este fenómeno puede alcanzar a ser detonante; no obstante si es demasiado lento prácticamente se convierte en una combustión o llamarada denominada Flash fire. Las explosiones de nubes de vapor son factibles si la cantidad del reactivo fugado es mucha y las condiciones ambientales son adecuadas.

En la actualidad existe una larga lista de accidentes de explosiones de nubes de vapor, todos estos indican que la explosión de una nube requiere pasar por las siguientes etapas en un proceso:

- Relevo de un material inflamable a la atmósfera
- Dispersión del gas
- Ignición de la nube
- Propagación de la flama a una velocidad considerable para generar un estallido

Mucho tiempo se consideró que la fuga de gases inflamables o de líquidos saturados provocaban solamente problemas de incendios, no se aceptaba el potencial explosivo de las nubes de gases o vapores inflamables en espacios abiertos hasta que en los años cuarenta ocurrieron diversas explosiones.

Un caso ampliamente conocido es la operación de venteo de Metano en 1966 en Raunheim, Alemania.

Un exceso de este material fue venteado involuntariamente al fallar un controlador de nivel del vaporizador de proceso. El relevo ocurrió en un venteo localizado 25 metros arriba del equipo. La temperatura ambiental era de tan solo 10 °F y las condiciones de viento moderadas. Los operadores del cuarto de control a 50 metros

del vaporizador, observaron una blanca nube expandiéndose lentamente sobre el suelo y flotando en dirección al cuarto de control. El Metano se incendió debido probablemente a la fuente de ignición de los hornos localizados a 50 metros del vaporizador en dirección contraria. Los daños estructurales no fueron severos, y el daño por el estallido fue ligero. La ruptura casi total de vidrios alcanzó hasta unos 400 metros del centro de la explosión y los rompimientos ligeros llegaron hasta unos 1200 metros. *Una persona murió y hubo 75 lesionados.*

La masa involucrada en esta explosión, fue un poco menor a 500 Kg de Metano líquido y probablemente se formó una nube de 40 m de radio por un metro de espesor (suponiendo una mezcla estequiométrica con aire). Se estima que la equivalencia en TNT fue de entre 1000 y 2000 Kg, lo que implica que el rendimiento de la explosión fue del 18 al 36%.

Una fuga considerable de gases inflamables puede ocasionar una nube explosiva en espacios abiertos, causando daños severos o catastróficos en áreas circundantes; sí, las condiciones ambientales lo permiten.

Las condiciones para que una nube de vapor inflamable alcance un estallido, son principalmente dos; que la flama alcance a desplazarse a una velocidad considerable (incluso por encima de la velocidad del sonido) y una alta potencia en su ignición.

Experimentalmente se ha observado, que la aceleración de la flama es posible con un relevo de gran velocidad que cause turbulencia, o con la presencia de 'obstáculos' al aire libre tales como: tanques, torres de destilación, Racks de tuberías, etc. Los cuales por su geometría también pueden provocar turbulencias que optimicen el mezclado combustible-aire.

Esta situación hace que los arreglos de equipo en instalaciones petroleras sea de gran importancia dentro de los criterios de ingeniería para disminuir el riesgo por explosión.

La presencia de obstáculos (4), fue experimentada ampliamente para condiciones controladas en la década de los 80's empleándose diferentes combustibles;

se demostró que en ausencia de 'obstáculos', las velocidades más altas de flama no excedían 84 m/s, en tanto que con 'obstáculos', fueron en varios casos, mayores a 200 m/s.

La inclusión de obstáculos provoca en parte la aceleración de la flama, especialmente para los combustibles más reactivos; este efecto tiende a ser más fuerte, si la superficie de la flama es distorsionada por la presencia de obstáculos sobre su superficie total.

Similarmente se experimentó para condiciones no controladas, tratando de simular accidentes reales; para estos casos, las fugas se dispersaron por mecanismos naturales, resultando una menor velocidad de flama (aunque las condiciones atmosféricas, pueden incrementar ligeramente su velocidad).

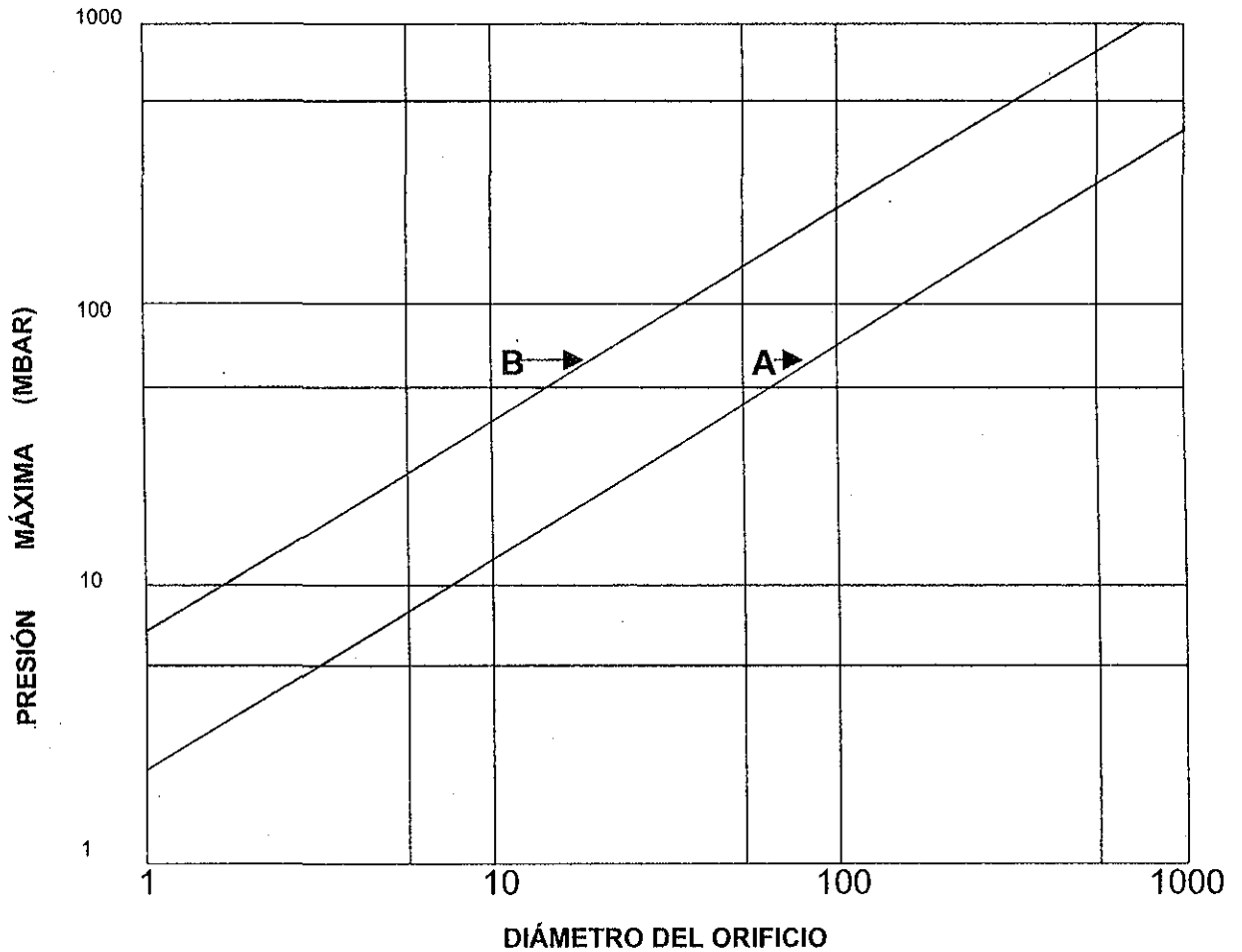
Para el caso de relevos fuertes, se observó que los chorros de combustible que generan altas turbulencias en condiciones no controladas, generan velocidades de flama hasta de 200 m/s en combustiones Propano-Aire después del relevo.

Los relevos jet, están ampliamente influenciados por los obstáculos que se interpongan en dichos relevos, de tal manera que la aceleración de la flama tiende al mínimo en ausencia de estos; aunque debe observarse la relación existente entre la turbulencia y las situaciones mencionadas.

La gráfica 4.1 de la siguiente hoja, presenta la máxima sobrepresión en explosiones de nubes de vapor, después de que el flujo crítico de un jet de propano es relevado con obstáculos y sin ellos, para diferentes diámetros equivalentes en el relevo.

En este caso, la línea indicada con la letra "B", representa un jet dentro de obstáculos y confinamiento, en tanta que la recta señalada con la letra "A" representa un jet sin afectaciones.

GRÁFICA 3.1 'JET CON OBSTÁCULOS Y SIN AFECTACIONES'



AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERING PAG-79 (4)

En resumen, la explosión de una nube de vapor de Hidrocarburos-Aire para condiciones no controladas presenta las siguientes características:

- (a) Para nubes de vapor dispersas no confinadas en ausencia de obstáculos. Se esperan bajas aceleraciones de flama y por lo tanto explosiones deflagrativas de baja intensidad.
- (b) La aceleración de la flama se ve favorecida con confinamientos parciales e inclusión de obstáculos.

- (c) Las fugas o relevos de alta velocidad que provocan turbulencia ya sea por rupturas o venteos incrementan la combustión y la velocidad de flama en nubes de vapor, incrementando consecuentemente la intensidad de la explosión.
- (d) Cualquier modo de relevo producido por la combinación de; turbulencia, obstáculos y confinamiento parcial conllevan a deflagraciones fuertes e incluso detonaciones.

La sobrepresión de una explosión se incrementa en confinamientos parciales; debido a la interacción entre la combustión y la expansión de los productos y reactivos gaseosos. Esto se debe a que el confinamiento obstaculiza la expansión y permite la inclusión de un escenario circulante que incrementa la combustión; el fenómeno se retroalimenta al existir turbulencias ocasionadas por elementos generadores de cortes tales como obstáculos y vueltas.

Resulta interesante dentro de los términos de confinamiento, algunos experimentos y pruebas que se han hecho al respecto, bajo la base de que pueden considerarse diferentes grados de confinamiento; así por ejemplo, el primer grado de confinamiento puede estar representado por dos planos paralelos con obstáculos de cuerpos cilíndricos, en la que los productos de combustión se expanden solo en dos dimensiones (a lo largo y a lo ancho y no hacia arriba y hacia abajo ). un segundo grado de confinamiento consideraría la expansión en una sola dimensión (por ejemplo un tubo); podrían manejarse también configuraciones híbridas.

En el primer caso; para confinamientos de primer grado, en experimentos realizados con Etileno ( 4 ), la velocidad de la flama alcanzó velocidades hasta de 685 m/s y sobrepresiones de 10 BAR.

En confinamientos de segundo grado para tubos, existen diferentes experimentos en los que se observa, que los obstáculos internos aceleran la flama, aunque sin obstáculos y en comparación con confinamientos de segundo grado, la velocidad es mayor, resultando incluso transiciones de deflagración a detonación (en contrapartida debe considerarse, que los obstáculos dentro de tubos reduce considerablemente la distancia requerida para la transición a detonación). Las velocidades alcanzadas para Metano y Propano respectivamente en tuberías de diámetros y longitudes diferentes y con placas de orificios como obstáculos fueron de



770 m/s y 650 m/s, en tanto que las sobrepresiones fueron de 12 y 13.9 BAR respectivamente.

#### 4.1 DETONACIÓN EN NUBES DE VAPOR

A pesar de que existe poca probabilidad de alcanzar detonaciones en nubes de vapor, estas pueden detonar en forma directa o por transición. Para la iniciación directa de una detonación, se requiere que la onda de estallido sea capaz de mantener su temperatura (postshock) por encima de la temperatura de autoignición de la mezcla; cabe recordar que las energías bajas de ignición, solo provocan deflagraciones, por lo que, para estos casos, una detonación se desarrolla solo por medio de la interacción de un proceso de propagación de flama con su expansión de flujo autoinducido; es decir, la nube explota provocando la expansión de los gases productos de la combustión, entonces el frente reactivo se propaga comprimiendo a los materiales que aún no reaccionan, calentándose la mezcla hasta alcanzar su temperatura de autoignición reaccionando y volviendo a expandirse.

En mezclas relativamente bajas de reactivos combustibles, las detonaciones se presentan cuando existen las condiciones límite apropiadas para el proceso de combustión. Estas condiciones inducen a estructuras turbulentas del flujo delante del frente de flama; aquí, el estado termodinámico de una mezcla reactiva justo antes de la combustión, está definido por una compresión adiabática y por el mezclado turbulento con productos de la combustión. Esto es, la mezcla no quemada en el frente de flama es acondicionada para la combustión; al intensificarse la turbulencia de la mezcla la combustión se apagará localmente, mezclándose todos los materiales calientes (reactivos y productos); finalmente, si la temperatura de esta mezcla excede a la de autoignición como resultado de la compresión, la mezcla encenderá nuevamente.

Como se mencionó en el capítulo 2, una mezcla es solo detonable si sus concentraciones están dentro de los límites de detonabilidad, los cuales son normalmente más estrechos que los de inflamabilidad. Los experimentos muestran que las detonaciones en mezclas estequiométricas Hidrocarburo-Aire son incapaces de cruzar un espacio de aire puro de aproximadamente 0.2 m de espesor; esto muestra, que es difícil para una detonación mantenerse así misma en una mezcla no homogénea.

## 4.2 TURBULENCIA (19)

Generalmente las concentraciones de diferentes componentes dentro de una nube de vapor tienden a ser no homogéneas y altamente fluctuantes. Como se mencionó, el grado de homogeneidad de una mezcla hidrocarburo-aire, determina en gran medida si la mezcla puede ser deflagrativa o detonante. Esta homogeneidad se traduce como el grado de mezclado que tienen el aire y el hidrocarburo venteados, los cuales se mezclan en función de las condiciones ambientales. Existen diferentes modelos para evaluar los efectos que el medio ambiente tiene sobre el relevo y dispersión de los gases fugados o venteados.

El mezclado del aire con cualquier gas inflamable, tiene su base en dos fenómenos que son la turbulencia y la difusión molecular, cuya diferencia estriba principalmente en la velocidad con la que se desarrolla la operación.

La turbulencia se describe como un movimiento fortuito superpuesto en el interior de un fluido; de esta forma, la turbulencia puede ser considerada como un espectro de remolinos que se extienden a lo largo del fluido en diferentes tiempos o a la vez.

En las fronteras de los remolinos donde se presentan los esfuerzos cortantes, las moléculas en movimiento a gran escala, extraen la energía mecánica del caudal medio; dicha energía transferida, continúa hasta que es disipada como calor por los efectos viscosos en el espectro de los remolinos más pequeños. La turbulencia se genera por los cortes del viento en las capas de la nube (generando un perfil de arrastre en la nube de vapor) inmediatamente después de los obstáculos o estructuras que se presentan en la superficie de la tierra.

Otra potencial fuente del movimiento turbulento, es la temperatura inestable y estratificada en la atmósfera, la superficie de la tierra calentada por los rayos solares puede generar los movimientos de aire o de la nube a gran escala.

Debe considerarse que los remolinos más grandes que la nube de vapor de hidrocarburos, tienden a moverla en forma integral, de tal manera que no influyen en la concentración interna de esta; la distribución de la concentración media es ampliamente influenciada por movimientos turbulentos de tamaños similares a la nube, los cuales tienden a romper las nubes en tamaños cada vez más pequeños. El otro fenómeno que influye en el mezclado de la nube con el aire, es el de difusión molecular, el cual consiste en una operación de transferencia de masa en la que las diferentes moléculas se difunden en forma natural. Este proceso es muy lento, su velocidad depende del tamaño de las partículas que se difunden; entre menores sean estas, la velocidad de

difusión se incrementa, de tal manera que un mezclado por difusión molecular es más efectivo en fluctuaciones a menor escala, las cuales son generadas continuamente por los movimientos turbulentos convectivos.

### 4.3 MODELOS PARA SIMULACIÓN DE EXPLOSIONES DE NUBES DE VAPOR

La interacción de diferentes fenómenos en la mecánica de una explosión es multidimensional; para poder evaluarlo con una buena precisión, se deben emplear métodos numéricos sofisticados. Es posible una aproximación sencilla, si el concepto de explosión es ampliamente simplificado; no obstante debe considerarse que el mecanismo combustión-flujo y estallido no pueden ser modelados con aproximaciones simples, de esta forma, la propagación de la flama se analiza como una zona de generación permanente de calor (en tanto dure la explosión), que se propaga a la velocidad del frente de reacción; así, los métodos analíticos de resolución de estos modelos relacionan el campo de flujo de expansión del gas con una adición de energía.

De las experiencias sufridas, se han realizado varios estudios que han definido detalladamente el potencial explosivo de una nube de vapor de hidrocarburos y que proponen métodos de análisis de las pérdidas ocurridas después de presentados los desastres.

Estos métodos requieren datos como la velocidad de la fuga, velocidad y dirección del viento, temperatura, condiciones de humedad, etc.

Existen diferentes modelos que simulan el fenómeno, pretendiendo estimar los radios de afectación y la magnitud de los daños potenciales tomando en cuenta las características de las instalaciones, los procesos existentes y el personal expuesto.

Si se considera a una explosión con una progresión esférica en el que los diferentes radios de afectación se expanden en las 3 dimensiones volumétricas, el campo de la expansión del gas estará descrito por las siguientes tres ecuaciones:

A) Ecuación de la conservación de masa

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (r^2 \rho u) = 0 \text{-----} (4.1)$$

B) Ecuación de conservación de momentum

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} (\rho u) + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (r^2 \rho u^2) + \frac{\partial p}{\partial r} = 0 \text{-----} (4.2)$$

C) Ecuación de conservación de energía

$$\frac{\partial}{\partial t}[\rho(E + \frac{1}{2} u^2)] + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial}{\partial r} [r^2 u (E + \frac{1}{2} u^2)] + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (r^2 \rho u) = 0 \text{----- ( 4.3 )}$$

Donde:

E = Energía interna

u = Velocidad

$\rho$  = densidad

r = Coordenada radial

La resolución de estas ecuaciones a través de diferentes simplificaciones permite modelar el fenómeno con una aceptable precisión.

Actualmente existen diferentes procedimientos para poder cuantificar el potencial explosivo de un combustible, los cuales generalmente se dividen en métodos de equivalencia TNT, métodos basados sobre carga de estallido y métodos especiales. Un resumen de estos procedimientos y sus variantes se presentan en la tabla 4.2.

#### 4.3.1 MÉTODOS DE EQUIVALENCIA TNT

Son aquellos que expresan el potencial explosivo de una nube de vapor en términos de carga de TNT; debido por un lado, a que las características de estallido del TNT son bastante conocidas de datos empíricos y por otro, a que el valor de equivalencia del TNT usado para modelos de estallido está directamente relacionado con los patrones de daño observados.

Este modelo es atractivo, si el potencial de daño global de una nube de vapor es únicamente lo requerido.

TABLA 4.2 'MÉTODOS DE CUANTIFICACIÓN DE CARGAS EXPLOSIVAS EN NUBES DE VAPOR'

<p>MÉTODOS DE CUANTIFICACIÓN DE LA CARGA O POTENCIA EXPLOSIVA DE UNA NUBE DE VAPOR NO CONFINADA</p>	<p>MÉTODOS BASADOS EN ESTALLIDOS DE TNT</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. EXXON</li> <li>2. DOW CHEMICAL CO.</li> <li>3. I I I RESEARCH</li> <li>4. HSE</li> <li>5. INDUSTRIAL RISK INSURERS</li> <li>6. BRITISH GAS</li> <li>7. HAZARD REDUCTOR ENGINEERING</li> <li>8. FACTORY MUTUAL RESEACH CORP.</li> </ol>
	<p>MÉTODOS BASADOS SOBRE CARGA DE ESTALLIDO</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. YELLOW BOOK</li> <li>2. MÉTODO BAKER-STREHLOW</li> <li>3. MÉTODO DE MULTIENERGÍA</li> </ol>
	<p>MÉTODOS ESPECIALES</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. EXPLOSIONES A CHORRO</li> <li>2. DISPERSIÓN EXPLOSIVA</li> </ol>

Por otro lado, si la modelación del estallido es el punto de partida de un análisis estructural, el modelo de equivalencia del TNT no es muy satisfactorio debido a que el estallido del TNT y el estallido del gas difieren sustancialmente; Mientras que una carga de TNT produce una onda de choque de una gran amplitud y corta duración, una explosión de gas produce una onda de estallido algunas veces menor que el choque, de baja amplitud y larga duración.

Los métodos convencionales de equivalencia de TNT, establecen una relación proporcional entre la cantidad total de material relevado o presente en la nube (mezclado o no dentro de los límites de inflamabilidad) y el equivalente en peso del TNT expresado como la potencia explosiva de la nube.

El factor de proporcionalidad es llamado, equivalencia TNT, factor de eficiencia o factor redituable, es directamente deducido de los patrones de daño observados en un largo número de los principales incidentes producidos en explosiones de nubes de vapor.

Por bastante tiempo mucha gente desarrollo sus propias prácticas para estimar la cantidad de material inflamable en una nube.

Existen muchas modalidades del método de equivalencia del TNT (4), los cuales se distinguen principalmente por la forma en que se calcula la masa de una nube de vapor y las eficiencias de reacción. Algunas características de estas variantes indicadas en la tabla 4.2 son las siguientes:

a) Exxon: Este procedimiento estima la cantidad total de material en una nube de vapor haciendo las siguientes consideraciones :

- Durante la fuga o relevo de un gas o vapor, la cantidad de material combustible en la nube formada, será al menos el mínimo valor del inventario total del material o el producto de el número de relevos, el flujo y el tiempo requerido para detener la fuga.
- Si un líquido es relevado, el cálculo de la cantidad de combustible en la nube es el producto de la velocidad de evaporación del líquido y el tiempo requerido para que la nube alcance una fuente probable de ignición. Este valor está limitado por la cantidad derramada la cual es menor que el

inventario total del material o el producto del flujo relevado por el tiempo y número de veces del relevo.

El método considera que los efectos de las explosiones de nubes de vapor, son influenciados por la presencia de confinamientos parciales u obstrucciones en la nube. De lo anterior Exxon recomienda para equivalencias TNT un 3% de eficiencia si la nube de vapor se encuentra en terreno abierto y un 10 % si la nube de vapor está parcialmente confinada u obstruida.

#### b) Industrial Risk Insures

Este método es empleado como una herramienta para estimar las pérdidas potenciales de propiedad en incidentes explosivos. Se considera la posibilidad de 2 incidentes :

- Una fuga o derrame en escenarios realistas para estimar la pérdida potencial máxima probable; el método considera que la fuente mínima de derrame a considerar en los cálculos, corresponde al recipiente más grande del proceso. El tamaño de derrame máximo es el contenido combinado del recipiente de proceso más grande o tren de recipientes de proceso conectados entre sí, sin estar aislados o separados por válvulas automáticas.
- Una fuga o derrame en escenarios realistas para estimar la pérdida potencial más catastrófica; en forma similar al punto anterior, considera como el tamaño del derrame, el contenido del recipiente de proceso más grande o tren de recipientes conectados entre sí, pero en este caso, no se considera que haya válvulas automáticas entre estos. Es decir, el evento máximo probable sólo considera a todo el material siempre y cuando la planta no cuente con cierres automáticos o remotos, en tanto que el máximo catastrófico se contabiliza todo, aunque existan estos cierres remotos o automáticos.
- Para el caso de tuberías fracturadas o rotas, deberá considerarse un derrame por un periodo de 30 min.

Los autores de este método consideran que la equivalencia TNT de explosiones de nubes de vapor de las actuales plantas químicas están en el rango del 1 al 5 %. Con base a la energía disponible en una explosión, ellos recomiendan un valor del 2% para el estimado de las pérdidas catastróficas y máxima probable.

c) Método Dow Chemical Co. ( 1 )

En este procedimiento, los autores basan sus recomendaciones para determinar la cantidad equivalente de TNT en las nubes de vapor, en los daños observados en tres incidentes explosivos de plantas químicas; deduciendo que el rendimiento TNT es altamente dependiente de la distancia al centro explosivo.

Los autores de este método recomiendan para propósitos de predicción valores conservadores de equivalencias de TNT del orden del 2 % para campos cercanos y del 5 % para campos lejanos. Adicionalmente proponen las siguientes recomendaciones para estimar la cantidad de flujo relevado o masa de la nube de vapor:

- Para un relevo continuo, el tamaño de la nube puede determinarse estimando la velocidad de la fuga.
- Para el flujo de una mezcla líq-vap, a través de afectaciones en recipientes como pequeños orificios, rupturas o pequeñas boquillas (conexiones de manómetros por ejemplo), la velocidad de la fuga estará determinada por:

$$W_a = 2343 P^{0.7} \text{-----} (4.4)$$

$W_a$  = flux de masa fugada (Kg/(seg-m<sup>2</sup>))

$P$  = Sobrepresión de operación (Bars)

Los resultados de la ecuación ( 4.4 ) da buenas aproximaciones en el rango de 2 a 70 Bars, pero no es recomendable para condiciones de sobrepresión cercanas a la crítica. En esta ecuación la velocidad de masa relevada se obtendrá del producto del flux másico y el área del orificio; el peso del material en la nube se puede estimar del producto de la velocidad de relevo y el periodo de tiempo necesario,  $t_r$ , para alcanzar el límite inferior de inflamabilidad en el arrastre de la pluma.



Una aproximación para condiciones atmosféricas estables (velocidades de viento de 2.23 m/s) será:

$$t_f = 516 (W/Mf)^{\frac{1}{2}} \text{-----} (4.5)$$

$t_f$  = Periodo de tiempo (s)

$W$  = Velocidad de relevo de masa (Kg/s)

$M$  = Peso molecular

$f$  = Límite inferior de inflamabilidad (%V)

La equivalencia de TNT estaría aplicada, a la cantidad de combustible calculado como consecuencia de la ec. ( 4.13 ).

d) Método IIT Research ( 8 )

En este método se concluye que los efectos de estallido en una explosión de nube de vapor, son altamente dependientes del modo de combustión (en realidad esta conclusión se había encontrado en el capítulo dos, donde se concluye que en realidad las diferencias existentes entre explosiones, se deben a los modos de combustión).

Del análisis se determina un límite superior equivalente TNT para explosiones de nubes de vapor experimentando con cargas esféricas aire-combustible; se concluye que el estallido de una carga detonante puede ser razonablemente representada por datos de estallido TNT. En este método se consideró una distancia sujeta a una equivalencia TNT para cargas estequiométricas combustible-aire, solo para el nivel de 1 PSI de sobrepresión, encontrando un valor de alrededor de un 20 % como límite superior equivalente de TNT.

Adicional a estos trabajos, se derivaron equivalencias TNT del daño observado en algunos incidentes mayores de explosiones en nubes, considerando el combustible completamente liberado. Los resultados se describen en la siguiente tabla:

**TABLA 4.2 'EQUIVALENCIAS TNT EN DIFERENTES ACCIDENTES'**

LUGAR	MATERIAL RELEVADO	KG RELEVADOS	% EQUIVALENCIA TNT (BASE DE ENERGÍA)	% DE MASA EQUIVALENTE
FLIXBOROUGH	CICLOHEXANO	60,000	7.8	81.7
PORT HUDSON	PROPANO	70,000	8.7	96.0
EAST ST. LOUIS	PROPILENO Y PROPANO	55,000	10.0	109.0
DECATUR	ISOBUTANO	68,000	4.3 – 10.2	47 – 111

DAVENPORT J.A. 'A SURVEY OF VAPOR CLOUD INCIDENTS, PAGE 59' (6)

Tomando en cuenta la posibilidad de efectos de estallido altamente direccionales, los autores recomiendan el uso de un valor seguro y conservador para equivalencia de TNT de entre 20 y 40 %.

e) Healt & Safety Executive

En este procedimiento los autores mostraron que la mayoría de explosiones de nubes de vapor se han desarrollado con una eficiencia entre el 1 y 3 % de la energía disponible; no obstante, se han observado valores mucho más grandes.

En este método se recomienda que un valor del 3 % de equivalencia TNT sea usado para propósitos de estimación. Es decir, del cálculo de la energía de combustión teórica presente en la nube, considerar solo el 3% de esta energía.

Para permitir una adecuada dispersión de los materiales, con formación de 'spray' y 'aerosol', se supone que la masa de combustible en la nube es dos veces el flasheo teórico del material relevado; siempre que esta cantidad no exceda la cantidad total de combustible disponible.

Los efectos de la explosión son modelados por datos promedio de estallido de TNT, en donde se considera que 10 Bar es el límite superior de la sobrepresión en la nube.

Las nubes de vapor con mayor probabilidad a explotar, son las que se han formado más rápidamente, en este método se recomienda ignorar los efectos de arrastre de la nube.

Las etapas del procedimiento son las siguientes:

- Determinación de la fracción flasheada.
- La nube inventariada es igual a la suma del total de material relevado. Para considerar la formación de spray y aerosol, la nube deberá multiplicarse por dos.
- Calcular el peso equivalente de TNT de acuerdo a:

$$W_{TNT} = 0.03WfHf/H_{TNT} \text{-----} (4.6)$$

- Una vez que se estimó la carga del peso, la onda de sobrepresión del estallido en el campo puede encontrarse a partir de la distancia escalada (a través de gráficas que se presentan en la bibliografía correspondiente a este tema o en la tabla A.1, del anexo "A" de este trabajo).

f) Factory Mutual Research Corporation

Este procedimiento considera que una fuga o derrame creíble tendría las siguientes características:

- Un relevo de 10 minutos del recipiente más grande o tren de recipientes conectados entre sí más grandes; lo que permitirá la mayor cantidad de descarga.
- Un relevo de 10 minutos de un tanque presurizado o atmosférico en donde la gravedad o presión de almacenamiento es la fuerza de accionamiento (la operación de una válvula interna de exceso de flujo puede considerarse cómo un mitigador).

- Un relevo de 10 minutos de una línea de transporte sobre el suelo llevando gran cantidad de flujo.
- Pérdida del contenido total del tanque en transporte de trenes o camiones.

La cantidad de combustible en la nube se calcula con los modelos descritos por Hanna and Drivas (12), para calcular el aerosol formado durante la evaporación, la fracción flash debe ser duplicada sin exceder el valor de la unidad; también deben considerarse la evaporación de los líquidos derramados. La carga equivalente en peso de TNT se calcula considerando todo el contenido de la nube.

Este método recomienda que la equivalencia esté de acuerdo a las siguientes clases:

**TABLA 4.3 'EQUIVALENCIAS TNT PARA DIFERENTES CLASES'**

CLASE	DESCRIPCIÓN	EQUIVALENCIA
I	MATERIALES RELATIVAMENTE NO REACTIVOS COMO PROPANO, BUTANO Y LÍQUIDOS INFLAMABLES ORDINARIOS	5%
II	MATERIALES MODERADAMENTE REACTIVOS TALES COMO ETILENO, DIETIL ÉTER Y ACROLEIN	10%
III	MATERIALES ALTAMENTE REACTIVOS TALES COMO EL ACETILENO	15%

#### g) Ingeniería de Reducción de Riesgos

El efecto de la distancia sobre la equivalencia TNT, observado en los últimos incidentes es uno de los factores de mayor complicación en los métodos empleados. Estrictamente hablando, las características del estallido del TNT no tienen

correspondencia con el estallido explosivo de un gas; de tal forma que, efectos de estallidos explosivos de un gas en campos lejanos deben estar representados por cargas mucho más pesadas de TNT que distancias intermedias.

Este problema se resuelve introduciendo el concepto de distancia virtual (como datos de literatura) que depende del peso del combustible envuelto en la explosión de una nube de vapor y expresado en una relación empírica; si a la distancia virtual se adiciona la distancia real en el estimado de los efectos del estallido, entonces estos efectos pueden ser aproximados a una simple carga equivalente TNT, cubriendo el total del campo.

Para expresar el máximo potencial explosivo de un combustible, un valor conservador y seguro para equivalencias TNT de explosiones de nubes de vapor fue estimado de datos de literatura sobre la mayoría de accidentes después de la corrección para la distancia virtual.

De lo anterior, en el método se concluye, que la máxima energía basada en la equivalencia TNT es altamente dependiente de la cantidad de combustible presente en la nube y rangos de 2 % para 100 Kg o más hasta 70 % para 10 millones de Kg de combustible.

De las experiencias sufridas, se han realizado varios estudios que han determinado y que definen detalladamente el potencial explosivo de una nube de vapor y que proponen métodos de análisis de las pérdidas ocurridas después de presentados los desastres.

Estos métodos incluyen datos como la velocidad de la fuga, velocidad y dirección del viento, temperatura, condiciones de humedad, etc.

Existen diferentes modelos que simulan el fenómeno, pretendiendo estimar los radios de afectación y la magnitud de los daños potenciales, considerando el personal expuesto, las características de las instalaciones y los procesos existentes.

Finalmente, tomando como base los métodos o procedimientos descritos, se presenta el método para daños por explosiones más usual (de alguna manera conlleva parte de todos los modelos de equivalencia TNT), estima un equivalente en masa de TNT del hidrocarburo en cuestión y simula la generación de ondas expansivas debido a la explosión de una nube de vapor del combustible.

El modelo de cálculo de los daños provocados por la explosión de una nube de gas o vapor inflamable considera un potencial explosivo de los combustibles involucrados.

Los materiales potenciales para formar nubes explosivas se caracterizan por lo siguiente:

- Gases contenidos a presiones iguales o mayores a 500 psig.
- Vapores saturados a presión o criogénicamente.
- Líquidos combustibles o inflamables mantenidos a una temperatura superior a la de su punto de ebullición a presión atmosférica y que se encuentran en estado líquido por efecto de la presión

Las suposiciones propias de este modelo son las siguientes:

- La fuga del gas es instantánea, no considerándose escapes paulatinos, a no ser que se trate de fugas en tuberías de gran capacidad.
- El material fugado se vaporiza en forma instantánea, formándose de inmediato la nube.
- La geometría de la nube se considera cilíndrica, cuya altura corresponde a su eje vertical. Se supone que la nube cilíndrica no es distorsionada por el viento ni por estructuras o edificios cercanos.
- Se considera que la concentración de la nube es la media entre los límites inferior y superior de explosividad y que esta es homogénea en todos sus puntos.
- El calor de combustión del material se transforma a un equivalente en peso de Nitrotolueno TNT.  
Calor de combustión del TNT = 1830 BTU/Lb (algunos autores consideran 2000 BTU/Lb).
- La temperatura ambiente se considera constante de 70 °F.

Una mezcla confinada de vapor-aire dentro de un edificio, tendrá una fuerza explosiva mayor que una explosión en espacio abierto del mismo volumen de

vapor; sin embargo, en la generalidad de los casos el volumen que ocupa una nube de vapor explosivo, producto de fugas factibles, será mucho mayor que el volumen de la mayoría de edificios industriales. De aquí que, se supone que una fuga originada en el interior de un edificio, formará una nube de las mismas dimensiones que una originada en el exterior.

Para determinar la magnitud de la fuga, existen dos criterios o tipos de daños probables.

A) Daño máximo probable basado en las siguientes consideraciones:

- El tamaño de una fuga, será determinado por el contenido del mayor recipiente de proceso o agrupamiento de recipientes de proceso conectados entre sí, sin estar aislados uno de otro por válvulas automáticas o a control remoto. En caso de existir la posibilidad de seccionar el sistema remotamente, la fuga se considerará reducida, tomándose como volumen explosivo al correspondiente al mayor recipiente.
- No se considerará como limitante en la formación de una nube, la existencia de fuentes de ignición en las cercanías de una fuga.  
La experiencia de explosiones de nubes de vapor, ha demostrado la posibilidad de formación de grandes nubes en las cercanías de fuentes de ignición, por efectos de corrientes de aire y difusividad de gases.

B) Daño máximo catastrófico: El cálculo de la magnitud de la fuga está basado en las siguientes consideraciones:

- El tamaño de la fuga estará determinado por el contenido del mayor recipiente de proceso o serie de recipientes de proceso conectados entre sí. No importa si hay válvulas automáticas o no.
- Para estimar el tamaño de la fuga, deberá considerarse la destrucción o daño grave de tanques mayores de almacenamiento como formadores de nubes explosivas catastróficas.

- Debe considerarse también las fugas en tuberías de gran capacidad. Alimentadas desde instalaciones remotas, propias o exteriores, suponiendo que la tubería es dañada seriamente y que la sustancia explosiva se fugará por media hora.
- El tamaño de la nube explosiva no se ve limitada por fuentes de ignición cercanas a la fuga.

Este método, debe emplearse en todas las unidades de proceso con mayor riesgo de formación de nubes explosivas.

El potencial de una nube, es en la mayoría de casos el más peligroso de una planta, por lo que durante el diseño de la instalación deberán considerarse las siguientes recomendaciones:

- Una nube explosiva originada en un área, no deberá cubrir ninguna parte de los edificios mayores o procesos de un área vecina.
- Todos los edificios y equipos mayores, deberán estar afuera del perímetro de afectación de una onda expansiva de 3 PSI de presión provocado por la explosión de la nube.
- Todos los edificios y equipos mayores afectados por ondas expansivas entre 1 y 3 PSI de presión deberán estar diseñados para resistir una onda expansiva de 2 PSI, considerando un factor de explosividad  $F=0.02$ .
- Todos los puntos alejados de la periferia de 1 PSI, se consideran fuera del área peligrosa.

El modelo de evaluación de daños provocados por la explosión de una nube de vapor inflamable involucra el cálculo para determinar un potencial explosivo aproximado de los hidrocarburos inflamables; la secuencia más sencilla para el cálculo del radio de afectación de la explosión, considera las siguientes etapas:

- A. Evaluación de la cantidad de material involucrado en el sistema.
- B. Cálculo del peso de material de la nube.
- C. Determinación del diámetro de la nube formada.
- D. Evaluación de la energía desprendida en la explosión.



- E. Cálculo del perfil de sobrepresiones.
- F. Determinación de los daños causados.

A. Evaluación de la cantidad de material involucrado en el sistema

A.1 Gas a alta presión, 500 PSIG o más.

Tentativamente puede emplearse la ley de los gases ideales, sin embargo resultaría mejor aproximación emplear el factor de compresibilidad u otra ecuación con mayor precisión:

$$W_g = (MPV)/(RT) \text{-----} (4.7)$$

$$W_g = (MPV)/(ZRT) \text{-----} (4.8)$$

$W_g$  = Peso del material en el contenedor

$M$  = Peso molecular del gas o la mezcla

$P$  = Presión absoluta

$V$  = Volumen del contenedor del gas

$R$  = Constante de los gases

$T$  = Temperatura absoluta

$Z$  = Factor de compresibilidad (sin dimensión)

La ecuación es dimensionalmente consistente, por lo que pueden emplearse diferentes unidades.

A.2 Líquido saturado:

$$W_L = \delta_L V_L \text{-----} (49)$$

$W_L$  = Peso del líquido

$\delta_L$  = Densidad del líquido

$V_L$  = Volumen dl líquido

Dimensionalmente consistente.

B. Cálculo del peso de material de la nube.

- B.1 Para un gas a 500 PSIG o mayor, el peso del gas en la nube es igual al peso del gas en el contenedor.
- B.2 Para vapores licuados a presión o temperatura, al producirse la fuga se considera que todo el material fugado se evapora.
- B.3 Para líquidos saturados o debajo de su temperatura de ebullición (a condiciones ambientales), se considera que existe una vaporización total del material fugado.
- B.4 si a presión atmosférica, el líquido posee un punto de ebullición superior a 70 °F, se aplicará la siguiente ecuación:

$$W = W_L C_p (T_p - T_{eb}) / \Delta H_v \text{-----} (4.10)$$

$T_p, T_{eb}$  = Temperatura del líquido en el contenedor y de ebullición respectivamente.

$C_p$  = Capacidad calorífica media a presión constante, entre las temperaturas  $T_p$  y  $T_{eb}$ .

$\Delta H_v$  = Calor de vaporización del líquido

ecuación dimensionalmente consistente.

C. Cálculo del diámetro de la nube formada.

Esta metodología considera que la nube de gas es más pesada que el aire y que su forma es cilíndrica.

$$D = 22.181 (W/HMF)^{1/2} \text{-----} (4.11)$$

$D$  = Diámetro de la nube formada (Ft)

W = Peso del material de la nube (Lb)

H = Altura de la nube (Ft), generalmente las nubes explosivas alcanzan alturas de hasta 10 Ft, se recomienda utilizar este valor.

$$F = (LIE + LSE)/200 \text{-----} (4.12)$$

F = Fracción de la nube representada por el gas o vapor, si la nube en su totalidad se encuentra a una concentración explosiva media,

LIE = Límite inferior de explosividad

LSE = Límite superior de explosividad

#### D. Cálculo de la energía desprendida en la explosión, E

La energía desprendida por una nube explosiva estará expresada por su equivalente en toneladas de TNT y estará dada por:

$$E = W\Delta H_c \eta / 4.03 \times 10^6 \text{-----} (4.13)$$

E = Energía desprendida por la explosión, expresada en peso de TNT.

W = Peso del material de la nube.

H<sub>c</sub> = Calor de combustión del material.

η = Factor adimensional, determina la fracción del calor de combustión que sirve para producir las ondas de sobrepresión. Para muchos materiales el valor de E se encuentra dentro del rango de .01 a 0.1. Para nubes explosivas, se emplea para el Daño máximo probable un valor de 0.02, y para el daño máximo catastrófico se emplea un valor de 0.1. Estos criterios se relacionan con la eficiencia de la explosión.

#### E. Cálculo de las sobrepresiones de las ondas explosivas.

El perfil de radios de sobrepresión (normalmente varían de 0.5 a 30 PSIG), las ondas de mayor presión estarán en una circunferencia cerca del centro de la nube explosiva, en tanto que las de menor presión tendrán una circunferencia de

diámetro mayor (círculos concéntricos), se determina a partir de la siguiente función:

$$Doe = ZE^{1/3} \text{-----} (4.14)$$

Doe = Distancia de la onda explosiva

Z = Distancia escalada para la sobrepresión considerada (Ft/ton<sup>1/3</sup>)

E = Energía desprendida por la explosión (Ton TNT)

En la tabla A.1 del anexo "A", se presentan los valores de sobrepresión correspondientes en PSI, para los valores típicos de Z (Ft/Ton<sup>1/3</sup>).

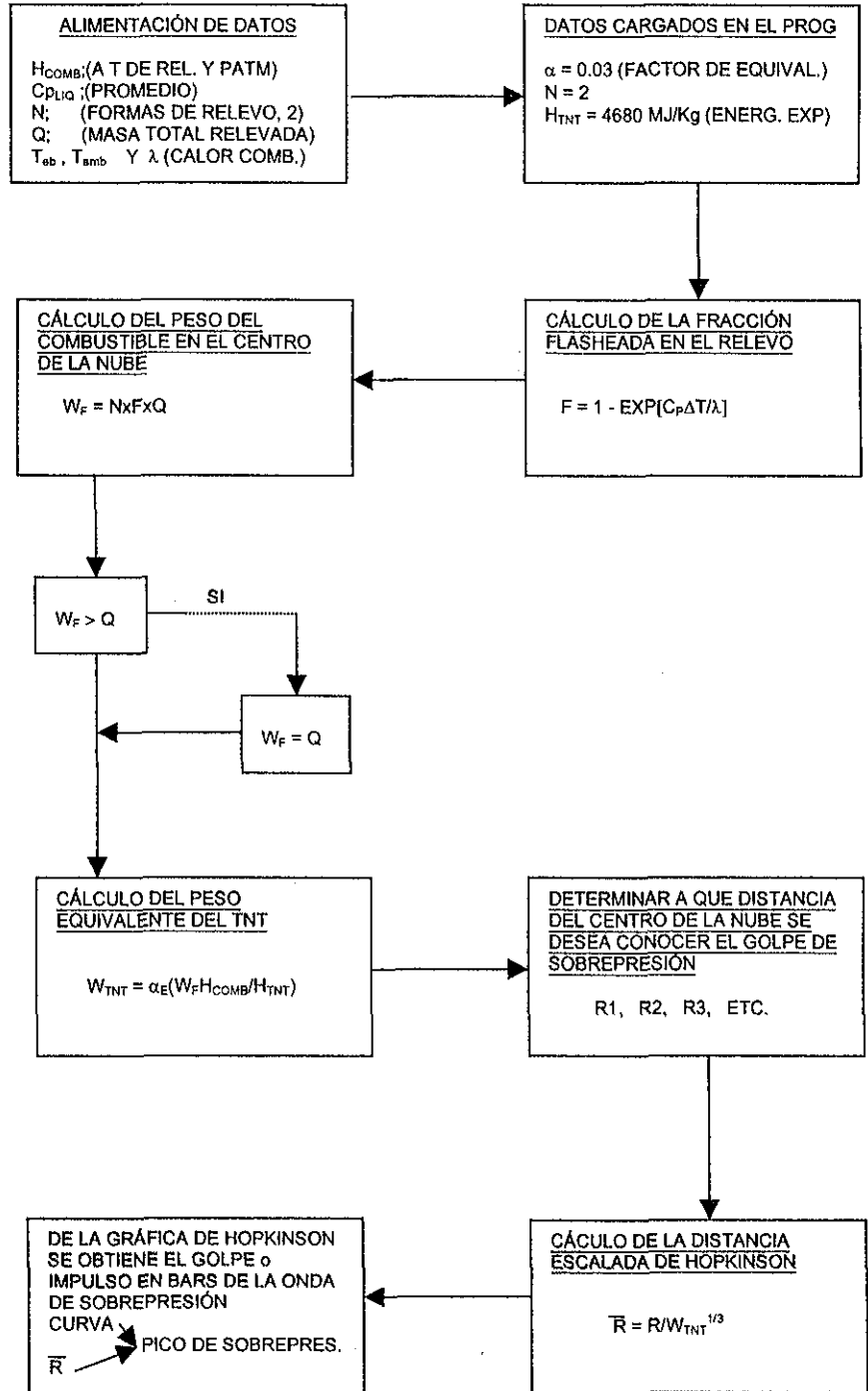
Finalmente, Los daños ocasionados por la nube explosiva, se determinan a través de las sobrepresiones relacionadas con los daños tipificados que las acompañan. Estos valores se presentan en la tabla A.2 del Anexo A.

La figura 4.2 de la siguiente hoja, muestra un diagrama de flujo para cuantificar el potencial explosivo de una nube de vapor y los efectos potenciales del estallido por el método convencional de equivalencia HSE-TNT.

#### **4.3.2 MÉTODOS BASADOS EN ESTALLIDOS DE CARGA (COMBUSTIBLE- AIRE)**

En los modelos TNT, el estallido producido por las explosiones de nubes de vapor no consideran lo que se conoce como variabilidad de la fuerza de estallido ni la influencia de la distancia sobre esta. De los métodos basados en estallidos de carga el más comunmente empleado es el método conocido como multienergía, caracterizado por considerar a una explosión, como la suma de muchas subexplosiones desarrolladas en función a las características geométricas de las instalaciones.

FIG. 4.2 'DIAGRAMA DE BLOQUES MÉTODO CONVENCIONAL DE EQUIVALENCIA HSE-TNT'



#### a) Método de Multienergía

Dentro de este procedimiento se considera que solo se producen estallidos fuertes y separados, provocados por las porciones de nube que se queman bajo condiciones de turbulencia intensa.

El procedimiento se dedujo de las observaciones a los patrones de daño de una gran cantidad de accidentes, encontrándose discrepancias apreciables con los métodos de equivalencias TNT principalmente en lo relativo a la cantidad de material que explota del total de la nube; ni el tamaño ni la fuerza de la explosión dependen de la cantidad de combustible presente en la nube; Sino que estos valores están determinados principalmente por el tamaño y naturaleza de diferentes regiones confinadas y obstruidas dentro de la nube. El factor de reactividad del combustible tiene sólo una influencia secundaria.

En este método, la nube de vapor no se ve como una entidad, debido a que el concepto multienergía define una explosión de vapor como un cierto número de subexplosiones correspondientes a varias fuentes de estallido en la nube, en donde tales efectos no pueden ser modelados sin conducir a una simulación numérica detallada del fenómeno. En el método presentado, se realizan suposiciones que idealizan la representación simétrica de los efectos de estallido, lo cual facilita la resolución del modelo.

Este modelo está determinado por el ambiente en que se dispersa el combustible; el procedimiento de desarrollo del modelo se divide en las siguientes etapas:

- a) Suponer el modelo explosivo sobre la base de una combustión deflagrativa.
- b) Identificar las fuentes potenciales de estallidos tales como: Espacios debajo de tanques de almacenamiento, estacionamientos (debajo de autotransportes), túneles, puentes, corredores, sistemas de aguas residuales, alcantarillados, jet formados durante relevos a gran presión, aperturas entre edificios, etc.
- c) Determinar el tamaño equivalente de la carga aire-combustible, bajo los siguientes lineamientos:

- considerando cada fuente de estallido separadamente.
  - Suponer que toda la mezcla presente dentro del volumen identificado como una fuente de explosión contribuye al estallido.
  - La contribución de la energía de combustión de cada carga se encuentra suponiendo composición estequiométrica.
  - Estimar el combustible presente en las áreas individuales identificadas como fuentes de estallido, el estimado puede basarse en las áreas globales de las fuentes explosivas. La cantidad de mezcla presente bajo los carros estacionados debe suponerse; por otro lado parte en la mayoría de casos la cantidad de mezcla presente en los jet, debe estimarse considerando que el flujo no está influenciado por objetos rígidos.
  - Calcular la energía de combustión para cada estallido, multiplicando el volumen individual de la mezcla por  $3.5 \times 10^6 \text{ j/m}^3$  ( este valor es típico para un valor de combustión promedio de una mezcla estequiométrica aire-hidrocarburo).
- d) Estimación de las fuerzas individuales de las cargas.
- Un estimado seguro y conservador de estas fuerzas puede realizarse si se considera una fuerza máxima inicial de 10, aunque por experiencia es más representativa una de 7. Para picos de sobrepresión debajo de 0.5 BAR no hay diferencia aparente para fuentes de fuerzas rangeadas de 7 a 10.
  - Suponer que el resto de la nube tiene un estallido de menor significado, debe asignarse a su carga aire-combustible por lo menos un valor de 1 y máximo de 3 (recomendable 2).
  - Si lo anterior conduce a grandes sobrepresiones y estas son inaceptables, puede determinarse una mejor aproximación de datos experimentales

FIG. 4.3 'DIAGRAMA DE BLOQUES MÉTODO DE MULTIENERGÍA (PARTE 1 DE 4)

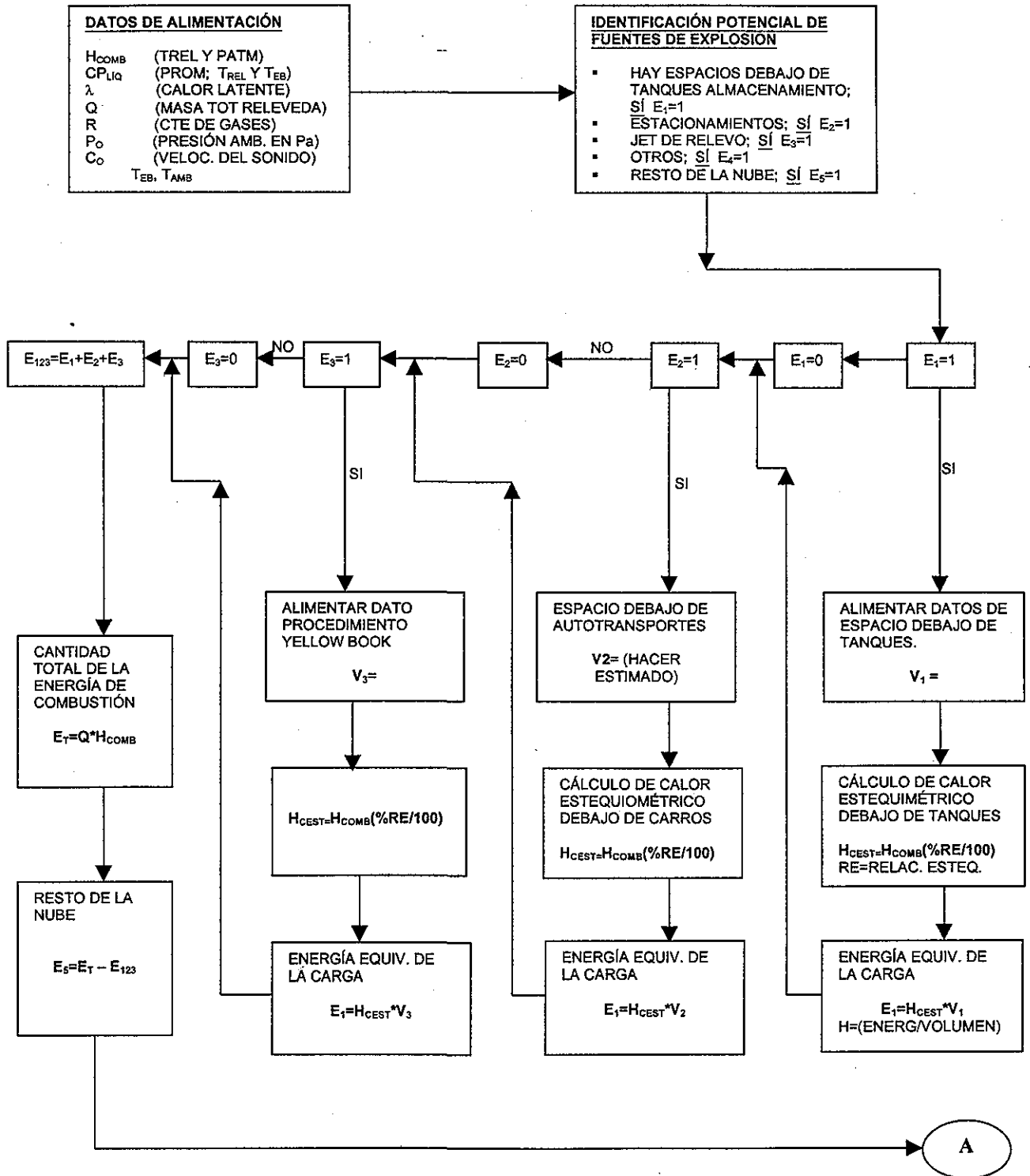




FIG. 4.3 'DIAGRAMA DE BLOQUES MÉTODO DE MULTIENERGÍA (PARTE 2 DE 4)

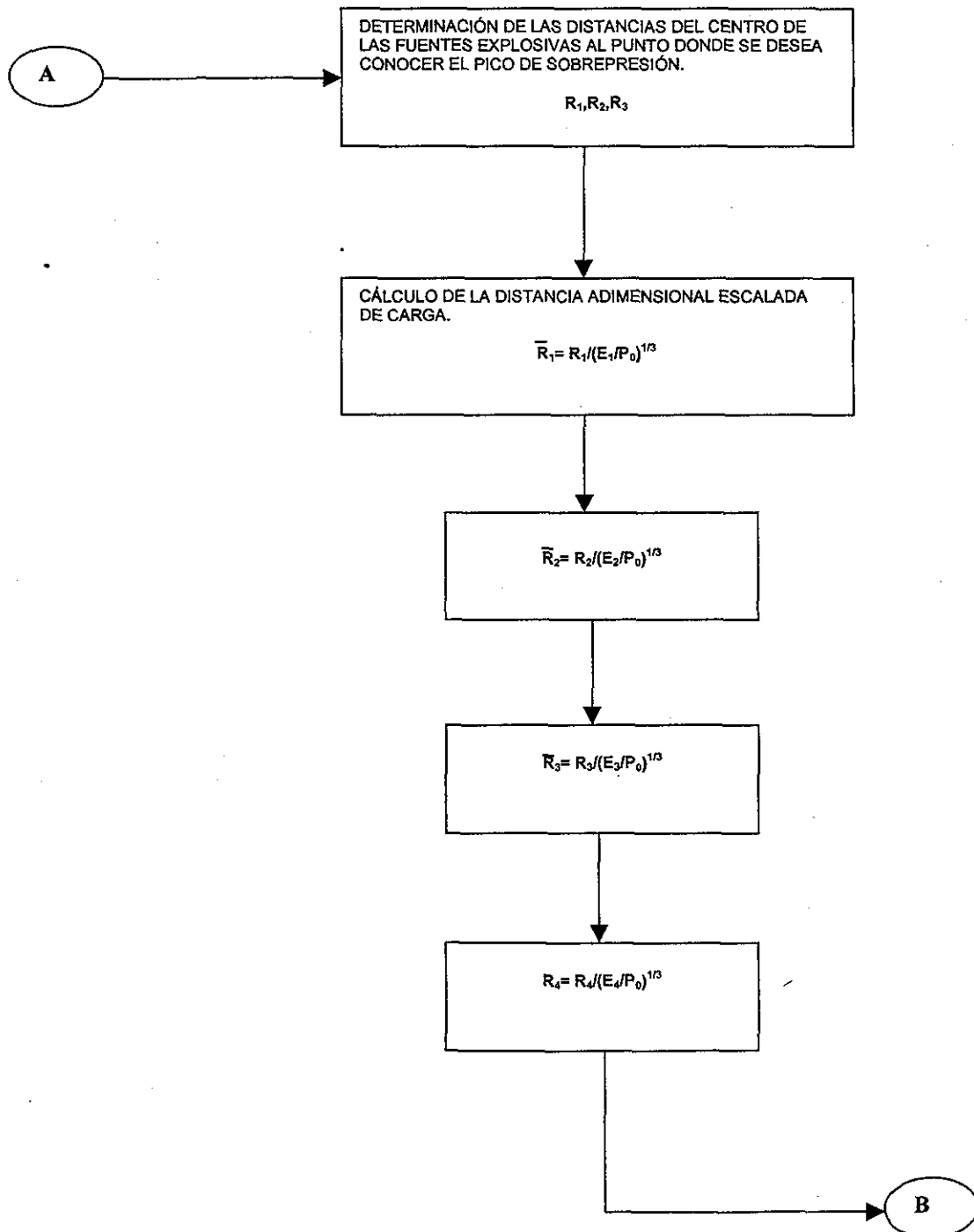


FIG 4.3 'DIAGRAMA DE BLOQUES MÉTODO DE MULTIENERGÍA (PARTE 3 DE 4)

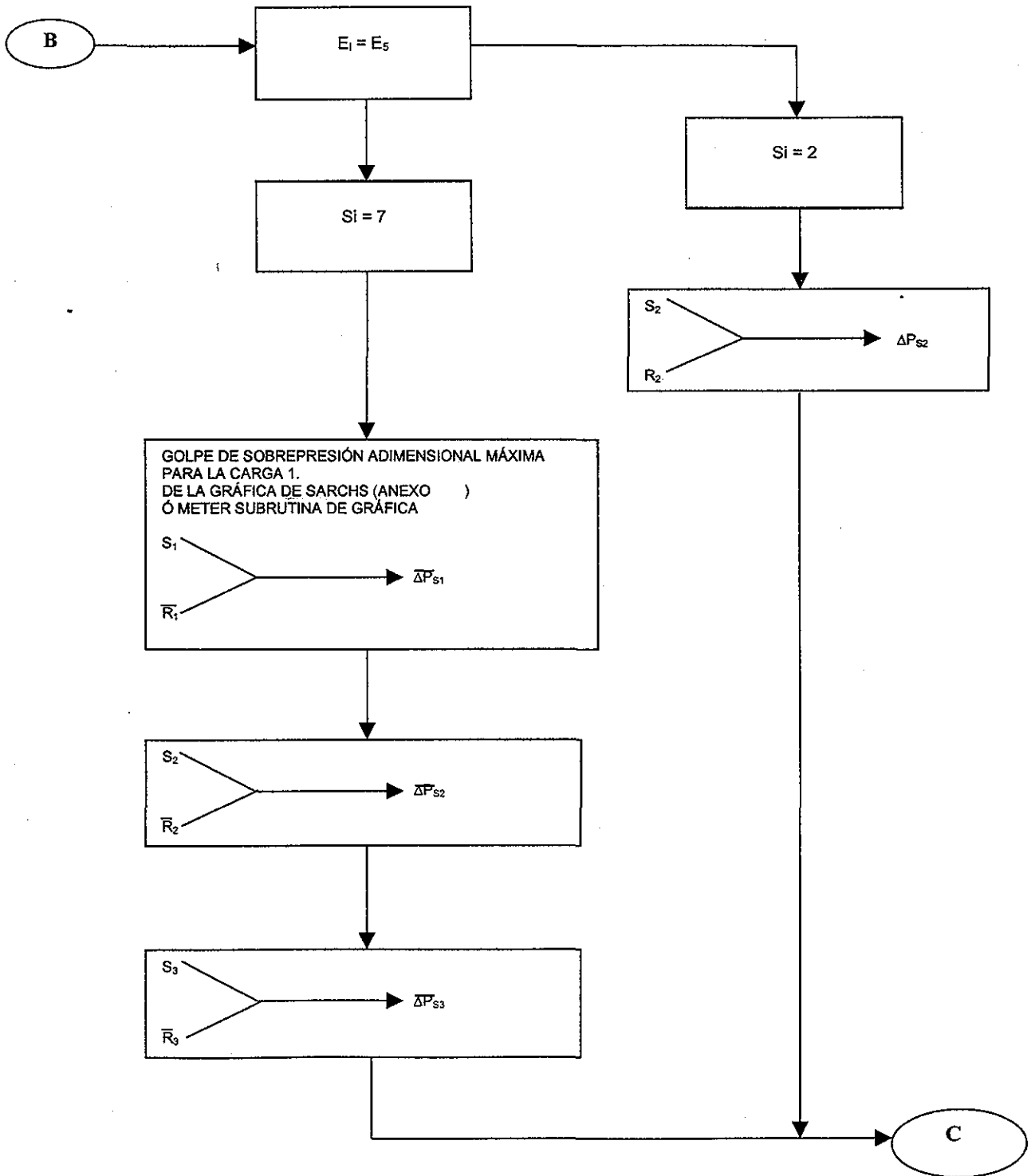
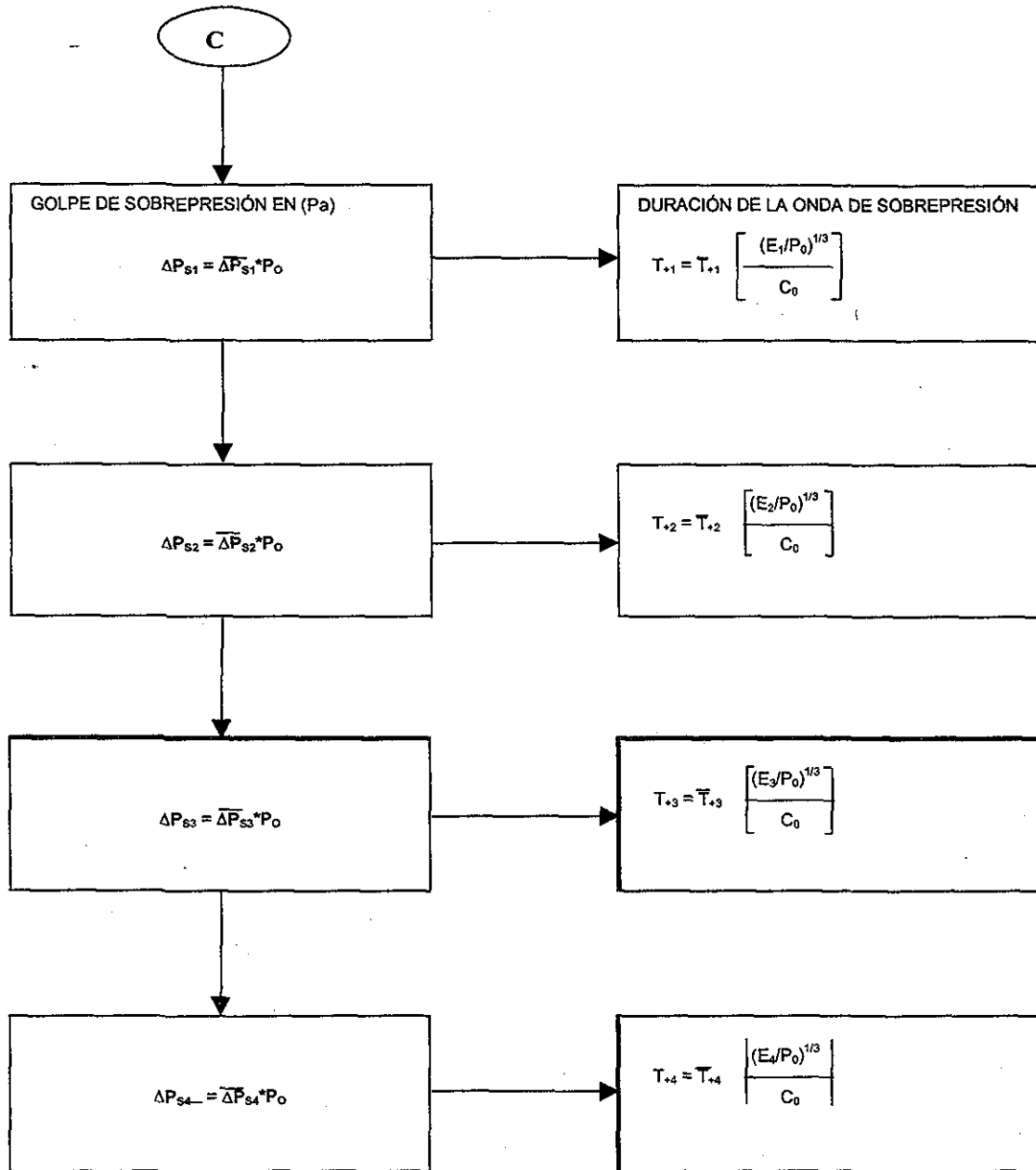


FIG. 4.3 'DIAGRAMA DE BLOQUES MÉTODO DE MULTIENERGÍA (PARTE 4 DE 4)



## Síntesis y discusión del capítulo

En la industria petrolera, los hidrocarburos que pueden provocar una nube de vapor explosiva son todos aquellos que en condiciones ambientales son vapores o gases. En este sentido, gran variedad de productos petrolíferos tales como líquidos inflamables, gas natural o gases licuados expuestos a la atmósfera serían propensos a este fenómeno.

Esto no significa, que por el hecho de que el combustible este libre en el medio ambiente este pueda explotar. En realidad esto es poco probable, razón por la cual antes se pensaba que las nubes de vapores inflamables no explotaban.

Son muchos los factores que deben conjuntarse para que exista una explosión en una nube de vapor, tales como: El tamaño de la nube (alcanzar una masa crítica), concentraciones de material entre los límites de inflamabilidad y explosividad correspondientes, que la velocidad de propagación de la combustión sea alta, que las condiciones ambientales sean las adecuadas, etc. Para que lo anterior se logre, se requiere una serie de condiciones fortuitas o no; así por ejemplo, para que exista el tamaño de nube de vapor crítica para tener una explosión, requerimos un tiempo de fuga considerable y que no se encuentre cerca un punto de ignición que encienda la nube antes de que se junte la masa crítica. Para que el mezclado hidrocarburo-aire sea el adecuado, se requiere que exista la formación de turbulencia que haga factible el mezclado, dado que la difusión molecular es demasiado lenta; en este caso tendría que existir un relevo turbulento o en chorro, que la fuga o la nube se dirija hacia espacios congestionados de equipo de tal manera que los continuos cambios de dirección de la masa fugada mezcle a los hidrocarburos con el aire ó, existan agentes externos como sistemas de ventilación o soplado que induzcan la turbulencia.

Normalmente las explosiones de las nubes de vapor son deflagrantes, en ocasiones son tan lentas que más bien se podrían considerar explosiones flash fire o flamazos; en contadas ocasiones están adquiriendo características detonantes.

Existen muchos modelos para simular las explosiones de vapor, sin embargo todos tienen su base en las leyes de conservación de masa, momentum y energía. Los métodos más comúnmente empleados son los denominados equivalencias TNT, dado que el potencial explosivo es expresado en términos de carga de TNT; las variantes de este método son muchas, aunque su principal diferencia estriba en el valor que se le da a la eficiencia de la combustión y a la forma en que se calcula la masa de la nube de vapor. Esto es importante, debido a que la energía desprendida por la explosión

equivale al producto de la masa del energético por el calor de combustión del mismo por la eficiencia de la reacción. En general estos métodos deben ser empleados cuando se requiere conocer el potencial del daño global de la nube.

Los métodos basados en estallidos de carga son más exactos, aunque la complejidad de su desarrollo es mucho mayor al considerar la variabilidad de la fuerza de estallido y la distancia. De estos procedimientos el método de multienergía es el que ofrece la mejor perspectiva, al tomar en cuenta regiones confinadas en diferentes áreas de una instalación; En este método se concluye que la explosión de una nube de vapor está constituida en realidad de un cierto número de subexplosiones que para su modelación requiere una simulación más detallada.

# **5. PROYECTO DE APLICACIÓN**

'PLANTA DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS LICUADO'

## 5. PROYECTO DE APLICACIÓN

En el desarrollo de esta tesis, se ha revisado la teoría básica de las explosiones; estableciendo los tipos de explosión, sus características, sus mecanismos de desarrollo, etc. Se ha profundizado en las explosiones confinadas como el caso de los BLEVES y las explosiones no confinadas como las nubes de vapor, indicando los escenarios necesarios para que este tipo de eventos suceda. También se han presentado los modelos de simulación de explosiones; tratando de definir en cada modelo su forma conceptual para un mejor planteamiento y aplicación de estos.

Existen casos en el qué, en un mismo evento, se pueden presentar dos o tres tipos diferentes de explosiones, como es el caso típico de una explosión en una esfera de almacenamiento de un gas licuado; en este caso, si se presentará un BLEVE, a este le seguiría una segunda explosión de tipo fireball y quizás hasta una tercera explosión de naturaleza química.

El ejercicio de aplicación presentado en esta sección, está basado en un proyecto realizado en Quito, Ecuador; cuyo objetivo principal fue la determinación de una franja de seguridad en caso de que se presentara un siniestro en la instalación. Esta instalación es potencialmente de muy alto riesgo, en una evaluación cualitativa realizada a la planta para fuego y explosividad, se encontró un grado total de riesgo muy alto, debido principalmente a la cantidad de gas licuado almacenado.

Del análisis realizado a la instalación, se encontró que una explosión por BLEVE, seguida de una explosión secundaria (prácticamente igual de intensa), serían los eventos más catastróficos en la instalación y por lo tanto, los que alcanzarían un radio de afectación mayor.

El propósito del ejercicio es aplicar las metodologías y determinar las formas de presentación (diagrama de pétalos) para este tipo de explosiones tan violentas; los elementos técnicos empleados, son los que se describieron hasta el capítulo 4 y algunos apéndices correspondientes a los anexos de este trabajo.

## 5.1 Descripción de la terminal

El proyecto consiste en la determinación de una franja de seguridad de una instalación de recepción, almacenamiento y distribución de gas licuado y productos destilados.

El trabajo fué realizado por el Instituto Mexicano Del Petróleo a la planta llamada "El Beaterio", la cual se localiza al suroeste de la ciudad de Quito en la provincia del Pichincha en Ecuador.

La terminal se encuentra integrada por las siguientes secciones:

- Una estación reductora de presión de los poliductos de llegada Esmeraldas-Quito de 12" de diámetro y Shushufindi-Quito de 4" de diámetro.
- Una estación de bombeo de productos limpios a islas de carga de autotanques.
- Patio de tanques de almacenamiento de productos limpios.
- Patio de carga de gasolina extra, gasolina super, gasolina ecológica y diesel; compuesta por cuatro islas de carga de autotanques.
- Dos patios de almacenamiento de gas L.P. en esferas y salchichas.
- Una envasadora de cilindros portátiles compuestas por dos carruseles con balanzas automáticas y 26 balanzas estacionarias.
- Patio de carga y descarga de autotanques para gas L.P.

Las condiciones climatológicas de la zona son las siguientes:

- |  |                     |
|--|---------------------|
| ▪ Tipo de ambiente del lugar:                | Bosque húmedo       |
| ▪ Temperatura Máxima/mínima:                 | 15.5/7.0 °C         |
| ▪ Precipitación Media Anual:                 | 1005 a 1600 mm      |
| ▪ Velocidad Máxima de Viento:                | 14.4 m/seg          |
| ▪ Vientos Reinantes (Velocidad y Dirección)  | 2.1 m/seg (Sur)     |
| ▪ Vientos Dominantes (Velocidad y Dirección) | 4.4 m/seg (Sureste) |

La superficie total aproximada del predio es de 27 Has.



### 5.1.1 Importancia estratégica de la terminal

La terminal del Beaterio, es el principal centro de almacenamiento y distribución de productos limpios y Gas Licuado de Petróleo en esta entidad.

La sección de Gas LP tiene 8,189 m<sup>3</sup> de capacidad de almacenamiento, adicionalmente cuenta con una capacidad de envasado de tanques portátiles de 37 m<sup>3</sup>/hr y una capacidad de carga de autotanques de 378 m<sup>3</sup>/día; la sección de productos limpios (gasolinas, diesel, etc.) tiene en conjunto 73,602 m<sup>3</sup> de capacidad de almacenamiento y 4920 m<sup>3</sup>/día de capacidad de carga de autotanques.

### 5.1.2 Descripción del proceso

La terminal recibe productos tales como gasolina extra, gasolina super, gasolina ecológica, destilados-1, diesel-1, diesel-2 y Gas LP a través de poliductos.

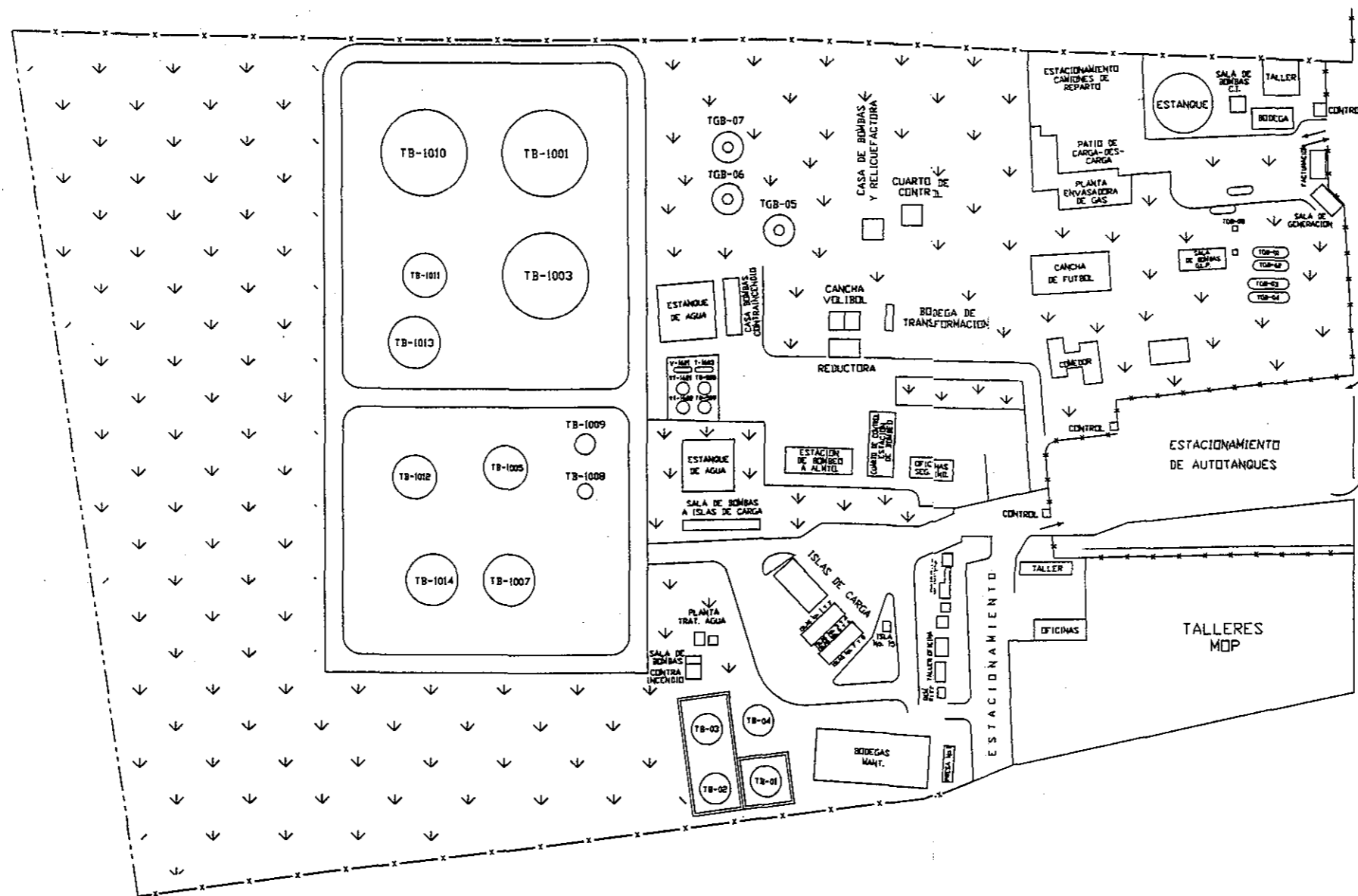
El Gas L.P se almacena en tres tanques tipo esféricos y cuatro salchichas para ser distribuidos a la zona norte del país. El almacenamiento está diseñado para mantener de 10 a 15 días de reserva en promedio por producto para cualquier eventualidad. La distribución de los energéticos se realiza por medio de autotanques y líneas de transporte.

Las características de los hidrocarburos involucrados en el proceso; Propiedades físicas y químicas, datos de reactividad, riesgos para la salud, corrosividad, toxicidad y medios de contingencia por fuego o explosión, se indican en las hojas de seguridad del anexo "G" en el apéndice de este trabajo.

Es importante aclarar que en el presente ejercicio, las propiedades fisicoquímicas del Gas L.P fueron obtenidas por medio del simulador SIMPROC-IMP (ver anexo H), a través de las composiciones para el Gas que se indican más adelante.

El proceso se representa diagramáticamente a través de los diagramas de tubería e instrumentación y los planos de localización general en el siguiente orden:

NO. DE ESQUEMA	DESCRIPCIÓN
5.001	PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL DE LA INSTALACIÓN
5.002	DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN "ESFERAS DE ALMACENAMIENTO Y BOMBEO DE GAS L.P."
5.003	DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN "SALCHICHAS DE ALMACENAMIENTO Y COMPRESIÓN DE GAS L.P."
5.004	DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN "ENVASADORA DE GAS L.P"
5.005	DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN "ISLAS DE CARGA Y DESCARGA DE GAS LP"



LISTA DE EQUIPO

CLAVE	DESCRIPCION	CAPACIDAD	CARACTERISTICAS
T-1603	TANQUE DE ALIVIO Y MEZCLA PRESURIZADO	CAP. 308 m³	
TB-01	TANQUE DE AGUA	CAP. 811 m³	
TB-02	TANQUE DE AGUA	CAP. 811 m³	
TB-03	TANQUE DE AGUA	CAP. 811 m³	
TB-04	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 1	CAP. 811 m³	
TB-1001	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	CAP. 8064 m³	
TB-1002	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	CAP. 15897 m³	
TB-1003	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	CAP. 4769 m³	
TB-1004	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	CAP. 8584 m³	
TB-1005	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA SUPER	CAP. 477 m³	
TB-1006	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA SUPER	CAP. 1113 m³	
TB-1007	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 2	CAP. 17486 m³	
TB-1008	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 1	CAP. 3564 m³	
TB-1009	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 2	CAP. 3564 m³	
TB-1010	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 1	CAP. 3175 m³	
TB-1011	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA ECOLOGICA	CAP. 2385 m³	
TB-1012	TANQUE DE ALIVIO ATMOSFERICO	CAP. 477 m³	
TB-1013	TANQUE DE MEZCLA ATMOSFERICO	CAP. 318 m³	
TB-01	TANQUE SALCHICHON DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	CAP. 226 m³	
TB-02	TANQUE SALCHICHON DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	CAP. 226 m³	
TB-03	TANQUE SALCHICHON DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	CAP. 201 m³	
TB-04	TANQUE SALCHICHON DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	CAP. 201 m³	
TB-05	ESFERAS DE GAS LP	CAP. 2445 m³	
TB-06	ESFERAS DE GAS LP	CAP. 2445 m³	
TB-07	ESFERAS DE GAS LP	CAP. 2445 m³	
TB-08	TANQUE PULMON	CAP. 434 m³	
V-181	TANQUE DE ALIVIO Y MEZCLA PRESURIZADO	CAP. 538 m³	
YT-1621	TANQUE DE MEZCLA ATMOSFERICO	CAP. 95 m³	
YT-1622	TANQUE DE ALIVIO ATMOSFERICO	CAP. 78 m³	

SIMBOLOGIA

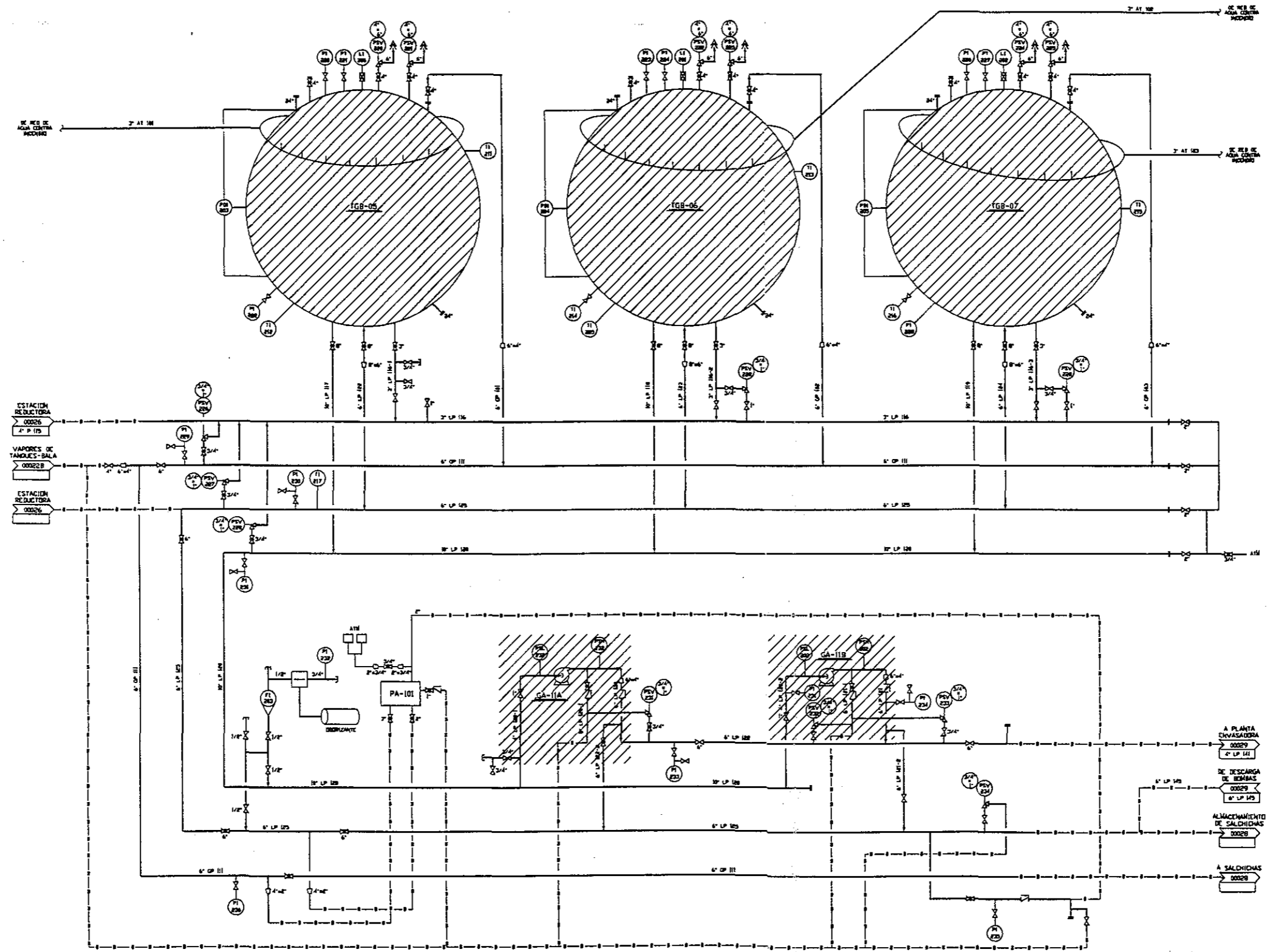
- AREA VERDE
- TERRACERIA

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

TGB-05, 06 y 07  
 ESFERAS DE GAS LP  
 VOL. = 3443 m<sup>3</sup> N.M.S.  
 D<sub>ext</sub> = 166878 m<sup>2</sup> = 54'-9"  
 NETA 2

**NOTAS**

- 1- PARA NOTAS GENERALES, DIBUJOS DE REFERENCIA, CODIGOS DE TUBERIA Y SIMBOLOS DE INSTRUMENTACION VER DIB. NO. 8740-0005.
- 2- DATOS TERMINES DE CAMPO Y HOJA DE DATOS DE LA FMS COMPANY LIMITED.
- 3- DATOS TERMINES DE PLACA DE CAMPO Y DEL PLANO DENOMINADO "PLANTA DE FLUIDO LAMPAS 2 ACISTEL/50 15 KV, AP = 6 kg/cm<sup>2</sup>".
- 4- SECCIONES ANULIZADAS POR HAZIP.



GA-11A  
 BOMBA DE TRANSFERENCIA  
 (VERTICAL) DE GAS LP  
 Q = 110 GPM  
 HEAD = 450 FT  
 NETA 2

GA-11B  
 BOMBA DE TRANSFERENCIA  
 (VERTICAL) DE GAS LP  
 Q = 140 GPM  
 HEAD = 512 FT  
 NETA 2

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

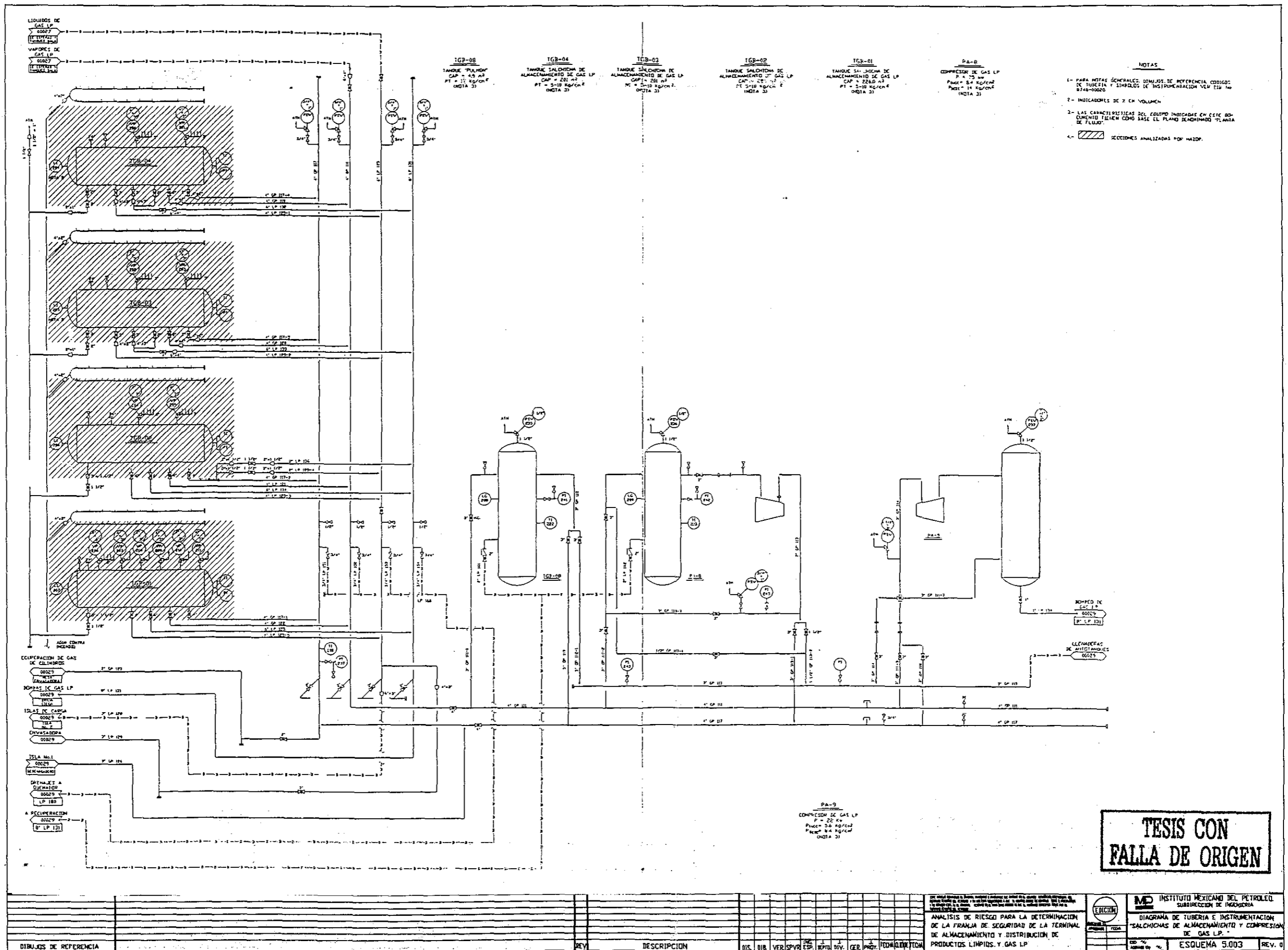
DIBUJOS DE REFERENCIA	REV	DESCRIPCION	DIB	VER	SP	ESP	REP	DIV	GER	PROY	FECHA

ANALISIS DE RIESGO PARA LA DETERMINACION DE LA FRANJA DE SEGURIDAD DE LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE PRODUCTOS LIMPIOS Y GAS LP

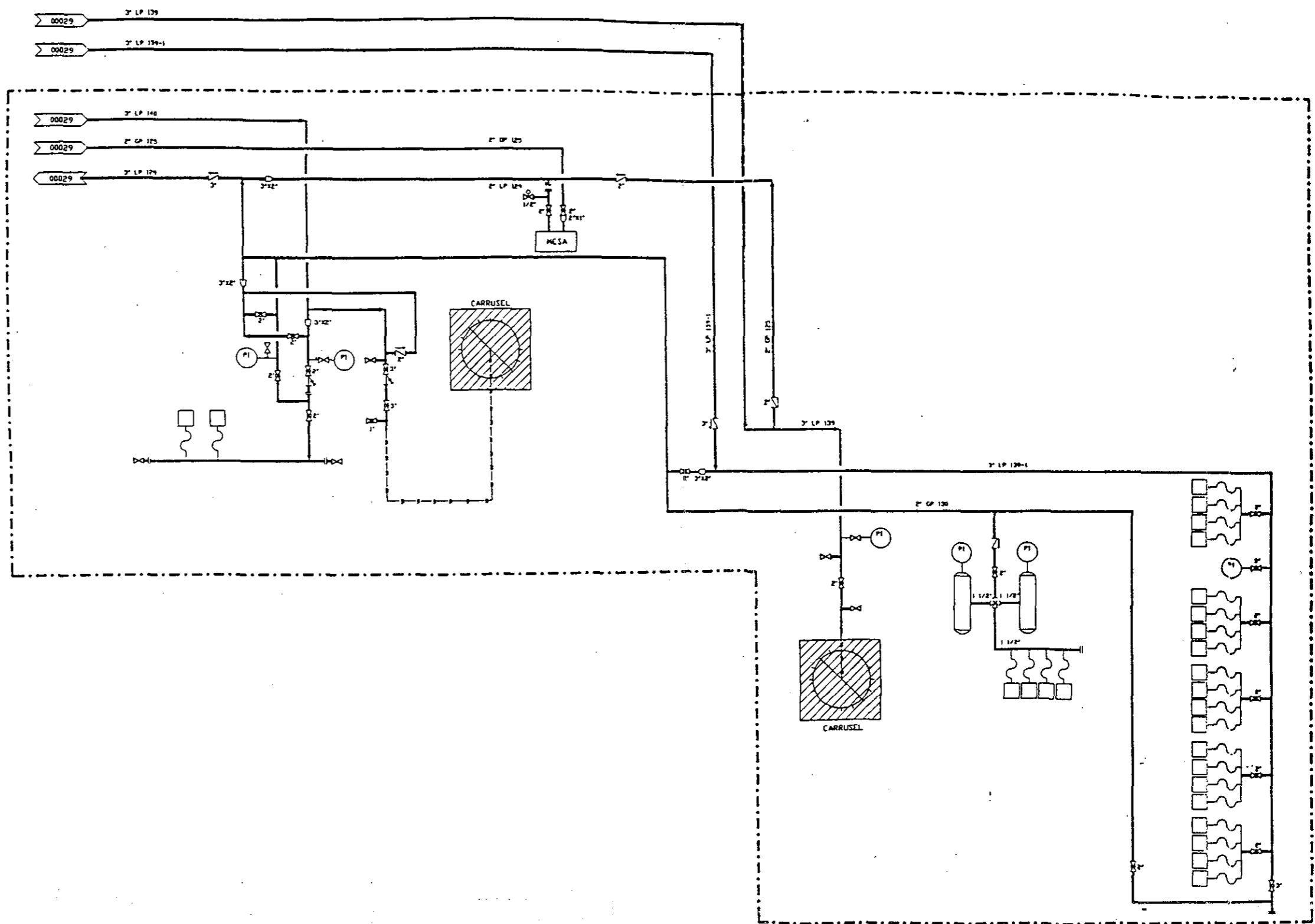
INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO  
 SUBDIRECCION DE INGENIERIA

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 ESFERAS DE ALMACENAMIENTO Y BOMBAS DE GAS LP

ESQUEMA 5.002 REV. 0



DIBUJOS DE REFERENCIA		REV	DESCRIPCION	DIS.	DIR.	VER.	SPV.	ESP.	PROY.	FECHA	<p>INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO SUBDIRECCION DE INGENIERIA</p> <p>ANÁLISIS DE RIESGO PARA LA DETERMINACIÓN DE LA FRANJA DE SEGURIDAD DE LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE PRODUCTOS LÍQUIDOS Y GAS LP.</p> <p>ESQUEMA 5.003</p>



DIBUJOS DE REFERENCIA		REV	DESCRIPCION	DISEÑADOR	VERIFICADOR	ESP.	REVISOR	DIR.	GER. PROV.	FECHA DE REVISION	<p>INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO SUBDIRECCION DE INGENIERIA</p> <p>ANALISIS DE RIESGO PARA LA DETERMINACION DE LA FRANJA DE SEGURIDAD DE LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE PRODUCTOS LIMPIOS Y GAS LP</p> <p>ESQUEMA 5.004</p>	REV. 0
-----------------------	--	-----	-------------	-----------	-------------	------	---------	------	------------	-------------------	--	--------


TESIS CON FALLA DE ORIGEN

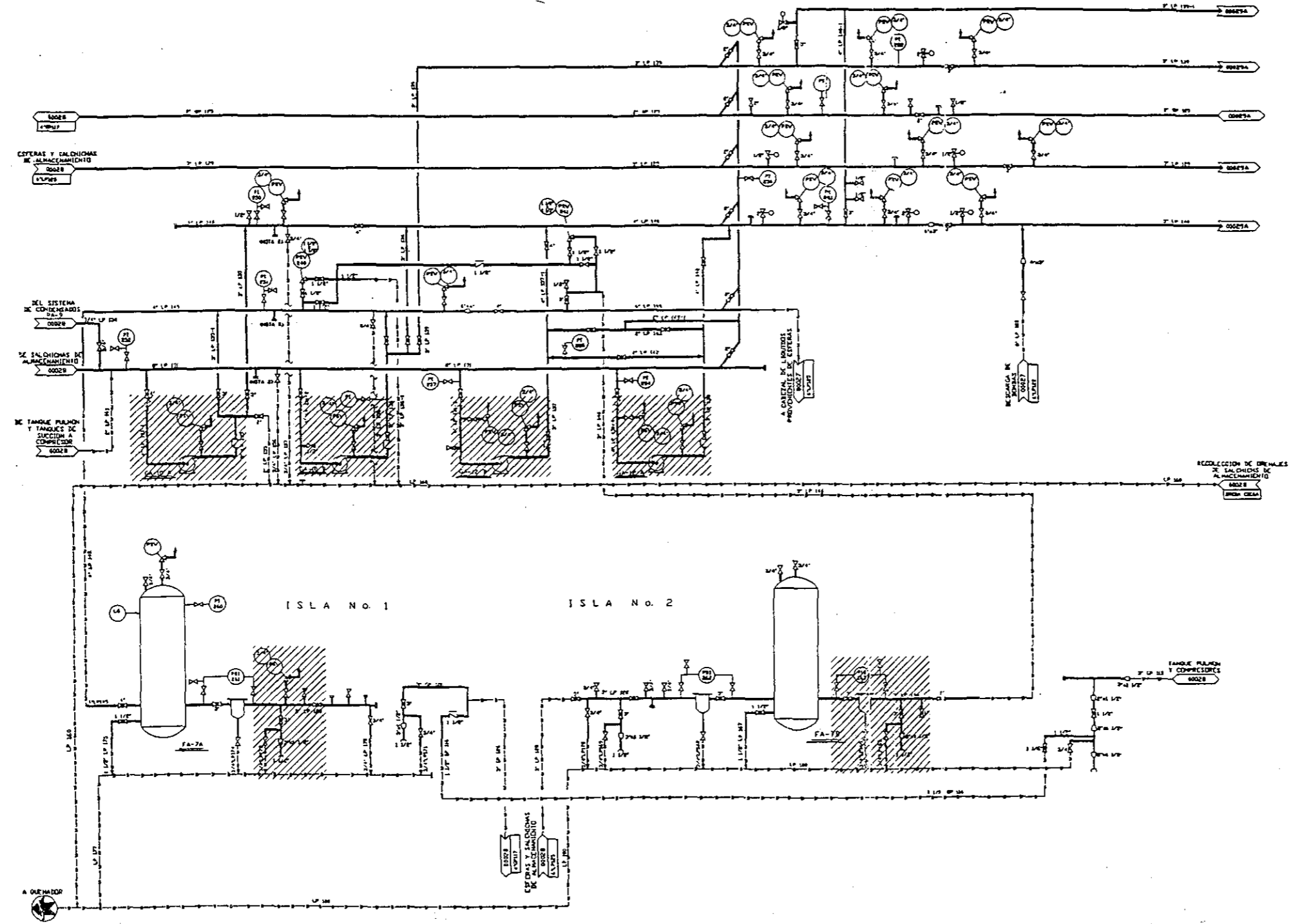
**FA-7A**  
 TANQUE "CONDENSADOR"  
 Presión = 20 kg/cm<sup>2</sup> abs.  
 V.L. = 2.545 m.  
 O.D. = 3.0 m.  
 T = 20 a 25 m.

**GA-10 A/B**  
 BOMBA DE GAS LIQUADO  
 A PRESIÓN  
 C.C. HORIZONTAL  
 Ø = 254 mm.  
 O.D. = 3.7

**GA-12 A/B**  
 BOMBA DE GAS LIQUADO  
 A PRESIÓN  
 C.C. HORIZONTAL  
 Ø = 254 mm.  
 O.D. = 3.7

**FA-7B**  
 TANQUE "CONDENSADOR"  
 Presión = 20 kg/cm<sup>2</sup> abs.  
 V.L. = 2.545 m.  
 O.D. = 3.0 m.  
 T = 20 a 25 m.

- NOTAS**
- 1- PARA NOTAS GENERALES, DETALLES DE REFERENCIA, CARGOS DE TUBERÍA Y ESQUEMAS DE INSTRUMENTACIÓN VER SIS. No. 8740-0800A.
  - 2- SEÑALES CON BARRA CIEGA PARA LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA AL SISTEMA.
  - 3- LAS CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO DESCRIBAS EN ESTE DOCUMENTO TOMAR DE LAS BASES EN EL PLANO DESCRIBIENDO "PLANTA DE FLUJO" LÍNEAS Y REGISTROS.
  - 4-  SECCIONES ANALIZADAS POR HAZOP.



**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

REV.	DESCRIPCIÓN	DES. LÍNEA	VER. SUPLENTE	CP	REV. SUPLENTE	CP	FECHA	DEFINICIÓN

ANÁLISIS DE RIESGO PARA LA DETERMINACIÓN DE LA FRANJA DE SEGURIDAD DE LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE PRODUCTOS LÍQUIDOS Y GAS LP.

 INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO  
 SUBDIRECCIÓN DE INSTRUMENTACIÓN  
 DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN  
 "ISLAS DE CARGA Y DESCARGA DE GAS L.P."  
 ESQUEMA S.005 REV. 0

### 5.1.3 Características de diseño y operativas del equipo que almacena y maneja Gas L.P.

Por su riesgo la sección de Gas LP se divide en:

- Áreas de almacenamiento (Esquemas 5.001 y 5.002)
- Salas de bombas y compresores (Esquemas 5.001 y 5.003)
- Islas de carga y descarga (Esquemas 5.001 y 5.005)
- Plataformas de envasado (Esquemas 5.001 y 5.004)

De estas secciones la de más alto riesgo, por su potencial de daños sería el área de almacenamiento y por su probabilidad de ocurrencia serían las plataformas de envasado y las islas de carga y descarga de Gas LP.

#### 5.1.3.1 Áreas de almacenamiento

Esta sección cuenta con tres tanques presurizados esféricos y cuatro tanques presurizados cilíndricos horizontales, tipo salchichas.

Sus características de diseño son las siguientes:

##### ESFERAS DE ALMACENAMIENTO

No. De tanques	3
Clave	TGB05, TGB06, TGB07
Capacidad	2445 m <sup>3</sup> (15,000 Bbls)
Diámetro interno	16.687 m
Presión de diseño	7.0 Kg/cm <sup>2</sup> man. (100.0 PSIG)
Peso específico del líquido	0.54
Temperatura de diseño	0° a 40°C
Eficiencia de unión y radiografía	100 %
Velocidad de viento	100 millas/Hr
Factor de sismicidad	0.36

Su diseño, fabricación y pruebas están de acuerdo con: ASME sección VIII Div.1, para recipientes a presión sin fuego.

Cada esfera cuenta con sus válvulas de seguridad y un anillo con boquillas aspersión de agua contra incendio, además de tener ocho monitores de 500 GPM cada uno en posiciones estratégicas; Así mismo se cuenta con detectores de gas en la parte inferior de las esferas.

#### TANQUES TIPO SALCHICHAS

No. De tanques	2
Clave	TGB03, TGB04
Capacidad	201 m <sup>3</sup>
Diámetro interno	3.34 m
Longitud	20.5 m
Presión de diseño	17.5 Kg/cm <sup>2</sup> man.
Peso específico del líquido	0.54
Temperatura de diseño	37.8 °C
Eficiencia de unión y radiografía	100 %
Velocidad de viento	100 millas/Hr
Espesor de cuerpo	20.8 mm
Espesor de cabezas	12.7 mm

#### Norma de diseño DGN-X-12-1969

No. De tanques	2
Clave	TGB01, TGB02
Capacidad	226 m <sup>3</sup>
Diámetro interno	4.00 m
Longitud	15.4 m
Presión de diseño	17.5 Kg/cm <sup>2</sup> man.
Peso específico del líquido	0.54
Temperatura de diseño	37.8 °C
Eficiencia de unión y radiografía	100 %
Velocidad de viento	100 millas/Hr
Espesor de cuerpo	20.8 mm
Espesor de cabezas	12.7 mm



Los tanques cuentan con válvulas de seguridad y en su parte superior, se encuentra un anillo con aspersores de agua contra incendio.

Adicionalmente, en la zona se encuentran cinco monitores de 500 GPM en posiciones estratégicas y una conexión de manguera de 2.5 pulgadas de diámetro.

#### **5.1.4 Modelación de eventos en la sección de almacenamiento y distribución de Gas L.P.**

El ejercicio consiste en simular un accidente provocado por una fuga, bajo el siguiente escenario.

El Gas. L.P. se encuentra en estado líquido, a presión de 6.5 Kg/Cm<sup>2</sup> y temperatura ambiente ( 20 °C ); en caso de que exista una fuga de producto se pueden presentar los siguientes eventos secuenciales:

- a) Evaporación instantánea o flasheo.
- b) Evaporación del líquido criogénico producto de la expansión.
- c) Dispersión.
- d) Explosión

##### **a) EVAPORACIÓN INSTANTÁNEA O FLASHEO.**

El gas licuado bajo presión y temperatura ambiente se encuentra en estado de saturación (equilibrio líquido-vapor), por lo que al relevarse a la presión atmosférica evapora instantáneamente, tomando el calor de vaporización de su medio (tanto del líquido como de su ambiente), esto ocasiona que parte del líquido se evapore y parte permanezca en estado líquido a temperatura criogénica.

La velocidad de generación de vapor considera que casi todos los casos son adiabáticos (34) e instantáneos.

Para calcular la fracción del líquido que se evapora, se aplica la siguiente ecuación:

$$f = 1 - \exp\{Cp/\lambda(T_1-T_o)\} \text{-----}(51)$$

Donde:

f = Fracción del líquido que evapora.

Cp = Calor específico del fluido. BTU/Lb-°F (ver tabla D.2 del anexo 'D')

T<sub>1</sub> = Temperatura normal en el punto de ebullición (a presión atmosférica), °F.

T<sub>o</sub> = Temperatura inicial, -°F.

λ = Calor latente de vaporización BTU/Lb.

#### b) EVAPORACIÓN DEL LÍQUIDO ENFRIADO

El líquido remanente en contacto con el medio se evaporará rápidamente hasta alcanzar el estado estable, su cálculo se lleva a cabo por la ecuación:

$$Q = K_4(T_{AMB}-T_o)^2/\lambda \text{-----}(52)$$

Donde:

K<sub>4</sub> = Constante característica del medio

T<sub>AMB</sub> = Temperatura ambiente

T<sub>o</sub> = Temperatura del líquido

#### c) DISPERSIÓN

La evaluación de la dispersión de la nube de vapor, se realiza considerando toda la masa de gas flasheada espontáneamente (en caso de un incidente el tiempo de la evaporación continua es muy corto y se puede despreciar su masa).

La longitud de la nube inflamable y/o detonable se calcula por medio de la concentración entre los límites de inflamabilidad o explosividad y la siguiente ecuación:

$$C(x,y,z) = \{(W/\pi\sigma_y\sigma_z\mu)\exp(-1/2(y^2/\sigma_y^2) + z^2/\sigma_z^2)\} \text{-----}(5.3)$$

Para este caso no se tomo en cuenta un desplazamiento de la nube, debido a que se consideró la segunda explosión inmediatamente después de la fuga.

d) EXPLOSIÓN

El fenómeno explosivo, se presenta en cualquiera de sus formas, deflagración o detonación:

d.1) Deflagración

El análisis de la deflagración de una fuga de Gas L.P. implica dos aspectos:

- Flama continua
- Bola de fuego (Fireball)

Flama continua, para fugas pequeñas y fireball para fugas mayores y con posibilidad de detonación. Siendo la más crítica el fireball por su alcance y explosividad, su cálculo se realiza por medio de la ecuación de Gayle and Bransford (11):

$$D = 9.56Q^{0.325} \text{-----}(54)$$

$$Q = 2w + 0.5w' + Q_0$$

Q = Peso del combustible en los límites ricos de la nube (Lb)

D = Diámetro de la bola de fuego (Ft)

w = fracción del líquido que evapora

w' = Masa del líquido remanente después del flasheo

Q<sub>0</sub> = Masa del oxígeno estequiométrico necesario para la combustión.

Siendo el tiempo de duración:

$$\theta = 0.196Q^{0.349} \text{-----}(55)$$

El calor radiado de su superficie se calculará con:

$$Q_R = F\epsilon\alpha\sigma T^4 \text{-----}(56)$$

Donde:

$Q_R$  = Flux de calor radiado (BTU/Ft<sup>2</sup>Hr)

F = Punto de visión (de gráficas)

$\epsilon$  = Emisividad, 0.95

$\alpha$  = Factor de absorción, 1.

t = Factor de transmisión atmosférica, 0.95

$\sigma$  = Constante de Boltzman, =  $0.173 \times 10^{-8}$  BTU/ Ft<sup>2</sup>°R<sup>4</sup>

T = Temperatura de la bola de fuego (entre 1600 y 2000 °R ).

Ver anexo "F" de este trabajo.

#### d.2) DETONACIÓN

El análisis de la detonación del Gas LP, presenta dos aspectos:

- Por BLEVE
- Por Combustión

#### BLEVE

Se presenta cuando un fluido dentro de un recipiente a presión expande súbitamente por ruptura del contenedor (generando una apertura al medio externo), evaporando parte del fluido que detona y deflagra (en caso de un material inflamable); Regularmente sucede por presencia de fuego externo. La magnitud de su fuerza se calcula por la ecuación 3.3 descrita en el capítulo 3.

$$W_{TNT} = \{ 0.024PV/K-1 \} \{ 1-(1/P)^{(K-1)/K} \} \text{-----}(5.7)$$

Donde:

$$V = V_v + V_l(f\rho_l/\rho_v) \text{-----}(5.8)$$

V = Volumen equivalente total (m<sup>3</sup>)

$V_v$  = Volumen del vapor (m<sup>3</sup>)

$V_l$  = Volumen del líquido (m<sup>3</sup>)

- f = Fracción de vaporización (Ec. V.1)
- $W_{TNT}$  = Masa del TNT equivalente
- $\rho_l$  = Densidad del líquido (a P y T en el momento de ruptura Kg/Cm<sup>3</sup>)
- $\rho_v$  = Densidad del vapor (a P y T en el momento de ruptura Kg/Cm<sup>3</sup>)
- P = Presión antes de la expansión (BAR)
- K = Relación Cp/Cv

### COMBUSTIÓN

En este tipo de explosión se considera el calor de combustión del fluido para el cálculo del  $W_{TNT}$  y eficiencia de explosividad:

- a) f = 0.01 Eficiencia de daño mínimo
- b) f = 0.02 Eficiencia de daño máximo probable
- c) f = 0.1 Eficiencia de daño catastrófico

Siendo su ecuación:

$$W_{TNT} = fWHw/H_{TNT} \text{-----}(5.9)$$

Donde:

$H_{TNT}$  = Calor de combustión del TNT (1830-2000 BTU/Lb).

Hw = Calor de combustión de los vapores de Gas L.P.

f = Eficiencia de explosividad

W= Masa del producto involucrado

La sobrepresión causada por la onda de choque se evalúa de manera gráfica, numéricamente oa través de un simulador, a partir de la siguiente relación:

$$Z = d/(W_{TNT}^{1/3}) \text{-----}(5.10)$$

Donde:

z = Factor de escalación (ver anexo A)

d = Distancia al centro de la explosión.

## 5.2 Escenarios de estudio

Como ya se mencionó, para el caso de la sección de esferas, el evento por BLEVE y la explosión química secundaria constituyen potencialmente el efecto de mayor magnitud, no solo para esta sección, sino para toda la terminal.

Históricamente, la mayoría de incidentes ocurridos por este fenómeno, tiene por origen la formación de un fuego alrededor del contenedor (ver tabla 3.1).

Lo anterior, nos mueve a considerar una exposición al fuego, para desarrollar las simulaciones que nos permitan establecer el radio de afectación potencial para el caso en que se presentara un BLEVE en una esfera. Sin embargo es importante remarcar que el hecho de realizar una modelación con estos escenarios, no significa que el suceso tenga una probabilidad significativa, ni mucho menos que ésta o cualquier otra instalación carezcan de los elementos de seguridad necesarios para prevenir o contener un fenómeno de esta naturaleza.

Como se mencionó en el capítulo 1, en un estudio de riesgos primero se desarrolla una metodología para identificar el riesgo, seguida de la evaluación del mismo, para finalmente poder aplicar la modelación correspondiente.

Por lo anterior, es claro que el propósito de este ejercicio, es determinar una franja alrededor de la instalación que supone la generación del fenómeno bajo un contexto hipotético, pero que representa el máximo radio de afectación de la instalación.

El fenómeno más crítico simulado considera el siguiente escenario hipotético:

1. Calentamiento de la esfera por algún agente externo, como fuego en área cercana (similar a lo sucedido en San Juan de Ixhuatepec).
2. Incremento de la presión y temperatura en el contenedor.
3. Falla de material en la parte superior de la esfera (sección en contacto con el gas saturado).
4. Ocurre una explosión primaria (BLEVE).
5. Inmediatamente después se genera una segunda explosión, pero ahora de naturaleza química, llamada comúnmente bola de fuego o flamazo (fireball).
6. Finalmente se presenta un incremento considerable de temperatura por el calor radiado.

Los resultados se muestran para el caso de los tanques horizontales y las esferas, en las tablas 5.16 a la 5.25. Para diferentes valores de llenado. Adicionalmente, se simulan accidentes en las siguientes áreas:

- Área de tanques horizontales; el evento se evalúa de manera similar al de las esferas, considerando el 90 % de llenado de los tanques horizontales (salchichas); los resultados se muestran en las tablas 5.20 y 5.21.
- Accidente en área de envasado; se considera un incidente por fuga en el llenado de los cilindros, con posibilidad de deflagración y detonación por acumulación de gas. Con posibilidad de BLEVE en un cilindro; los resultados se muestran en las tablas 5.22 y 5.23.
- Accidente en área de islas de carga y descarga; se considera un incidente por desconexión o ruptura accidental de una manguera, con tiempo de fuga de tres minutos, con posibilidad de deflagración y detonación. Con posibilidad de BLEVE en un autotanque. Los resultados se muestran en las tablas 5.24 y 5.25.

### 5.2.1 Composición y propiedades de la mezcla

La composición del Gas LP sujeto a estudio es la siguiente:

COMPONENTE	% MOL
ETANO	4.300
PROPILENO	1.800
PROPANO	44.000
I-BUTANO	14.500
I-BUTENO	8.000
N-BUTANO	27.400
	100.00

Durante el almacenamiento, esta composición se mantiene en equilibrio físico con su vapor a una presión de almacenamiento de aproximadamente 6-7 Kg/Cm<sup>2</sup> Man.

En el anexo H, se presenta el cálculo del equilibrio termodinámico del sistema de Gas LP para la composición referida a diferentes condiciones de operación (almacenamiento) y diferentes condiciones de presión de falla del material de almacenamiento.

La curva de equilibrio resultante del sistema se presenta en el esquema 5.006, para el evento simulado de BLEVE en una esfera.

En el esquema descrito, se presenta la curva de saturación, construida con los balances de masa y energía presentados en el anexo H. Estos valores se obtuvieron a través de un simulador de procesos del IMP denominado SIMPROC-II.





La curva se construyó con los valores de presión y temperatura de saturación de las corrientes que a continuación se indican y que se pueden revisar con mayor detalle en el anexo H del presente trabajo:

CORRIENTE	PRESIÓN DE SATURACIÓN (Kg/Cm <sup>2</sup> ) MAN	TEMPERATURA DE SATURACIÓN (°C)
1	-0.353	-48.73
3	-0.330	-47.89
5	0.373	-29.44
7	1.076	-17.40
9	1.779	-8.23
11	2.482	-0.71
13	3.185	5.70
15	3.888	11.32
17	4.592	16.35
19	5.295	20.90
21	5.998	25.08
23	13.029	55.02
25	20.060	74.36
27	27.091	88.58
29	34.122	99.33
31	34.825	100.22
33	35.528	101.06
35	35.598	101.14
37	35.669	101.22
39	35.739	101.29
41	35.809	101.37
43	35.816	101.38
45	35.844	101.41
47	35.879	101.45
49	35.915	101.49
51	35.950	101.52
53	35.985	101.56

En el mismo esquema, la línea de la temperatura límite de sobrecalentamiento (SLT), se construyó con las condiciones críticas del sistema y la ecuación 3.6. Cabe

aclarar, que estas ecuaciones son empíricas o experimentales, por lo que carecen de la demostración matemática correspondiente.

El esquema 5.006, sirve para determinar las zonas de baja y alta probabilidad de BLEVE, así como la máxima eficiencia de este fenómeno.

Las propiedades de la mezcla de Gas LP, se presentan también en los resultados del cálculo del equilibrio físico del sistema que aparecen en el anexo H para diferentes condiciones de operación o almacenamiento de la sustancia. Dichas propiedades se obtienen a partir de las propiedades de las sustancias puras, mediante los métodos de cálculo que a continuación se describen:

PROPIEDAD	MÉTODO
ENTALPIA	CHAO-SEADER
CONSTANTE DE EQUILIBRIO	GRAYSON-STREED
DENSIDAD	YEN-WOODS-R.K.
ENTROPIA	SOAVE
CAPACIDAD CALORÍFICA	SOAVE
TENSIÓN SUPERFICIAL	SANBORN-EVANS
VISCOSIDAD	WRIGHT-FLYNN
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA	MISIC-STIEL-THODOS

Sin los métodos adecuados para evaluar las propiedades termodinámicas, no se puede tener una precisión confiable en la modelación de los fenómenos explosivos; resulta en ocasiones curioso, que es más complicado evaluar las propiedades termodinámicas de la mezcla, que los radios de afectación de algunos fenómenos explosivos.

Las condiciones de falla que sirvieron como base para definir los diferentes escenarios explosivos y de aquí determinar las franjas de seguridad para todos los eventos fueron las siguientes:

EVENTO	TABLA DE RESULTADOS	PRESIÓN DE FALLA (Kg/Cm2) MAN	TEMPERATURA DE FALLA (°C)	OBSERVACIONES
DETONACIÓN DE UNA ESFERA DE ALMACENAMIENTO	5.16	20.0	74.4	RADIO DE DANOS MAYORES
	5.17	20.0	74.4	RADIO DE DANOS MENORES
DETONACIÓN DE UNA ESFERA DE ALMACENAMIENTO	5.18	27.1	88.6	RADIO DE DANOS MAYORES
	5.19	27.1	88.6	RADIO DE DANOS MENORES
DETONACIÓN DE TANQUES HORIZONTALES DE ALMACENAMIENTO	5.20	20.0	74.4	RADIO DE DANOS MAYORES
	5.21	20.0	74.4	RADIO DE DANOS MENORES
FUGA EN LA ENVASADORA DE CILINDROS	5.22	--	--	RADIO DE DANOS
DETONACIÓN DE UN CILINDRO LLENO DE GAS LP	5.23	20.0	74.4	RADIO DE DANOS
RUPTURA O DESCONEXIÓN DE MANGUERA DE CARGA EN ISLAS	5.24	--	--	RADIO DE DANOS
DETONACIÓN EN AUTOTANQUE LLENO DE GAS LP	5.25	20.0	74.4	RADIO DE DANOS

Los esquemas o planos de localización donde se representa diagramáticamente los radios de afectación, o visto de otra forma las franjas de seguridad, en las instalaciones o comunidades aledañas, se les llama diagramas de pétalos, estos se presentan en los siguientes esquemas:

NO. DE ESQUEMA	DESCRIPCIÓN	INFORMACIÓN QUE PROPORCIONA EL ESQUEMA
5.007	RADIO DE DAÑOS MAYORES, DETONACIÓN EN ESFERA (80% DE LLENADO). (PRESIÓN DE RUPTURA DE 20 KG/CM <sup>2</sup> )	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ BLEVE</li> <li>▪ DAÑO MÍNIMO</li> <li>▪ DAÑO CATASTRÓFICO</li> <li>▪ DAÑO MÁXIMO PROB.</li> </ul>
5.008	RADIO DE DAÑOS MENORES, DETONACIÓN EN ESFERAS (80% DE LLENADO). (PRESIÓN DE RUPTURA DE 20 KG/CM <sup>2</sup> )	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ BLEVE</li> <li>▪ DAÑO MÍNIMO</li> <li>▪ DAÑO CATASTRÓFICO</li> <li>▪ DAÑO MÁXIMO PROB.</li> </ul>
5.009	RADIO DE DAÑOS, DETONACIÓN EN TANQUES HORIZONTALES.	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ BLEVE</li> <li>▪ DAÑO MÍNIMO</li> <li>▪ DAÑO CATASTRÓFICO</li> <li>▪ DAÑO MÁXIMO PROB.</li> </ul>

### 5.2.2 Resumen de cálculos

Como se puede observar, el desarrollo de este ejercicio de aplicación considera primero una explosión tipo BLEVE seguida por una segunda explosión de tipo fireball; el cálculo para cada uno de estos fenómenos conlleva consideraciones particulares de características empíricas; así por ejemplo, para el caso del BLEVE es importante mencionar la importancia que adquiere el material del recipiente en la fuerza de la explosión (ya sea esfera o tanque horizontal) debido principalmente a que la temperatura de sobrecalentamiento generadora de la violencia de la explosión dependería de la presión de falla del recipiente. Si el escenario considerado es fuego, el punto de falla o resistencia del material no se vería influenciado por la temperatura en la superficie mojada del contenedor debido a que el líquido absorbería el calor en esta sección; no obstante, la sección seca del recipiente tendería a calentarse debido a que el gas no podría comportarse de manera similar al líquido, por lo que la presión de falla en esta sección seca tendería a disminuir. Normalmente en materiales de acero al carbón sin costura, estos aceros se ven afectados hasta temperaturas mayores a los 650 °F en el siguiente orden (34):

TEMPERATURA (°F)	FACTOR DE MULTIPLICACIÓN
700	0.956
750	0.863
800	0.72
850	0.52
900	0.333

La falla característica se presenta por un 'adelgazamiento' por tensión en el material en el punto de falla, presentándose una deformación progresiva a través de las siguientes fases; elástica→plástica→ruptura.

El ejemplo característico, lo describe S.J. Tunkel (34), de la siguiente manera: si un recipiente de acero, por ejemplo, está diseñado a 100 Psig y 250 °F; de acuerdo a los códigos convencionales el recipiente debe ser probado hidrostáticamente a una presión 50% mayor que la de diseño, es decir a 150 Psig, la deformación elástica se presenta normalmente al doble de la presión de diseño, o sea a 200 Psig. La deformación plástica se presenta entre el doble y el cuádruple de la presión de diseño, es decir de 200 a 400 Psig; y finalmente, la presión de ruptura se presenta por arriba del cuádruple de la presión de diseño, es decir a los 400 Psig.

En nuestro caso, las esferas presentan una presión de diseño de 7 Kg/Cm<sup>2</sup>, por lo que podría considerarse la presión de falla a 28 Kg/Cm<sup>2</sup>; sin embargo, debido a que la sección seca podría alcanzar alguna temperatura de afectación del material, es conveniente considerar la probable existencia de algunas secciones dañadas por el calentamiento; en este caso conviene también tomar en cuenta una falla a una menor presión, considerando por ejemplo un factor de pérdida de 0.75, lo que nos lleva a dos estimaciones; una considerando una falla a 21 Kg/Cm<sup>2</sup> Abs y otra a 28 Kg/Cm<sup>2</sup> Abs.

Para el caso de los recipientes horizontales, se espera que la presión de falla este muy por encima del punto crítico de la mezcla, por lo que el fenómeno se conduciría diferente; en este caso, se considerará una presión de falla de 21 Kg/Cm<sup>2</sup> Abs a manera de ejemplo, aunque diferirá de los resultados originales que se encontraron en el desarrollo de este proyecto.

Los datos necesarios tanto para las esferas como para el tanque horizontal se presentan en la siguiente tabla:

TABLA 5.1a PROPIEDADES DE LOS HIDROCARBUROS A CONDICIONES DE FALLA Y ATMOSFÉRICAS

DATOS A CONDICIONES ATMOSFÉRICAS	DATOS A CONDICIONES DE FALLA
P=1 Atm = 1.013 Bar	P=20.7 Bar (Abs)
T=T <sub>b</sub> =-39 °C = -38.2 °F	T=T <sub>1</sub> =74.36 °C = 165.8 °F
M <sub>LIQ</sub> = 50.292	M <sub>LIQ</sub> = 50.292
ρ <sub>LIQ</sub> = 38.06 Lb/Ft <sup>3</sup>	ρ <sub>LIQ</sub> = 28.214 Lb/Ft <sup>3</sup>
C <sub>p</sub> = 0.5141 BTU/lb-°F (líq)	C <sub>p</sub> = 0.8199 BTU/lb-°F (líq)
H <sub>L</sub> = -4121 BTU/lb-mol	H <sub>L</sub> = 1258.22 BTU/lb-mol
C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub> = 1.33 (fracc. Líq)	C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub> = 1.7409 (fracc. Líq)
T <sub>amb</sub> = T <sub>o</sub> = 20 °C = 68 °F	H <sub>V</sub> = 7078.81 BTU/lb-mol
H <sub>V</sub> = 4192.19 BTU/lb-mol	C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub> = 1.3737 (fracc. Vap)
C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub> = 1.1797 (fracc. Vap)	ρ <sub>VAP</sub> = 2.8528 Lb/Ft <sup>3</sup>

**a) Desarrollo para la esfera de almacenamiento TGB-06 de 2445 m<sup>3</sup>, considerando su llenado al 40 %, 50 %, 60 % y 80 %.**

Tomando en cuenta el desarrollo teórico revisado sobre estos eventos, se requiere conocer la influencia que tienen los diferentes niveles de llenado y las presiones de ruptura de los contenedores, sobre la magnitud de la fuerza de las explosiones. Esto nos permite establecer criterios de diseño sustentados en el conocimiento claro de los mecanismos de la explosión.

La evaluación considera los siguientes pasos:

- Cálculo de la fracción líquida que se evapora: Debido a que la naturaleza violenta del BLEVE se debe a la expansión súbita de los vapores procedentes del líquido saturado, es fundamental conocer cual es la fracción de este líquido que se evapora. La idea es convertir la fracción del líquido a un volumen equivalente de gas, que sumado al volumen de gas en equilibrio con el líquido, nos dará un volumen equivalente total, que será el valor con el que se calcula la energía relevada por la expansión. Termodinámicamente, el calor necesario para evaporar parte del líquido

saturado contenido en la esfera se toma del líquido que no evaporó, por lo que, si consideramos que no hay transferencia de calor con el resto del sistema, se puede calcular esta fracción con algún método numérico o con alguna de las ecuaciones 3.5a o 3.5b.

$$f = 1 - \exp[-C_p(T_b - T_1)/\lambda]$$

Donde  $C_p$  es la media geométrica entre la temperatura normal de ebullición,  $T_b$  y la temperatura de falla  $T_1$ .  $\lambda$  representa el calor latente de evaporación a condiciones ambientales (esto debido a que a condiciones de ruptura el hidrocarburo seguirá siendo líquido); el calor latente es la diferencia de la entalpías del gas y el líquido presentado en los balances del apéndice correspondiente, tal que:

$$\lambda = 4192.19 - (-4121) = 8313.2 \text{ BTU/lb-mol}$$

Al dividirse entre el peso molecular (este valor puede tomarse también de los listados del balance de materia y energía presentado en el anexo H):

$$\lambda = 165.3 \text{ BTU/Lb}$$

Sustituyendo y resolviendo para  $f$ :

$$f = 0.55$$

El cálculo del volumen equivalente total de vapor será:

$$V_T = V_V + V_L f(\rho_L/\rho_V)$$

Si se observa la ecuación, la idea es obtener cuantas veces es mayor el volumen específico del gas con relación al del líquido y multiplicarlo por la fracción líquida evaporada ( $fV_L$ ) y así obtener todo el vapor que se expande, que en resumidas cuentas es el que provoca con este fenómeno la explosión BLEVE.

Sustituyendo y resolviendo para  $V_T$ , tenemos para los diferentes porcentajes de llenado los resultados que se presentan en la tabla 5.2:

**TABLA 5.2 VOLÚMENES EQUIVALENTES EN LAS ESFERAS**

	PORCENTAJE DE LLENADO			
	80 %	60 %	50 %	40 %
V <sub>LIQ</sub> (M3)	1956	1467	1222.5	978
V <sub>VAP</sub> (M3)	489	978	1222.5	1467
V <sub>TOT</sub> (M3)	11129	8958	7872	6787

El cálculo de la energía liberada en la expansión de este volumen equivalente de gas, que es el trabajo mecánico realizado sobre el sistema, puede traducirse como un equivalente de TNT por:

$$W_{TNT} = [0.024PV_T / (k-1)] * [1 - (1/P)^{(k-1)/k}]$$

En este caso, se considera que la presión de ruptura se presenta a 21 kg/cm<sup>2</sup> abs, debido a que se está considerando que el material de la esfera sufre daños por calentamiento en su sección seca. Este tipo de criterios es de suma importancia debido a que la temperatura de supercalentamiento está relacionada con la presión de ruptura. En la ecuación considerada, k es la media geométrica de la relación para gas de Cp/Cv de 0 a 20 Kg/Cm<sup>2</sup> Man.

Es importante mencionar que la ecuación anterior considera la expansión a una condición ambiental a nivel del mar; para el mismo contenedor pero a diferente presión atmosférica deberá realizarse el ajuste termodinámico correspondiente, ver anexo D.

Sustituyendo y resolviendo tenemos que los resultados del TNT equivalente para los diferentes porcentajes de llenado de las esferas son:

**TABLA 5.3 TNT EQUIVALENTE PARA DIFERENTES % DE LLENADO**

	PORCENTAJE DE LLENADO			
	80 %	60 %	50 %	40 %
W <sub>TNT</sub> (KG)	9679	7791	6846	5903



El radio de afectación, representa la distancia de la onda expansiva ( $D_{OE}$ ) ya revisada en los capítulos 2, 3 y 4 de este trabajo. Esta se calcula considerando la cantidad de material explosivo y un factor  $z$  denominado distancia escalada, el cual está relacionado con un determinado valor de sobrepresión para una carga preestablecida de TNT, permitiéndonos conocer la sobrepresión a una determinada distancia:

$$D_{OE} = z * (W_{TNT} / 1000)^{1/3}$$

Donde:  $W_{TNT}$  está en Kg y  $D_{OE}$  en Ft

Finalmente la distancia de onda explosiva por BLEVE será de acuerdo a como se indica en la tabla 5.4

**TABLA 5.4 ALCANCE DE LA ONDA EXPLOSIVA**

SOBREPRESIÓN (PSIG)	Z	DOE (m)			
		80%	60%	50%	40%
0.5	1291	839	780	747	711
1.0	800	520	483	463	441
2.0	485	315	293	281	267
3.0	400	260	242	232	220
5.0	292	190	176	169	161
7.0	240	156	145	139	132
10.0	200	130	121	116	110
20.0	161	105	97	93	89
30.0	120	78	73	69	66

Nótese que el uso de los escalamientos implica conocer de antemano las sobrepresiones desarrolladas por una cantidad predeterminada de TNT para diferentes distancias. Lo que en realidad estamos haciendo, es traducir el potencial explosivo de un hidrocarburo a una cantidad de TNT equivalente y luego aprovechar el conocimiento de los efectos que de antemano se conocen de este explosivo haciendo los ajustes que corresponden a las diferentes formas de explosión que hay entre el TNT y el hidrocarburo.

Una vez que el tanque se fractura, el gas escapa durante un fenómeno de expansión adiabática, provocándose un BLEVE cuyo perfil de radios de afectación y sobrepresiones se muestra en la tabla anterior.

Debido a que este gas es inflamable, la nube formada puede explotar a través de una reacción química provocando un Fireball. La magnitud de la explosión dependerá

como se mencionó en el capítulo 4 de la eficiencia de la reacción 'F', de esta manera se tienen tres tipos de consideraciones (ver capítulo 4):

Daño mínimo  $F = 0.01$

Daño máximo probable  $F = 0.02$

Daño catastrófico  $F = 0.1$

Aplicando la ecuación convencional para este tipo de reacciones se tiene que:

$$W_{TNT} = FWH_c / H_{TNT}$$

Donde  $W$  representa la masa del combustible y  $H_c$  y  $H_{TNT}$  representan los calores de combustión de los hidrocarburos y del TNT respectivamente, las unidades son dimensionalmente consistentes. El calor de combustión puede obtenerse de cualquier libro de termodinámica, en el anexo "C" se presenta una tabla de calores de combustión para diferentes hidrocarburos.

$$H_{TNT} = 1830 - 2000 \text{ BTU/Lb}$$

Los resultados, traducidos a daños, se muestran en las tablas 5.16 y 5.17.

Para el cálculo de la explosión de la nube inflamable, se calculó el calor de combustión de la mezcla, ponderando el calor de combustión de cada componente en particular, de acuerdo a la tabla 5.5:

**TABLA 5.5 CALOR DE COMBUSTIÓN DE LA MEZCLA DE GAS L.P.**

HIDRO-CARBURO	LIQUIDO-H2O			VAPOR-H2O		
	FRACCIÓN X	Hc (BTU/LB)	XHc	FRACCIÓN Y	Hc (BTU/LB)	YHc
Etano	0.043	22304	959.07	0.043	20416	888
Propileno	0.018	21032	378.58	0.018	19683	354
Propano	0.440	21646	9524.24	0.440	19929	8769
i-Butano	0.145	21242	3080.09	0.145	19614	2844
i-Buteno	0.080	20716	1657.28	0.080	19484	1559
n-butano	0.274	21293	5834.28	0.274	19665	5388
<b>MEZCLA</b>	1.000		21434	1.000		19802

En principio, el equilibrio implica más componentes ligeros en la sección de gas antes de la falla; esta situación no debe cambiar radicalmente en el momento del flasheo; sin embargo, las diferencias no son significativas por lo que se considerará la misma composición que en el líquido.

Las libras de vapor formado que reaccionan instantáneamente serán:

**TABLA 5.6 CANTIDAD DE VAPOR FORMADO DURANTE EL FLASHEO**

	PORCENTAJE DE LLENADO DE LA ESFERA			
	80%	60%	50%	40%
LIBRAS DE VAPOR	1,121,150.0	902,455.0	793,091.0	683,745.0

Finalmente, el equivalente para el TNT y la distancia por los daños menores, daños máximo probable y daños catastróficos se indican en las tablas 5.7 y 5.8.

**TABLA 5.7 TNT EQUIVALENTE QUE REACCIONA QUÍMICAMENTE**

F	RADIO DE DAÑOS	TONELADAS DE TNT			
		80 %	60 %	50 %	40 %
0.01	DANOS MENORES	55.1	44.3	39	33.6
0.02	DANO MÁXIMO PROBABLE	110.2	88.7	78.0	67.2
0.1	DANO CATASTRÓFICO	550.5	443.4	390.0	336.0

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

TABLA 5.8 DISTANCIA DE LAS ONDAS EXPANSIVAS PARA DIFERENTES EFICIENCIAS DE REACCIÓN

SOBRE- PRESIÓN (psig)	Z	DAÑO MÍNIMO ESPERADO (M)			DAÑO MÁXIMO PROBABLE (M)			DAÑO CATASTRÓFICO (M)					
		80 %	60 %	40 %	80 %	60 %	40 %	80 %	60 %	50 %	40 %		
0.5	1291	1497	1392	1334	1270	1887	1755	1681	1600	3225	3000	2875	2736
1.0	800	928	863	827	787	1169	1087	1041	991	1998	2717	1782	1695
2.0	485	563	523	501	477	709	659	632	601	1212	1127	1080	1028
3.0	400	464	431	413	393	585	544	521	496	999	930	891	848
5.0	292	339	315	302	287	427	397	380	362	729	678	650	619
7.0	240	278	259	248	236	351	326	313	297	599	558	534	509
10.0	200	232	215	207	197	292	272	260	248	500	465	445	424
20.0	161	187	173	166	158	235	219	210	199	467	374	359	341
30.0	120	139	129	124	118	175	163	156	149	300	278	267	254

Considerando una presión de falla de 27.1 Kg/Cm<sup>2</sup> en la esfera; los resultados no difieren significativamente del cálculo anterior (a 20 Kg/Cm<sup>2</sup>), lo cual podría apreciarse en forma cualitativa en las gráficas en las que se presentan las curvas de sobrecalentamiento y las curvas de saturación correspondientes.

Los datos para estos cálculos, se obtuvieron también del balance que se presenta en el anexo 'H' de este trabajo.

**TABLA 5.1b PROPIEDADES DE LOS HIDROCARBUROS A CONDICIONES DE FALLA Y ATMOSFÉRICAS**

DATOS A CONDICIONES ATMOSFÉRICAS	DATOS A CONDICIONES DE FALLA
P=1 Atm = 1.013 Bar	P=27.557 Bar (Abs)
T=T <sub>b</sub> = -39 °C = -38.2 °F	T=T <sub>1</sub> =88.54 °C = 191.45 °F
M = 50.292	M = 50.292
ρ <sub>LIQ</sub> = 38.06 Lb/Ft <sup>3</sup>	ρ <sub>LIQ</sub> = 26.1865 Lb/Ft <sup>3</sup>
C <sub>p</sub> = 0.5141 BTU/lb-°F (líq)	C <sub>p</sub> = 0.9301 BTU/lb-°F (líq)
H <sub>L</sub> = -4121 BTU/lb-mol	H <sub>L</sub> = 2168.16 BTU/lb-mol
C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub> = 1.33 (fracc. Líq)	C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub> = 1.9354 (fracc. Líq)
T <sub>amb</sub> = T <sub>o</sub> = 20 °C = 68 °F.	H <sub>v</sub> = 7280.53 BTU/lb-mol
H <sub>v</sub> = 4192.19 BTU/lb-mol	C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub> = 1.6261 (fracc. Vap)
C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub> = 1.1797 (fracc. Vap)	ρ <sub>VAP</sub> = 4.1947 Lb/Ft <sup>3</sup>

Los resultados por etapa de cálculo se presentan en las siguientes tablas (es la misma secuencia que al considerar la evaluación para 20 Kg/cm<sup>2</sup> Man).

**TABLA 5.9 VOLÚMENES EQUIVALENTES EN LAS ESFERAS (27.1 Kg/cm<sup>2</sup> ABS)**

	PORCENTAJE DE LLENADO			
	80 %	60 %	50 %	40 %
V <sub>LIQ</sub> (M3)	1956	1467	1222.5	978
V <sub>VAP</sub> (M3)	489	978	1222.5	1467
V <sub>TOT-EQ</sub> (M3)	8020	6626	5930	5233

Los resultados del TNT equivalente para los diferentes porcentajes de llenado de las esferas fue de:

**TABLA 5.10 TNT EQUIVALENTE (27 Kg/Cm<sup>2</sup> ABS)**

	PORCENTAJE DE LLENADO			
	80 %	60 %	50 %	40 %
W <sub>TNT</sub>	8297	6855	6135	5414

Finalmente la distancia de onda explosiva por BLEVE será de acuerdo a como se indica en la tabla 5.11

**TABLA 5.11 ALCANCE DE LA ONDA EXPLOSIVA (27 Kg/Cm<sup>2</sup> ABS)**

SOBREPRESIÓN (PSIG)	Z	DOE (m)			
		80%	60%	50%	40%
0.5	1291	797	739	712	683
1.0	800	494	458	441	423
2.0	485	299	278	268	257
3.0	400	247	229	221	212
5.0	292	180	167	161	155
7.0	240	148	137	132	127
10.0	200	123	114	110	106
20.0	161	99	92	89	85
30.0	120	74	69	66	64

La razón por la cual la fuerza explosiva se pierde con relación a la consideración de la falla a 20 Kg/Cm<sup>2</sup> Man (ver tabla 5.4), se debe a que la densidad del gas se incrementa notablemente, disminuyendo por lo tanto la energía de expansión

Para el cálculo de la explosión de la nube inflamable, debido a que se produce bajo condiciones ambientales, se consideró el mismo calor de combustión de la mezcla calculado en la modelación anterior.

Las libras de vapor formado, que reaccionan instantáneamente las libras consideradas para evaluar la explosión secundaria al BLEVE de naturaleza química para las condiciones descritas en este caso, se indican en la siguiente tabla

**TABLA 5.12 CANTIDAD DE VAPOR FORMADO DURANTE EL FLASHEO**

	PORCENTAJE DE LLENADO DE LA ESFERA			
	80%	60%	50%	40%
LIBRAS DE VAPOR	1,188,488.0	981,926.0	878,627.0	775,348.0

Finalmente, el equivalente para el TNT y la distancia para daños menores, daños máximo probables y daños catastróficos para rupturas a 27 Kg/cm<sup>2</sup> man. se indican en las tablas 5.13 y 5.14.

**TABLA 5.13 TNT EQUIVALENTE QUE REACCIONA QUÍMICAMENTE**

F	RADIO DE DAÑOS	TONELADAS DE TNT			
		80 %	60 %	50 %	40 %
0.01	DANOS MENORES	55.1	44.3	39	33.6
0.02	DANO MÁXIMO PROBABLE	110.2	88.7	78.0	67.2
0.1	DANO CATASTRÓFICO	550.5	443.4	390.0	336.0

TABLA 5.14 DISTANCIA DE LAS ONDAS EXPANSIVAS PARA DIFERENTES EFICIENCIAS DE REACCIÓN

SOBRE- PRESIÓN (psig)	Z	DAÑO MÍNIMO ESPERADO (M)				DAÑO MÁXIMO PROBABLE (M)				DAÑO CATASTRÓFICO (M)			
		80 %	60 %	50 %	40 %	80 %	60 %	50 %	40 %	80 %	60 %	50 %	40 %
0.5	1291	1527	1433	1381	1324	1923	1805	1739	1668	3289	3087	2975	2853
1.0	800	946	888	856	821	1192	1118	1078	1034	2038	1913	1843	1768
2.0	485	573	538	519	497	723	678	653	627	1236	1160	1118	1072
3.0	400	473	444	428	410	596	559	539	517	1019	956	922	884
5.0	292	345	324	312	299	435	408	393	377	744	698	673	645
7.0	240	284	266	257	246	358	336	323	310	611	574	553	530
10.0	200	236	222	214	205	298	330	269	258	510	478	461	442
20.0	161	190	179	172	165	240	225	217	208	410	385	371	356
30.0	120	142	133	128	123	179	168	162	155	306	287	276	265



Los ejercicios realizados en este trabajo, presentan diferencias con relación al proyecto original, debido a que en este se consideraron diferentes niveles de llenado, diferentes presiones de ajuste y un criterio diferente en cuanto a las afectaciones de explosiones de esta naturaleza; resultando finalmente, modelaciones o eventos mucho más críticos (para una mejor interpretación del fenómeno) pero no probables.

**b) Desarrollo para el tanque horizontal de 226 m<sup>3</sup>, considerando su llenado hasta el 90 %**

Se considera que la presión de diseño de los tanques horizontales es de 17.5 Kg/cm<sup>2</sup> y que la presión de falla se presentará a 20.06 Kg/Cm<sup>2</sup>, por lo que de acuerdo al equilibrio de la mezcla, la temperatura de falla será a 74.36 °C.

- Cálculo de la fracción líquida que se evapora: se convierte la fracción de líquido que se evapora a un volumen equivalente de gas, que sumado al volumen de gas en equilibrio con el líquido, nos dará un volumen equivalente total que será el valor con el que se calcula la energía relevada por la expansión.

$$f = 1 - \exp[-C_p(T_b - T_1)/\lambda]$$

Donde  $C_p$  es la media geométrica entre la temperatura normal de ebullición,  $T_b$  y la temperatura de falla  $T_1$ .  $\lambda$  representa el calor latente de evaporación a condiciones ambientales y es la diferencia de la entalpías del gas y el líquido presentado en los balances del apéndice correspondiente, tal que:

$$\lambda = 4192.19 - (-4121) = 8313.2 \text{ BTU/lb-mol}$$

Al dividirse entre el peso molecular:

$$\lambda = 165.3 \text{ BTU/Lb}$$

Sustituyendo y resolviendo para  $f$ :

$$f = 0.55$$

El cálculo del volumen equivalente total de vapor será:

$$V_T = V_V + V_L f(\rho_L/\rho_V)$$

Sustituyendo y resolviendo para  $V_T$ :

$$V_T = 1129 \text{ m}^3$$

El cálculo de la energía liberada en la expansión de este volumen equivalente de gas, presentado como equivalente de TNT es igual a:

$$W_{TNT} = [0.024PV_T/(k-1)] * [1-(1/P)^{(k-1)/k}]$$

Donde  $k$ , es la media geométrica de la relación para gas de  $C_p/C_v$  de 0 a 20  $\text{Kg}/\text{Cm}^2$ .

Es importante mencionar que la ecuación anterior considera la expansión a una condición ambiental a nivel del mar; para el mismo contenedor pero a diferente presión atmosférica, las explosiones serían más violentas.

Sustituyendo y resolviendo para  $W_{TNT}$  tenemos que:

$$W_{TNT} = 982 \text{ Kg de TNT}$$

El radio de afectación, representa la distancia de la onda expansiva ( $D_{OE}$ ). Esta se calcula en forma similar a los cálculos efectuados para el caso de las esferas.

$$D_{OE} = z * (W_{TNT} / 1000)^{1/3}$$

Donde:  $W_{TNT}$  está en Kg y  $D_{OE}$  en Ft

Finalmente los resultados se presentan en la tabla 5.15

**TABLA 5.15 DISTANCIA DE LA ONDA EXPANSIVA PARA UN TANQUE CILÍNDRICO**

SOBREPRESIÓN (PSIG)	Z	D <sub>OE</sub> (M)
0.5	1291	391
1.0	800	242
2.0	485	147
3.0	400	121
5.0	292	88
7.0	240	73
10.0	200	61
20.0	161	49
30.0	120	36

Una vez que el tanque se fractura, el gas escapa durante un fenómeno de expansión adiabática, provocándose el BLEVE cuyo perfil de radios de afectación y sobrepresiones se muestra en la tabla anterior.

En forma similar a las esferas se realizan los cálculos para los tres diferentes daños considerados, aplicando la ecuación convencional para este tipo de reacciones:

$$W_{TNT} = FWHc / H_{TNT}$$

Donde W representa la masa del combustible. Hc y H<sub>TNT</sub> representan los calores de combustión de los hidrocarburos y del TNT respectivamente, las unidades son dimensionalmente consistentes.

$$H_{TNT} = 1830 - 2000 \text{ BTU/Lb}$$

Los resultados, traducidos a daños, se muestran en las tablas 5.20 y 5.21.

Por otro lado, las tablas 5.16 a 5.25, nos presentan un resumen de todos los resultados obtenidos, basadas principalmente en el radio de daños para los diferentes eventos simulados en la instalación.

La sobrepresiones consideradas en estas tablas, se distinguen principalmente entre los daños mayores provocados por la explosión (por encima de 5 Psig) y los daños menores (por debajo de 3 Psig). Estos daños son estimados cualitativamente con base a las tablas que se indican en el anexo 'A' de este trabajo.

Finalmente se anexan los diagramas de pétalos, en donde se indican esquemáticamente los radios de afectación de las potenciales explosiones físicas y químicas que se presentan en este escenario.

El esquema 5.007 representa el alcance de los daños mayores por accidentes en esferas de almacenamiento tanto en la planta como en el entorno socioambiental adyacente a esta para:

- BLEVE
- Daño mínimo
- Daño máximo probable
- Daño catastrófico

Cabe aclarar, que normalmente no se toma en cuenta el daño catastrófico, debido a que este considera una eficiencia de reacción del 10 %, lo cual es improbable (casi todas las metodologías establecen eficiencias máximas de un 3%, ver capítulo 4).

Por otro lado, se tomo el caso más crítico que considera un llenado del 80% de la esfera de almacenamiento y una presión de ruptura de 20 Kg/Cm<sup>2</sup>.

El esquema 5.008 representa el alcance de los daños menores para las esferas de almacenamiento, lo cual cubre específicamente el entorno socioambiental adyacente a la estación, en los siguientes rubros:

- BLEVE
- Daño mínimo
- Daño máximo probable
- Daño catastrófico

En este caso, también se tomaron las condiciones operativas y de llenado que para el caso anterior.

Finalmente, el esquema 5.009 presenta los radios de afectación en lo correspondiente a daños mayores para los tanques horizontales de almacenamiento, en caso de que sucediera un accidente en un solo tanque.

## Síntesis y discusión del capítulo

En este capítulo se describe la importancia que tiene la simulación de un escenario para modelar la consecuencia de un evento; actualmente la mayoría de cálculos sobre estos sucesos se realiza con simuladores de explosiones; no obstante, dentro de su uso es difícil visualizar los escenarios requeridos para que este tipo de eventos se lleve a cabo. Justo en esta parte, el conocimiento de la teoría de explosiones proporciona los elementos que sustentan los escenarios de accidentes modelados con estos simuladores.

Antes de simular un proceso explosivo debe determinarse la posibilidad de este y determinar con claridad que es lo que se desea. No aplican los mismos criterios en el diseño de una instalación, que en la determinación de una franja de seguridad o el querer construir un cuarto a prueba de explosión. No obstante que los elementos teóricos son los mismos.

En este capítulo puede apreciarse la completa necesidad de la termodinámica en la modelación del fenómeno. Si consideramos que los energéticos son mezclas de hidrocarburos, la resolución del problema comienza con la determinación de las propiedades termodinámicas de estas mezclas. Para cada propiedad existen diferentes métodos de cálculo, así por ejemplo para la capacidad calorífica el método empleado es el de 'Soave'; si analizamos la influencia de esta propiedad sobre los resultados de la modelación, encontraremos que una mala selección del método implicaría en principio que la cantidad de vapor formado en la ruptura de los recipientes estaría mal evaluada y por lo tanto el resto de cálculos tenderían a una notable desviación. Por otro lado, si la densidad no fuera calculada adecuadamente, la estimación de los volúmenes equivalentes que afectan en proporción directa la estimación del potencial explosivo afectarían significativamente nuestros resultados. Incluso las propiedades extensivas como el cálculo del cambio entálpico en la expansión, pueden provocar drásticas desviaciones. También, en el ejercicio se va mostrando como cada propiedad influye en la explosión, de esta manera por ejemplo, puede apreciarse como una expansión a una mayor presión no significa necesariamente una mayor potencia explosiva.

El objetivo fundamental de este proyecto es fijar una franja de seguridad; es decir la distancia a partir de la cual el medio social y ambiental que rodean a la instalación tienen un 100% de seguridad, no obstante se presente el máximo fenómeno explosivo.

Aunque en el ensayo se consideró la modelación de varias secciones, es fácil observar que la zona de esferas de almacenamiento es la que presenta el mayor riesgo, no por la probabilidad de que ahí se presente un evento, sino por su potencial de afectación. En la suposición de ocurrencia de un BLEVE, previa justificación del escenario, además de modelarse este fenómeno se calcula también una explosión secundaria denominada fireball y la radiación generada por el incendio provocado por esta última explosión. En este ejercicio puede comprenderse como se comporta el equilibrio de la mezcla de gas licuado, de que manera se construye la curva de saturación de esta mezcla, cuales son los espacios de sobrecalentamiento, como afectan los diferentes parámetros como la densidad, peso molecular, calor de combustión, capacidad calorífica, constantes de equilibrio y eficiencias, al proceso explosivo. Adicionalmente se muestra como influyen en la explosión; el tamaño de las esferas de almacenamiento, su porcentaje de llenado, el material del que están construidas, etc.

Como resultados finales y conclusiones, se presentan los daños mínimos esperados, el daño máximo probable y el daño catastrófico. Ofreciendo una franja de seguridad basada en un radio de daños mayores de 500 m. Se espera que después de esta distancia, solo se produzcan algunos daños menores.

# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

DETONACIÓN DE UNA ESFERA DE ALMACENAMIENTO DE GAS  
 LICUADO DE PETRÓLEO (FALLA A P=20.1Kg/Cm<sup>2</sup> Y T=74.4 °C)

RADIO DE DAÑOS MAYORES (>5.0 Psig)

DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)

% LLENADO	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO ESPERADO	BLEVE
80	729	427	339	190
60	678	397	315	176
50	650	380	302	169
40	619	362	287	161

- NOTAS: 1.- CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO POR ESFERA 2445 m<sup>3</sup>  
 2.- DENTRO DE ESTOS RADIOS SE PRESENTAN DAÑOS MAYORES TALES COMO: DAÑOS PULMONARES EN HUMANOS, RUPTURA DE POSTES DE MADERA, DESTRUCCIÓN DE ALGUNAS VIVIENDAS, ROMPIMIENTO DE TUBERÍAS, ETC.  
 VER TABLA A-2, DEL ANEXO 'A'.

# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

DETONACIÓN DE UNA ESFERA DE ALMACENAMIENTO DE GAS  
LICUADO DE PETRÓLEO (FALLA A P=20.1Kg/Cm<sup>2</sup> Y T=74.4 °C)

RADIO DE DAÑOS MENORES (<3.0 Psig)

DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)

% LLENADO	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO ESPERADO	BLEVE
80	999	585	464	260
60	930	544	431	242
50	891	521	413	232
40	848	496	393	220

NOTAS: 1.- CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO POR ESFERA 2445 m<sup>3</sup>

2.- SE CONSIDERAN DAÑOS MENORES TALES COMO: ROMPIMIENTO Y DISTORSIÓN DE EQUIPO PEQUEÑO, ROMPIMIENTO DE VIDRIOS Y VENTANAS, DAÑOS EN HUMANOS SIN PROTECCIÓN, QUEMADURAS DE PRIMER GRADO, DEFORMACIÓN DE ESTRUCTURAS, MOVIMIENTOS DE ALGUNOS TANQUES PESADOS, COLAPSO PARCIAL DE PAREDES Y TECHOS DE CASAS, ETC.  
VER TABLA A-2, DEL ANEXO "A".



# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

DETONACIÓN DE UNA ESFERA DE ALMACENAMIENTO DE GAS  
 LICUADO DE PETRÓLEO (FALLA A P=27.1Kg/Cm<sup>2</sup> Y T=88.54 °C)

RADIO DE DAÑOS MAYORES (>5.0 Psig)

DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)

% LLENADO	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO ESPERADO	BLEVE
80	744	435	345	180
60	698	408	324	167
50	673	393	312	161
40	645	377	299	155

NOTAS: 1.- CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO POR ESFERA 2445 m<sup>3</sup>  
 2.- DENTRO DE ESTOS RADIOS SE PRESENTAN DAÑOS MAYORES TALES COMO; DAÑOS PULMONARES EN HUMANOS, RUPTURA DE POSTES DE MADERA, DESTRUCCIÓN DE ALGUNAS VIVIENDAS, ROMPIMIENTO DE TUBERÍAS, ETC.  
 VER TABLA A-2, DEL ANEXO "A".

## FRANJA DE SEGURIDAD EVENTO

**DETONACIÓN DE UNA ESFERA DE ALMACENAMIENTO DE GAS  
LICUADO DE PETRÓLEO (FALLA A P=27.1Kg/Cm<sup>2</sup> Y T=88.54 °C)**

**RADIO DE DAÑOS MENORES (<3.0 Psig)**

**DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)**

% LLENADO	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO ESPERADO	BLEVE
80	1019	596	473	247
60	956	559	444	229
50	922	539	428	221
40	884	517	410	212

NOTAS: 1.- CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO POR ESFERA 2445 m<sup>3</sup>

2.- SE CONSIDERAN DAÑOS MENORES TALES COMO: ROMPIMIENTO Y DISTORSIÓN DE EQUIPO PEQUEÑO, ROMPIMIENTO DE VIDRIOS Y VENTANAS, DAÑOS EN HUMANOS SIN PROTECCIÓN, QUEMADURAS DE PRIMER GRADO, DEFORMACIÓN DE ESTRUCTURAS, MOVIMIENTOS DE ALGUNOS TANQUES PESADOS, COLAPSO PARCIAL DE PAREDES Y TECHOS DE CASAS, ETC.  
VER TABLA A-2, DEL ANEXO "A".

# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

DETONACIÓN EN LOS TANQUES HORIZONTALES DE ALMACENAMIENTO DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO

### RADIO DE DAÑOS MAYORES

DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)

NO. DE TANQUES INVOLUCRADOS	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO ESPERADO	BLEVE	RADIO DE FUEGO	RADIACIÓN
1	232	135	107	99	127.5	524.3
4	361	225	170	154	201.7	670.6

NOTAS: 1.- CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO POR TANQUE HORIZONTAL 226 m<sup>3</sup>

2.- SE CONSIDERAN DAÑOS MAYORES TALES COMO: ROMPIMIENTO Y DISTORSIÓN DE EQUIPO PEQUEÑO, 50 % DE DESTRUCCIÓN DE CASAS DE LADRILLO, MOVIMIENTO DE MAQUINARIA Y EQUIPO PESADO (MAYOR DE 3000 LB), FRACTURAS MAYORES EN ESTRUCTURAS DE CONCRETO, DAÑOS EN HUMANOS, ROMPIMIENTO DE TIMPANOS Y QUEMADURAS DE TERCER GRADO.  
VER TABLA A-2, DEL ANEXO "A".

# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

DETONACIÓN EN LOS TANQUES HORIZONTALES DE ALMACENAMIENTO DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO

### RADIO DE DAÑOS MENORES

#### DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)

NO. DE TANQUES INVOLUCRADOS	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO ESPERADO	BLEVE	RADIO DE FUEGO	RADIACIÓN
1	385	310	280	127.5	1005.0
4	661	480	435	201.7	1280.0

NOTAS: 1.- CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO POR TANQUE HORIZONTAL 226 m<sup>3</sup>  
 2.- SE CONSIDERAN DAÑOS MENORES TALES COMO: ROMPIMIENTO DE VIDRIOS Y VENTANAS DAÑOS EN HUMANOS (SIN PROTECCIÓN)  
 QUEMADURAS DE PRIMER GRADO  
 VER TABLA A-2, DEL ANEXO "A".

# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

### FUGA EN LA ENVASADORA DE CILINDROS

#### RADIO DE DAÑOS

#### DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)

TIEMPO DE ACUMULACIÓN	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO	LONGITUD DE FALMA (NOTA 1)	RADIACIÓN (NOTA 1)
1 SEG (INSTANTÁNEA)	2.3	1.4	1.1	6.0	6.8 (NOTA 2)
5 SEG	4.0	2.3	1.8	6.0	7.4 (NOTA 3)

- NOTAS: 1.- SE CONSIDERA FLAMA CONTINUA EN LA FUGA.  
 2.- RADIO DE DAÑOS A HUMANOS, QUEMADURAS DE TERCER GRADO  
 3.- RADIO DE DAÑOS A HUMANOS, QUEMADURAS DE PRIMER GRADO  
 VER TABLA A-2, DEL ANEXO "A".

# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

### DETONACIÓN DE UN CILINDRO LLENO DE GLP

#### RADIO DE DAÑOS

#### DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)

DAÑOS	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO	RADIO DE FUEGO	RADIACIÓN (NOTA 1)
MAYORES (NOTA 2)	9.0	5.3	4.2	4.0	5.5
MENORES (NOTA 3)	--	16.0	12.6	4.0	13.5

NOTAS: 1.- RADIACIÓN DEL FUEGO CON TIEMPO DE DURACIÓN DE 0.5 SEG.

2.- SE CONSIDERAN DAÑOS MAYORES TALES COMO: ROMPIMIENTO Y DISTORSIÓN DE EQUIPO PEQUEÑO, 50 % DE DESTRUCCIÓN DE CASAS DE LADRILLO, MOVIMIENTO DE MAQUINARIA Y EQUIPO PESADO (MAYOR DE 3000 LB), FRACTURAS MAYORES EN ESTRUCTURAS DE CONCRETO, DAÑOS EN HUMANOS, ROMPIMIENTO DE TÍMPANOS Y QUEMADURAS DE TERCER GRADO.

3.- SE CONSIDERAN DAÑOS MENORES TALES COMO: ROMPIMIENTO DE VIDRIOS Y VENTANAS DAÑOS EN HUMANOS (SIN PROTECCIÓN) QUEMADURAS DE PRIMER GRADO  
VER TABLA A-2, DEL ANEXO 'A'.

# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

ROMPIMIENTO O DESCONEXIÓN DE MANGUERA DE CARGA EN ISLAS

## RADIO DE DAÑOS

### DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN

DAÑOS	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO	LONGITUD DE FUEGO (NOTA 1)	RADIACIÓN (NOTA 1)
MAYORES (NOTA 2)	46	27	21	13.2	26.5
MENORES (NOTA 3)	---	80	64	13.2	61

NOTAS: 1.- RADIACIÓN DEL FUEGO CON TIEMPO DE DURACIÓN 0.5 SEG.

2.- SE CONSIDERAN DAÑOS MAYORES TALES COMO: ROMPIMIENTO Y DISTORSIÓN DE EQUIPO PEQUEÑO, 50 % DE DESTRUCCIÓN DE CASAS DE LADRILLO, MOVIMIENTO DE MAQUINARIA Y EQUIPO PESADO (MAYOR DE 3000 LB), FRACTURAS MAYORES EN ESTRUCTURAS DE CONCRETO, DAÑOS EN HUMANOS, ROMPIMIENTO DE TIMPANOS Y QUEMADURAS DE TERCER GRADO.

3.- SE CONSIDERAN DAÑOS MENORES TALES COMO: ROMPIMIENTO DE VIDRIOS Y VENTANAS DAÑOS EN HUMANOS (SIN PROTECCIÓN) QUEMADURAS DE PRIMER GRADO  
VER TABLA A-2, DEL ANEXO "A".

# FRANJA DE SEGURIDAD

## EVENTO

### DETONACIÓN EN AUTOTANQUE LLENO DE GAS LP

#### RADIO DE DAÑOS

#### DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACIÓN (M)

NO. DE TANQUES INVOLUCRADOS	DAÑO CATASTRÓFICO	DAÑO MÁXIMO PROBABLE	DAÑO MÍNIMO ESPERADO	BLEVE	RADIO DE FUEGO	RADIACIÓN
MAYORES (NOTA 2)	91	53	42	20	57	114
MENORES (NOTA 3)	---	160	127	60	57	262

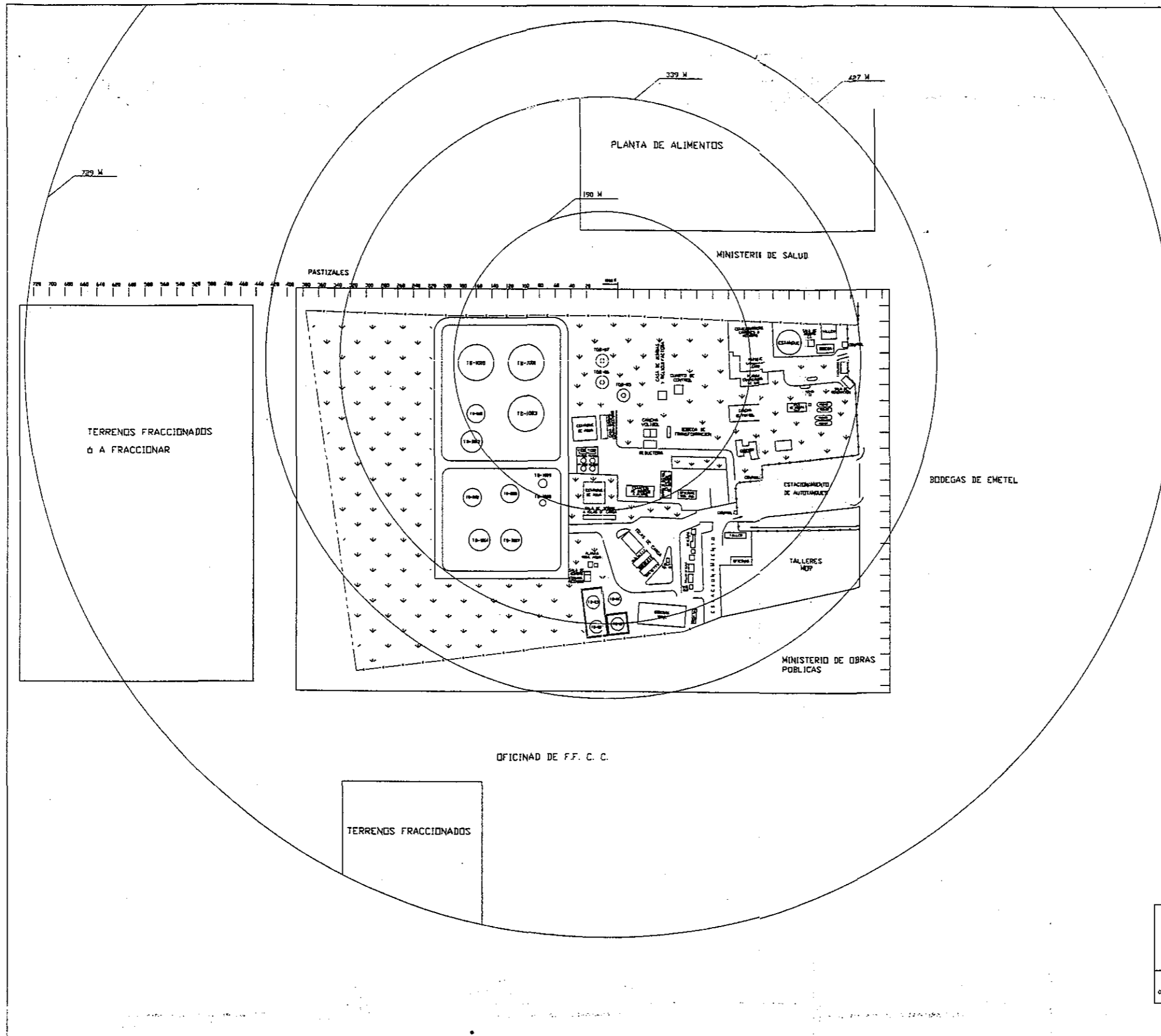
NOTAS: 1.- CAPACIDAD DEL AUTOTANQUE 35 m<sup>3</sup>

2.- SE CONSIDERAN DAÑOS MAYORES TALES COMO: ROMPIMIENTO Y DISTORSIÓN DE EQUIPO PEQUEÑO, 50 % DE DESTRUCCIÓN DE CASAS DE LADRILLO, MOVIMIENTO DE MAQUINARIA Y EQUIPO PESADO (MAYOR DE 3000 LB), FRACTURAS MAYORES EN ESTRUCTURAS DE CONCRETO, DAÑOS EN HUMANOS, ROMPIMIENTO DE TIMPANOS Y QUEMADURAS DE TERCER GRADO.

3.- SE CONSIDERAN DAÑOS MENORES TALES COMO: ROMPIMIENTO DE VIDRIOS Y VENTANAS DAÑOS EN HUMANOS (SIN PROTECCIÓN) QUEMADURAS DE PRIMER GRADO  
VER TABLA A-2, DEL ANEXO "A".



**CONCLUSIONES  
Y  
RECOMENDACIONES**



**LISTA DE EQUIPO**

CLAVE	DESCRIPCION	CAPACIDAD
T-1603	TANQUE DE ALIVIO Y MEZCLA PRESURIZADO	CAP. = 308 m <sup>3</sup>
TB-01	TANQUE DE AGUA	CAP. = 811 m <sup>3</sup>
TB-02	TANQUE DE AGUA	CAP. = 811 m <sup>3</sup>
TB-03	TANQUE DE AGUA	CAP. = 811 m <sup>3</sup>
TB-04	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 1	CAP. = 811 m <sup>3</sup>
TB-1001	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	CAP. = 6964 m <sup>3</sup>
TB-1003	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	CAP. = 15997 m <sup>3</sup>
TB-1005	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	CAP. = 4769 m <sup>3</sup>
TB-1007	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	CAP. = 6964 m <sup>3</sup>
TB-1008	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA SUPER	CAP. = 477 m <sup>3</sup>
TB-1009	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA SUPER	CAP. = 1113 m <sup>3</sup>
TB-1010	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 2	CAP. = 17486 m <sup>3</sup>
YB-1011	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 2	CAP. = 2564 m <sup>3</sup>
TB-1012	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 1	CAP. = 2564 m <sup>3</sup>
TB-1013	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 2	CAP. = 3179 m <sup>3</sup>
TB-1014	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA ECOLOGICA	CAP. = 2388 m <sup>3</sup>
TB-505	TANQUE DE ALIVIO ATMOSFERICO	CAP. = 477 m <sup>3</sup>
TB-509	TANQUE DE MEZCLA ATMOSFERICO	CAP. = 318 m <sup>3</sup>
TOB-01	TANQUE SALCHICHA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	CAP. = 226 m <sup>3</sup>
TOB-02	TANQUE SALCHICHA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	CAP. = 226 m <sup>3</sup>
TOB-03	TANQUE SALCHICHA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	CAP. = 201 m <sup>3</sup>
TOB-04	TANQUE SALCHICHA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	CAP. = 201 m <sup>3</sup>
TOB-05	ESFERAS DE GAS LP	CAP. = 2445 m <sup>3</sup>
TOB-06	ESFERAS DE GAS LP	CAP. = 2445 m <sup>3</sup>
TOB-07	ESFERAS DE GAS LP	CAP. = 2445 m <sup>3</sup>
TOB-08	TANQUE PULMÓN	CAP. = 454 m <sup>3</sup>
V-1621	TANQUE DE ALIVIO Y MEZCLA PRESURIZADO	CAP. = 538 m <sup>3</sup>
YT-1621	TANQUE DE MEZCLA ATMOSFERICO	CAP. = 95 m <sup>3</sup>
YT-1622	TANQUE DE ALIVIO ATMOSFERICO	CAP. = 95 m <sup>3</sup>

**SIMBOLOGIA**

↓ ↓ ↓ AREA VERDE

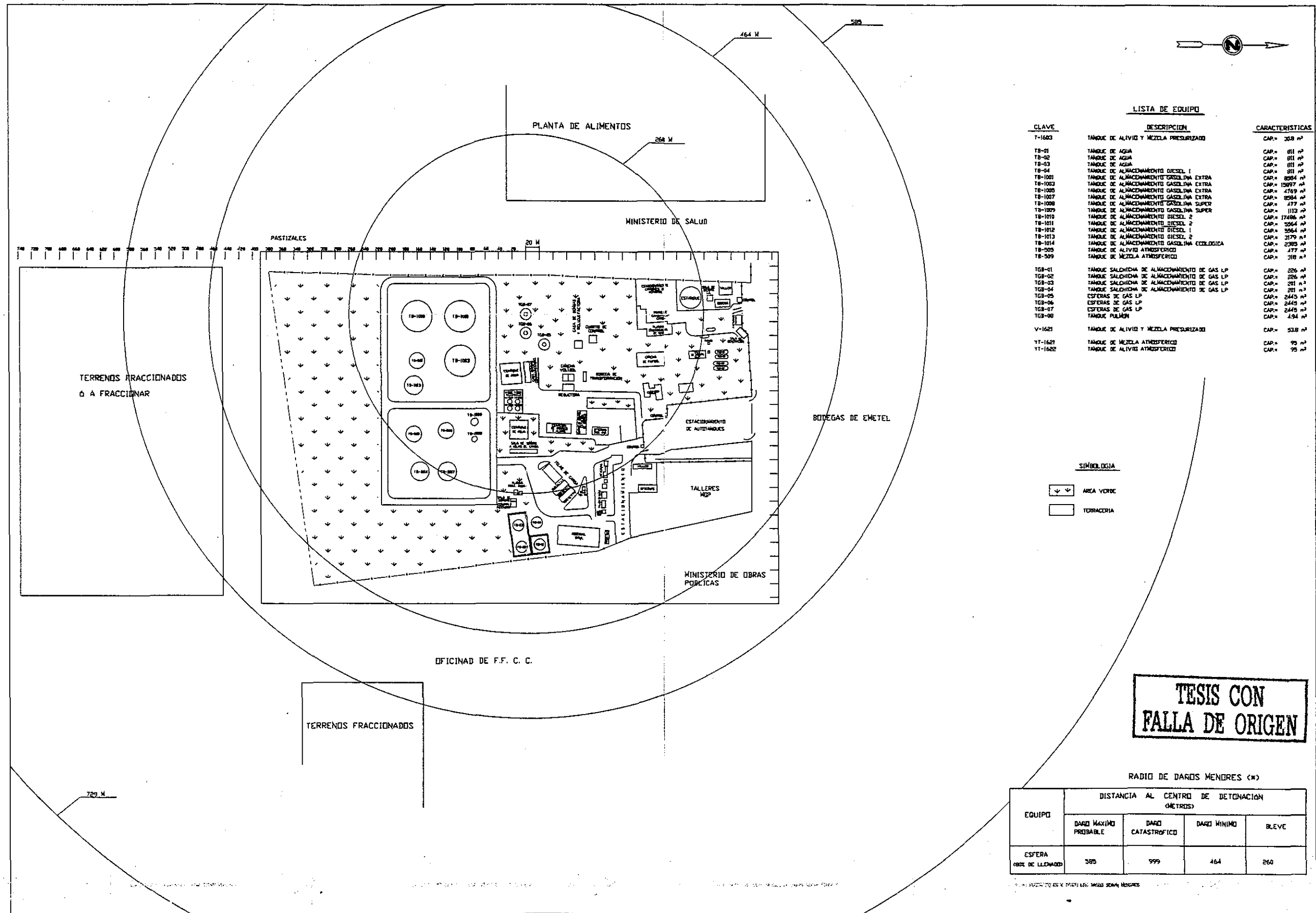
□ TERRACERIA

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

**RADIO DE DADOS MAYORES (\*)**

EQUIPO	DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACION (METROS)			
	DADO MAXIMO PROBABLE	DADO CATASTRFICO	DADO MINIMO	BLEVE
ESFERA (OBR. DE ALLENADO)	427	729	339	190

DIBUJOS DE REFERENCIA	ANALISIS DE RIESGO PARA LA DETERMINACION DE LA FRANJA DE SEGURIDAD DE LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE PRODUCTOS LIMPIOS Y GAS LP		INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO SUBDIRECCION DE INGENIERIA PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO DIAGRAMA DE DETALLES EXPLOSION EN ESFERA DE ALMACENAMIENTO ESQUEMA 5.007 REV. 0
-----------------------	--	--	---



**LISTA DE EQUIPO**

CLAVE	DESCRIPCION	CAPACIDAD
T-1603	TANQUE DE ALIVIO Y MEZCLA PRESURIZADO	308 m <sup>3</sup>
T8-01	TANQUE DE AGUA	811 m <sup>3</sup>
T8-02	TANQUE DE AGUA	811 m <sup>3</sup>
T8-03	TANQUE DE AGUA	811 m <sup>3</sup>
T8-04	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 1	811 m <sup>3</sup>
T8-1001	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	8584 m <sup>3</sup>
T8-1002	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	15997 m <sup>3</sup>
T8-1003	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	4749 m <sup>3</sup>
T8-1007	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA EXTRA	8584 m <sup>3</sup>
T8-1008	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA SUPER	477 m <sup>3</sup>
T8-1009	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA SUPER	1112 m <sup>3</sup>
T8-1010	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 2	17486 m <sup>3</sup>
T8-1011	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 2	5564 m <sup>3</sup>
T8-1012	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 1	5564 m <sup>3</sup>
T8-1013	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIESEL 2	3179 m <sup>3</sup>
T8-1014	TANQUE DE ALMACENAMIENTO GASOLINA ECOLOGICA	2383 m <sup>3</sup>
T8-505	TANQUE DE ALIVIO ATMOSFERICO	477 m <sup>3</sup>
T8-509	TANQUE DE MEZCLA ATMOSFERICO	518 m <sup>3</sup>
TGB-01	TANQUE SALCHICHA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	226 m <sup>3</sup>
TGB-02	TANQUE SALCHICHA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	226 m <sup>3</sup>
TGB-03	TANQUE SALCHICHA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	201 m <sup>3</sup>
TGB-04	TANQUE SALCHICHA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP	201 m <sup>3</sup>
TGB-05	ESFERAS DE GAS LP	2445 m <sup>3</sup>
TGB-06	ESFERAS DE GAS LP	2445 m <sup>3</sup>
TGB-07	ESFERAS DE GAS LP	2445 m <sup>3</sup>
TGB-08	TANQUE PULVER	434 m <sup>3</sup>
V-1621	TANQUE DE ALIVIO Y MEZCLA PRESURIZADO	53.8 m <sup>3</sup>
Y1-1621	TANQUE DE MEZCLA ATMOSFERICO	95 m <sup>3</sup>
Y1-1622	TANQUE DE ALIVIO ATMOSFERICO	95 m <sup>3</sup>

**SIMBOLOGIA**

↓ AREA VERDE

□ TORRACERIA

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

**RADIO DE DARGOS MENORES (m)**

EQUIPO	DISTANCIA AL CENTRO DE DETONACION (METROS)			
	DARGO MAXIMO PREBABLE	DARGO CATASTROFICO	DARGO MINIMO	BLEVE
ESFERA GRUP DE LLENADO	385	999	464	260

<p>DIBUJOS DE REFERENCIA</p>	<p>ANALISIS DE RIESGO PARA LA DETERMINACION DE LA FRANJA DE SEGURIDAD DE LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE PRODUCTOS LIMPIOS Y GAS LP</p>		<p><b>IM</b> INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO SUBDIRECCION DE INGENIERIA</p> <p>PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO DIAGRAMA DE PETALES EXPLOSION EN ESFERA DE ALMACENAMIENTO</p> <p>ESQUEMA 5.008 REV. 0</p>
------------------------------	---	--	--



## CONCLUSIONES

Es innegable que el procesamiento, manejo y almacenamiento de energéticos constituye un riesgo para cualquier industria. En el sector petrolero los hidrocarburos constituyen el factor generador del riesgo si consideramos que muchos de los derivados líquidos y gaseosos del petróleo pueden traducirse en energías no controlables.

Los riesgos que se asumen en el manejo de estos productos normalmente son fuego y explosión; sin embargo, existen otros tipos de riesgos como son el de toxicidad o de afectaciones ecológicas como lo son los derrames en tierra y mar y la disposición de desechos peligrosos.

Debido a estas características, es necesario identificar y evaluar el riesgo con el que operan este tipo de instalaciones. Existen muchos procedimientos para esto, los cuales fueron descritos en el capítulo 2, de donde se concluye que una adecuada identificación del riesgo puede realizarse con la metodología HAZOP en su modalidad palabra guía, aunque es importante remarcar que si el grupo multidisciplinario asignado para aplicar esta técnica es inexperto en ingeniería, la metodología no tendrá ningún beneficio. La evaluación del riesgo puede realizarse con la metodología cuantitativa de árbol de fallas, pero debe considerarse que no hay quien garantice que los datos estadísticos requeridos en estos métodos son válidos en la industria petrolera mexicana, por lo que sería conveniente complementarlos con alguna metodología cualitativa como el índice de MOND.

La evaluación de las consecuencias dependerá de los resultados de las dos técnicas anteriores. No es aconsejable modelar todos los efectos que potencialmente se pudieran presentar como son los derrames, fuego, explosiones, fugas, etc. Se deben modelar solamente los que tengan mayor riesgo es decir los que presenten alta probabilidad de ocurrencia pero que a su vez puedan provocar afectaciones significativas.

Cuando el riesgo por explosión es considerable, deberán evaluarse las consecuencias de este evento; para lo cual se requiere aplicar las modelaciones que puedan simular más cercanamente el fenómeno y que a su vez sean fáciles de aplicar. Así, para explosiones en nubes de vapor; de los métodos existentes, concluimos que los métodos basados en el estallido de TNT son los más adecuados para estimar el daño global por la explosión de una nube de vapor. Este método presenta muchas modalidades, que al compararlas difieren en algunos criterios, pero principalmente en la eficiencia de la explosión (del 2 al 3% normalmente). En este caso, concluimos que el método híbrido presentado en el capítulo 4 es el que deberá aplicarse (presenta características de los métodos de Exxon, Dow Chemical Co., HSE, British Gas, etc.). La aplicación de estos métodos permitirá localizar la instalación con una adecuada franja de seguridad para el medio social y ambiental que rodeen. Para el caso de explosiones sectoriales, el método de Multienergía es el más adecuado. Cualquiera de estos procedimientos se puede detallar en los diagramas de flujo presentados en el capítulo 4.

Para el caso de explosiones tipo BLEVE, fenómeno que no está todavía completamente aclarado, se concluye que la teoría del sobrecalentamiento es la más adecuada. La modelación del fenómeno se deberá realizar bajo una secuencia termodinámica convencional considerando que la expansión es adiabática de acuerdo a los capítulos tres y cinco.

Las conclusiones generales que se obtuvieron en el desarrollo de este trabajo son la siguientes:

El parámetro cuantitativo que categoriza, la propensión de acelerar una flama a altas velocidades es la reactividad del combustible; en términos generales se tiene:

- Alta reactividad: Acetileno, Hidrógeno, Óxido de Etileno y Óxido de Polipropileno
- Baja reactividad: Metano y Monóxido de Carbono.
- Reactividad promedio: Todos los demás hidrocarburos.

Es elemento necesario para que una nube de vapor de hidrocarburos explote la presencia de un agente ignitor.

Las fuentes de ignición pueden ser blandas o duras de acuerdo a lo siguiente:

- Blandas: Flama abierta, superficies calientes y chispas
- Duras: Jets y grandes explosiones

Las fuentes de ignición blandas casi no tienen influencia en la velocidad de la flama (para estos casos la reactividad del combustible, el confinamiento y los obstáculos tienen la mayor importancia). En contrapartida, las fuentes de ignición duras son las variables más significativas para la velocidad de la flama.

Una explosión BLEVE se presenta cuando la expansión de un hidrocarburo cae dentro de la línea de sobrecalentamiento de la mezcla; si la expansión súbita de un hidrocarburo licuado a alta presión queda fuera de la línea de sobrecalentamiento, sólo se esperaría una ebullición rápida. Esto limita la sugerencia de que las válvulas de seguridad pueden ser diseñadas para prevenir cualquier presión que exceda este límite crítico.

El BLEVE no es solo exclusivo de sustancias inflamables, el agua es un material que en calderas o calentadores convencionales de agua a ocasionado accidentes drásticos por este tipo de explosiones.

Para una sustancia inflamable, el fenómeno BLEVE se caracteriza por presentar una secuencia de eventos en los que cada uno, tendría un radio de afectación diferente en el siguiente orden (se consideran los datos del ejercicio de aplicación de este trabajo):

- Ocurre una explosión física primaria a la que se le denomina BLEVE; en el ejercicio de aplicación para un 80% de llenado, esto provoca daños mayores hasta una distancia de 190 m a una presión de estallamiento de 20 Kg/Cm<sup>2</sup>. Los daños menores se esperarían hasta después de una distancia de 260 m.
- Inmediatamente después, se esperaría la formación de un Fireball o flamazo, con un radio de afectación máximo de 427 m para daños mayores y un 80% de llenado de las esferas de almacenamiento.

- Podría esperarse una segunda explosión, la que dependería de las condiciones existentes, la cual podría ser provocada por la vaporización de los condensados formados por el enfriamiento de la expansión.
- Se generaría posteriormente un perfil de radiaciones, cuyo alcance de daños humanos podría ser mayor que las mismas explosiones.

Durante la ruptura de un recipiente, termodinamicamente solo una fracción del líquido evaporará; considerando al proceso adiabático, esta cantidad estará definida por el equilibrio desarrollado entre la ganancia de calor de los vapores formados y la pérdida de calor del líquido enfriado; el valor oscilará para gases licuados normalmente entre 0.4 y 0.6 dependiendo de la composición de los mismos, que a su vez, dependerán del calor latente y específico de la mezcla.

Un evento BLEVE en una esfera de almacenamiento o cualquier otro contenedor, constituye casi siempre el fenómeno explosivo de mayor magnitud para una terminal. No obstante es conveniente indicar, que el hecho de modelar con un escenario de esta naturaleza, no significa de ninguna manera que el suceso tenga una probabilidad significativa, ni mucho menos que una instalación carezca de los elementos de seguridad necesarios para prevenir un fenómeno de estas características. No obstante para la simulación de estos fenómenos, deberán formarse escenarios hipotéticos, cuyas bases se sustentan en experiencias sucedidas a instalaciones similares.

La fuerza de explosión en un contenedor se incrementa en la medida que es mayor la temperatura de sobrecalentamiento; también, entre mayor sea el nivel de llenado del contenedor la explosión tenderá a ser más violenta; no obstante, la probabilidad de la explosión disminuye cuando el tanque tiende a estar completamente lleno, debido a que es menor la probabilidad del calentamiento de la superficie seca que es donde se presenta la falla del material.

La fuerza de explosión de un contenedor, aunque el sentido común indique lo contrario, puede disminuir al incrementarse la presión de ruptura del contenedor, debido al incremento de la densidad del gas con la presión, lo que ocasiona que el volumen equivalente total considerado para el cálculo de un BLEVE disminuya.

En términos generales un BLEVE puede prevenirse limitando o controlando la presión y la temperatura del contenedor; así como previniendo impactos (esto último aplicado tanto a instalaciones fijas como autotanques y carrotanques).

Con relación a las nubes de vapor, se concluye que los métodos basados en estallidos de TNT son menos exactos, pero más fáciles de aplicar debido a la "sencillez" de su metodología; en tanto que los métodos basados sobre carga de estallido (especialmente el método de multienergía) son métodos más complejos, pero de mayor exactitud.

El grado explosivo de una nube de vapor es función principalmente de la homogeneidad de la mezcla hidrocarburos-aire (entre mejor mezclados estén se incrementa su potencial explosivo). El mezclado se produce por las operaciones de difusión molecular y/o turbulencia; la difusión es demasiado lenta por lo que no es un factor de influencia significativo en el mezclado de los componentes, de tal manera que, es la turbulencia la que conduce a un mejor mezclado y por lo tanto a explosiones más violentas. Lo anterior nos permite establecer que el estudio de los factores que provocan la turbulencia hidrocarburo-aire, proporcionarán los criterios de prevención y contención de los procesos explosivos ocasionados por una nube de vapor.

La explosión de una nube de vapor tiende a ser detonativa, a medida que sea más homogénea, lo cual como ya se mencionó requiere de la turbulencia para un buen mezclado; esta depende de las condiciones ambientales existentes, los obstáculos a los que se enfrenta el material fugado y la velocidad de salida.

Dentro de contextos de ingeniería debe considerarse que relevos tipo jet, obstáculos, arreglos de equipo que conducen a la formación de corrientes, algunas condiciones atmosféricas y de confinamiento favorecen este proceso y por lo tanto el nivel explosivo.

Por otro lado, la intensidad de una explosión en una nube de vapor de hidrocarburos también dependerá de la velocidad de la flama la cual será función de:

- El confinamiento
- Densidad de obstáculos en la trayectoria de la nube formada
- Reactividad del combustible
- Intensidad de la ignición

Durante el cálculo de las explosiones de nubes de vapor para materiales inflamables, se consideran tres tipos de eficiencias en la explosión, denominadas:

- Daño mínimo esperado,  $\eta=0.01$
- Daño máximo probable,  $\eta=0.02$
- Daño catastrófico,  $\eta=0.1$

El valor más confiable y útil para los diseños, es el que considera una eficiencia de 0.02 (considerar eficiencias mayores de 0.03 implica trabajar en escenarios muy poco probables, cuyos diseños de seguridad resultarían demasiado costosos).

La determinación de la afectación de una nube explosiva se realiza a través de modelos que simulan el potencial del proceso explosivo. Los métodos de equivalencia de TNT son útiles cuando sólo se desea conocer el potencial de daño global de una nube, estos métodos son muy parecidos entre sí diferenciándose principalmente en su criterio de eficiencia de explosión y en los escenarios para daño máximo probable y daño catastrófico.



Como resultado del ejercicio de aplicación de la planta de distribución y almacenamiento de Gas licuado, se sugiere una franja de seguridad de 500 metros, fuera de esta distancia el evento podría causar daños pero de una índole menor.

## RECOMENDACIONES

### BLEVES

Debe tomarse en cuenta que aplicándose adecuadamente las normas, códigos y estándares nacionales e internacionales para la protección por sobrepresión, la frecuencia de BLEVES causados por variable puede prácticamente llevarse a cero.

Para la prevención de BLEVES que resulten de exposición a fuegos se deberán considerar las siguientes recomendaciones:

- ◆ Generar una pendiente mayor de un 1 % en los terrenos distantes y adyacentes a los contenedores fijos y descargar cualquier material derramable en lugares seguros.
- ◆ Proteger tanques y esferas con sistemas de contención contraincendio, tales como rociadores y monitores de agua para el enfriamiento de los contenedores expuestos a fuego; el flujo de enfriamiento deberá estar por el orden de 20 L/min-m<sup>2</sup> (0.5 GPM/FT<sup>2</sup>).
- ◆ Suministrar infraestructura de depresuramiento, para disminuir la presión a alrededor de 7 bar manométricos, o a la mitad de la presión de diseño en un periodo menor a 5 min; para este propósito puede considerarse el bypaseo de las válvulas de relevo instaladas, por válvulas operadas remotamente.
- ◆ Proteger los contenedores cuyo materiales o hidrocarburos estén licuados a presión (líquidos sobre sus puntos de ebullición a presión atmosférica), preferentemente con aislamiento; manteniendo la zona con hojas de acero inoxidable y bandas de acero inoxidable.
- ◆ Instalar detectores de gas y fuego en los puntos correspondientes de acuerdo a NFPA.
- ◆ Desarrollar un estudio de explosiones BLEVE, para determinar los niveles de llenado y condiciones operativas más seguras.
- ◆ La ingeniería deberá considerar un análisis de la disposición de los venteos hacia un quemador (diseñado para este servicio) o el envío de estos a lugares lejanos y seguros.
- ◆ Realizar un estudio de análisis de riesgos a la instalación, que incluya; la identificación, evaluación y determinación de consecuencias de los eventos más

críticos (estos últimos deberán considerar un estudio de radiación por fuego en las áreas adyacentes).

Recomendaciones para prevenir BLEVES que resulten de daños mecánicos.

- ◆ Los Tanques que contienen materiales licuados a presión, deberán estar aislados o alejados de grúas con cargas suspendidas arriba o chimeneas, debido que estos escenarios presentan los mayores riesgos para tanques de almacenamiento fijos. En general, los equipos de construcción que operan frecuentemente deberán estar instalados fuera del radio equivalente a la altura de chimeneas o torres aledañas.

Recomendaciones para prevenir BLEVES que resulten por sobrellenado.

- ◆ Los accidentes por sobrellenado y sobrepresión, se han convertido en los menos frecuentes por la numerosa normatividad existente para el procedimiento operativo de llenado. Para este caso, los dispositivos de relevo apropiadamente especificados, instalados y probados constituyen elementos de alta seguridad para este tipo de incidentes. No obstante, debe tomarse en cuenta que los problemas por el taponamiento en los sistemas relevo, a hecho considerar a los diseñadores colocar discos de ruptura y válvulas de sobreflujo.

Recomendaciones para prevenir BLEVES que resulten de reacciones Runaway

- ◆ Todos los reactores deben suministrarse con instrumentación para medir la temperatura y la presión en todos los equipos de proceso que contengan materiales autoreactivos. Además el sistema debe contar con las provisiones para contrarrestar la sobrepresión o la sobretemperatura con sistemas de lodos o sistemas inhibidores. El sistema deberá tener, alarmas y válvulas de venteo operadas remotamente.

Recomendaciones para prevenir BLEVES que resulten de explosiones en el espacio vapor.

- ◆ Esta prevención es fundamental en contenedores con vapores licuados a presión. Prevenir la contaminación de materiales reactivos (tal como Hidrógeno con Cloro), empleando espacios de vapor inertizados con nitrógeno u otros gases no reactivos e instalar sistemas de supresión de explosiones; estas acciones resultan ser los métodos más confiables para evitar explosiones y posibles agravamientos de incidentes con relevos de vapores tóxicos o inflamables.

Recomendaciones para prevenir BLEVES que resulten por fallas mecánicas.

- ◆ Es de esperarse que no haya falla en los contenedores diseñados y probados adecuadamente; no obstante, deberán realizarse inspecciones periódicas internas y pruebas no destructivas y de emisión acústica para asegurar la integridad de los

contenedores (mantenimiento preventivo). La información obtenida en estas pruebas e inspecciones deben ser suficientes para asegurar una operación apropiada.

#### Recomendaciones generales.

- ◆ Construir las curvas de sobrecalentamiento empleando simuladores de proceso confiables para determinar la presión por encima de la cual existe la posibilidad termodinámica de BLEVE, con estos datos elaborar los diseños y determinar las presiones de ajuste para válvulas de seguridad y discos de ruptura, de tal forma que la temperatura del líquido no permita exceder los valores críticos.
- ◆ Cargar la sección líquida con partículas sólidas para generar lugares de nucleación e inducir una rápida ebullición en el volumen líquido provocaría una disminución en la presión (algunos experimentos han demostrado que esta idea no es viable, Buivid y Sussman (2) mostraron que los experimentos de la temperatura correspondiente a la línea límite de sobrecalentamiento no fue ampliamente afectada, aún cuando los líquidos fueron cargados con partículas hidrofóbicas o hidrofílicas suspendidas).
- ◆ Para casos críticos, considerar realizar estudios bibliográficos o experimentales sobre líquidos 'gelatinosos', término que se le da a los líquidos muy parecidos a la gel por el uso de muy pequeñas cantidades de agua helada o metanol. Aquí la fase sólida está compuesta por partículas muy finas (menores a un  $\mu\text{m}$ ) dispersadas homogéneamente a través del líquido; En este caso, el espacio entre los sitios de nucleación puede ser suficientemente pequeño para permitir una nucleación efectiva durante el evento de una caída de presión.
- ◆ Las medidas de prevención de BLEVE más frecuentes consideran el enfriamiento del contenedor lo cual se logra con el rocío de agua a través de las boquillas de aspersión o monitores; como se mencionó en su momento, este método sólo es aplicable para BLEVES causados por fuego. Debe considerarse que el agua es una fuente de calor cuando se aplica a un tanque que esta a baja temperatura o criogénico (es muy común el almacenamiento de gas licuado refrigerado). La aplicación de agua puede prevenir un BLEVE causado por fuego debido a que, una película de agua en la superficie del metal del contenedor, mantiene la temperatura por debajo de la temperatura de ebullición del agua.
- ◆ Para el caso particular de almacenamiento de Gas Licuado, no obstante que a condiciones ambientales este sea un gas, en una fuga de proporciones mayores, la expansión provocaría un enfriamiento capaz de generar líquidos que no evaporarían inmediatamente, estos "condensados" derramados podrían encharcarse debajo de las esferas ocasionando una fuente de ignición fija y de magnitud considerable. Esta posibilidad ha inducido a recomendar un contenedor en un terreno cuya pendiente sea de por lo menos un 1%, que permita dirigir al gas licuado derramado hacia un lugar seguro y alejado.

- ◆ Se recomienda un dique independiente para cada recipiente (algunas ocasiones y en función de la capacidad de los contenedores, conviene agruparlos). Estas obras, deben realizarse de acuerdo a las especificaciones indicadas en el punto 3.2 del API-2510 y el punto 2.4 del API 2510A.
- ◆ La mayoría de los accidentes catastróficos provocados por este fenómeno, se deben a un fuego externo; en diferentes publicaciones se ha recomendado aislar tanques (incluso con aislamiento ordinario) con el propósito de reducir la velocidad de calentamiento de los productos contenidos y de la placa de los recipientes afectados. Debe considerarse que esta acción, solo daría más tiempo al personal de seguridad para tomar las medidas de contingencia correspondientes, dicho periodo estaría en función de la proporción del incendio y del espesor y tipo de aislamiento instalado (así por ejemplo, una esfera sin aislar podría explotar en quince minutos, en cambio, una aislada podría tardar hasta una hora). Cabe aclarar que esta recomendación tiene las siguientes limitaciones:

Costo alto

Dificultad en la inspección mecánica de los recipientes

Acelerada corrosión externa.

Difficil instalación

Es importante mencionar, que esta recomendación se ha llevado a cabo principalmente en el aislamiento de carrotanques transportadores de Gas Licuado a Presión.

- ◆ Debido a que un suceso explosivo es ocasionado básicamente por una sobrepresión en el contenedor, podría mantenerse un recipiente alterno "vacío", para que de esta forma pueda depresurizarse el contenedor sometido a una eventualidad enviando el producto al contenedor disponible. Esta prevención es recomendada en muchas publicaciones, sin embargo presenta las siguientes desventajas:

La presión deberá reducirse hasta un 50% de la presión de diseño del contenedor en menos de 15 minutos (por lo que se requiere equipo electromecánico de alta capacidad).

Al trasegar el Gas LP a un lugar menos riesgoso, disminuye el nivel de líquido en el contenedor accidentado, disminuyendo al mismo tiempo el área mojada del mismo, de esta forma el material del recipiente en la sección no mojada se calienta más rápido adquiriendo mayor susceptibilidad a la falla.

Se pierde capacidad de almacenamiento.

- ◆ Se recomienda automatizar completamente las secciones de almacenamiento en contenedores, poniendo atención principalmente en lo siguiente: Las válvulas de corte en las tuberías de entrada y salida de los contenedores,

deberán abrir y cerrar en forma automática, remota y operar manualmente en el sitio instalado. Lo anterior deberá considerar los puntos 5.1.6.5.2, 5.1.7 y 6.6 del API 2510.

## **NUBES DE VAPOR**

Se considera que una sobrepresión mayor de 3 PSI ocasiona daños significativos, por lo que durante el diseño de edificios y equipos mayores, estos deberán mantenerse fuera de este perímetro.

Los equipos mayores y edificios afectados por ondas expansivas entre 1 y 3 PSI de presión, deberán estar diseñados para resistir una presión de 2 PSI.

Automatizar todo tipo de instalaciones y líneas de transporte con monitoreo y alarma de la variable presión en diferentes puntos.

Deberán instalarse detectores de gas en puntos críticos en instalaciones y líneas de transporte.

Instalar sistemas de paro por emergencia por alta y baja presión a la entrada y salida de líneas de transporte y todo tipo de instalaciones.

Se considera zona fuera de peligro, todos los puntos alejados de la periferia de 1 PSI.

Deben considerarse las medidas apropiadas de administración de riesgos para disminuir considerablemente los riesgos de explosión de una nube de vapor.

Se recomienda considerar una amplia separación entre grandes contenedores de almacenamientos o áreas de manufacturas y áreas residenciales.

Los diseñadores deben de considerar la posibilidad de explosión de una nube de vapor en el diseño del sitio y en su plano de localización general de equipo (es decir, deberá realizar un estudio de vientos para la instalación de sus plantas y equipos).

Los diseñadores deberán considerar la localización de los quemadores de venteos y desfuegos, de hornos y en general de todo equipo que maneje fuego directo.

# **ANEXOS**

- **ANEXO A DOCUMENTOS ÚTILES PARA LA EVALUACIÓN DE EXPLOSIONES DE NUBES DE VAPOR**
- **ANEXO B TEMPERATURA DE FLAMA ADIABÁTICA**
- **ANEXO C TERMODINÁMICA DE CALORES DE COMBUSTIÓN**
- **ANEXO D ECUACIONES TERMODINÁMICAS TÍPICAS**
- **ANEXO E MECANISMOS DE VAPORIZACIÓN (NUCLEACIÓN)**
- **ANEXO F RADIACIÓN TÉRMICA**
- **ANEXO G HOJAS DE SEGURIDAD PARA GAS L.P Y GASOLINAS**
- **ANEXO H BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA**

# **ANEXO A**

**DOCUMENTOS ÚTILES PARA LA EVALUACIÓN DE  
EXPLOSIONES DE NUBES DE VAPOR**

**TABLA A.1**

**VALORES TÍPICOS DE Z**

<b>SOBREPRESIÓN (PSI)</b>	<b>Z (Ft/Ton<sup>1/3</sup>)</b>
0.5	1291
1.0	800
2.0	485
3.0	400
5.0	292
7.0	240
10.0	200
20.0	161
30.0	120

LESS, FRANK "LOSS PREVENTION IN THE PROCESS INDUSTRIES" (18)

$$D_{OE} = Z(E)^{1/3}$$

$D_{OE}$  = DIÁMETRO DE LA ONDA EXPLOSIVA

E = ENERGÍA DESPRENDIDA POR LA EXPLOSIÓN (TON DE TNT)

Z = DISTANCIA ESCALADA PARA LA SOBREPRESIÓN CONSIDERADA (Ft/Ton<sup>1/3</sup>)



TABLA A.2

EFFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS

SOBREPRESIÓN	EFFECTOS EN REFINERIAS	EFFECTOS EN PLANTAS	EFFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFFECTOS EN HUMANOS
0.02			RUIDO MOLESTO (137 Db ) SI ES DE BAJA FRECUENCIA (10-15 Hz)	
0.03			ROMPIMIENTOS OCASIONALES DE VIDRIOS DE VENTANAS GRANDES CASI BAJO TENSION	
0.04			RUIDO ALTO (143 Db), FALLA DE VIDRIOS POR TRONIDO SÓNICO	
0.1			ROMPIMIENTO DE VENTANAS PEQUEÑAS BAJO TENSION	
0.15			PRESIÓN TÍPICA PARA FALLA DE VIDRIOS	
0.3	EDIFICIO DE MANTENIMIENTO: CAIDA DE TECHOS DE ASBESTO CORRUGADO. TORRE DE ENFRIAMIENTO DE AGUA: CAIDA DE LUMBRERAS DE ASBESTO CORRUGADO.	FALLA DE MAMPARAS EN TORRES DE ENFRIAMIENTO.	DISTANCIA DE SEGURIDAD PROBABILIDAD DE QUE UN 95 % DE LOS DAÑOS NO SON SERIOS DEBAJO DE ESTE VALOR. LÍMITE DE MISILES  ALGUNOS DAÑOS EN TECHOS DE CASAS Y 10% DE LAS VENTANAS DE VIDRIO ROTAS.	
0.4			PEQUEÑOS DAÑOS ESTRUCTURALES MENORES	

TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)

SOBREPRESION	EFECTOS EN REFINERIAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
0.5	CUARTO DE CONTROL (CONSTRUCCIÓN DE CONCRETO Y ESTRUCTURA DE FIERRO); ROTURA DE VENTANAS	CUARTO DE CONTROL (TECHO METÁLICO O DE CONCRETO); ROTURA DE VENTANAS Y MEDIDORES. FALLA DE MAMPARAS EN TORRES DE ENFRIAMIENTO.	GRANDES Y PEQUEÑAS VENTANAS SON GENERALMENTE DESTROZADAS DAÑOS OCASIONALES A LOS MARCOS DE LAS VENTANAS	
0.7			DANOS MENORES A ESTRUCTURAS DE CASAS	
1.0	CUARTOS DE CONTROL DE CONCRETO Y CON ESTRUCTURA DE FIERRO; DEFORMACIÓN DE LA ESTRUCTURA	CUARTO DE CONTROL DE TECHO METÁLICO Y DE CONCRETO; CONECTORES DAÑADOS POR COLAPSO DEL TECHO TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHO CÓNICO; COLAPSO DEL TECHO	DEMOLICIÓN PARCIAL DE CASAS HACIENDOLAS INHABITABLES	LAS PERSONAS SE SIENTEN GOLPEADAS
1.3			ESTRUCTURAS DE ACERO EN REVESTIMIENTO DE CONSTRUCCIONES, LIGERAMENTE DISTORSIONADA	
1.5	CUARTO DE CONTROL DE CONCRETO Y ESTRUCTURA DE FIERRO; DERRUMBE DE TECHO HORNO DE TUBOS FIJOS; LIGERO DESPLAZAMIENTO DE SU POSICIÓN ORIGINAL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE TECHO CÓNICO O FLOTANTE; LEVANTAMIENTO DE TANQUES VACIOS	CUARTO DE CONTROL DE TECHO METÁLICO O DE CONCRETO; COLAPSO DE TECHO TORRE DE ENFRIAMIENTO; PARTES INTERNAS DAÑADAS CUBÍCULO DE INSTRUMENTOS; ROTURA DE VENTANAS Y MEDIDORES	DESTRUCCIÓN DE ASBESTOS CORRUGADOS FALLAS SÚBITAS EN PÁNELES DE ALUMINIO Y ACERO CORRUGADO, SEGUIDA POR DOBLECES FALLAS SÚBITAS EN PANELES DE MADERA	

**TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)**

SOBREPRESION	EFECTOS EN REFINERIAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
2.0		<p>CALENTADOR: FRACTURA DE LADRILLOS</p> <p>REACTOR QUÍMICO: ROTURA DE VENTANAS Y MEDIDORES</p> <p>FILTROS: FALLA DE PAREDES DE CONCRETO</p>	<p>COLAPSO PARCIAL DE PAREDES Y TECHOS DE CASAS</p> <p>DESTRUCCIÓN DE PAREDES DE CONCRETO Y BLOKS NO REFORZADAS</p>	<p>RUPTURA DE TÍMPANOS PARA ALGUNAS PERSONAS</p>
2.3			<p>LIMITE BAJO DE DAÑOS ESTRUCTURALES SERIOS</p>	
2.5		<p>CALENTADOR: EL EQUIPO SE MUEVE Y LA TUBERÍA SE ROMPE</p>	<p>50 % DE DESTRUCCIÓN DE LADRILLOS DE UNA CASA</p>	
3.0	<p>EDIFICIO DE MANTENIMIENTO: DEFORMACIÓN DE LA ESTRUCTURA</p>	<p>TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE TECHO CÓNICO O FLOTANTE (50% DE LLENADO): EL EQUIPO SE LEVANTA</p>	<p>LAS MAQUINAS PESDAS DE NAVES INDUSTRIALES (3000 lb) SUFFREN PEQUEÑOS DAÑOS.</p> <p>LAS ARMADURAS DE LAS OBRAS SON DISTORSIONADAS Y ALEJADAS DE SUS BASES.</p>	

TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)

SOBREPRESION	EFECTOS EN REFINERIAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
3.5	<p>CUARTO DE CONTROL DE CONCRETO Y ESTRUCTURA DE FIERRO: DERRUMBE DE MUROS DE CONCRETO</p> <p>TORRE DE ENFRIAMIENTO DE AGUA: DERRUMBE DE LA TORRE</p> <p>TUBERÍA SOPORTADA POR ESTRUCTURA DE ACERO: DEFORMACIÓN DE LA ESTRUCTURA</p> <p>TUBERÍA SOPORTADA POR ESTRUCTURA DE CONCRETO: FRACTURAS EN LA ESTRUCTURA</p> <p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHOS CÓNICOS Y TECHOS FLOTANTES: LEVANTAMIENTO DE TANQUES LLENOS O MEDIO LLENOS, DEPENDIENDO DE SU CAPACIDAD</p>	<p>CUARTO DE CONTROL TECHO DE CONCRETO Ó METÁLICO: FALLA DE PAREDES DE CONCRETO</p> <p>TORRE DE ENFRIAMIENTO: FALLA DE PAREDES DE CONCRETO</p> <p>REACTOR CATALÍTICO: EL EQUIPO SE MUEVE Y LA TUBERÍA SE ROMPE</p> <p>SOPORTES DE TUBERÍA: MARCOS DEFORMADOS.</p>	<p>RUPTURA DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE ACEITE</p> <p>DEMOLICIÓN DE PÁNELES CONSTRUJIDOS DE ACERO AUTOSOPORTADOS</p>	
4.0	<p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHO CÓNICO O FLOTANTE: LEVANTAMIENTO DE TANQUES LLENOS Ó MEDIO LLENOS, DEPENDIENDO DE SU CAPACIDAD.</p>	<p>REACTOR QUÍMICO: PARTES INTERNAS DAÑADAS.</p>	<p>RUPTURA DE OBRAS DE REVESTIMIENTO DE LUZ INDUSTRIAL</p>	
4.5	<p>TORRE FRACCIONADORA (MONTADA SOBRE PEDESTAL DE CONCRETO): AFLOJAMIENTO DE TUERCAS DE ANCLAJE</p> <p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHOS CÓNICOS Y TECHOS FLOTANTES: LEVANTAMIENTO DE TANQUES LLENOS O MEDIO LLENOS, DEPENDIENDO DE SU CAPACIDAD</p>	<p>FILTROS: PARTES INTERNAS DAÑADAS</p> <p>MEDIDOR DE GAS: CARCAZA Y CAJAS DEFORMADAS</p> <p>TRANSFORMADOR ELÉCTRICO: DAÑO POR PROYECCIÓN DE PARTICULAS</p>		<p>DAÑO PULMONAR</p>

TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)

SOBREPRESION	EFECTOS EN REFINERIAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
5.0	<p>TORRE DE REGENERACION DE ESTRUCTURA DE ACERO: DEFORMACION DE LA COLUMNA</p> <p>EDIFICIO DE MANTENIMIENTO: DERRUMBE DE MUROS DE TABIQUE, DEFORMACION DE LA ESTRUCTURA</p> <p>TUBERIA SOPORTADA POR ESTRUCTURA DE CONCRETO: DERRUMBE DE LA ESTRUCTURA Y ROMPIMIENTO DE LINEAS</p> <p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHOS CONICOS Y TECHOS FLOTANTES: LEVANTAMIENTO DE TANQUES LLENOS O MEDIO LLENOS, DEPENDIENDO DE SU CAPACIDAD</p>	<p>CALENTADOR: UNIDAD DESTRUIDA</p> <p>REGENERADOR: MARCOS COLAPSADOS</p> <p>MOTOR ELÉCTRICO: DAÑO POR PROYECCIÓN DE PÁRTICULAS</p> <p>VENTILADOR: CARCAZA Y CAJAS DAÑADAS</p>	<p>RUPTURA DE POSTES DE MADERA PARA SERVICIOS TELEGRÁFICOS O TELEFÓNICOS</p> <p>ALTA PRESIÓN HIDRÁULICA EN CONSTRUCCIONES LIGERAMENTE DAÑADAS (40,000 Lb)</p> <p>DESTRUCCIÓN DE VIVIENDAS CERCANAS</p>	<p>DAÑO PULMONAR</p>
5.5	<p>TORRE RECTANGULAR (ESTRUCTURA DE CONCRETO): FRACTURA DE LA ESTRUCTURA DE CONCRETO.</p> <p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHOS CONICOS Y TECHOS FLOTANTES: LEVANTAMIENTO DE TANQUES LLENOS O MEDIO LLENOS, DEPENDIENDO DE SU CAPACIDAD</p>	<p>SOPORTES DE TUBERIA: MARCOS COLAPSADOS, TUBERIA ROTA</p> <p>COLUMNA FRACCIONADORA: MARCOS ROTOS</p>		

TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)

SOBREPRESIÓN	EFECTOS EN REFINERÍAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
6.0	<p>UNIDAD DE RECUPERACION DE VAPOR (CON ESTRUCTURA RECTANGULAR DE ACERO): DERRUMBE DE LA ESTRUCTURA</p> <p>HORNOS DE TUBOS FIJOS: CAIDA DE CHIMENEAS</p> <p>TUBERÍAS SOPORTADAS POR ESTRUCTURA DE ACERO: DERRUMBE DE LA ESTRUCTURA Y ROMPIMIENTO DE LA TUBERÍA</p> <p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHOS CÓNICOS Y TECHOS FLOTANTES: LEVANTAMIENTO DE TANQUES LLENOS O MEDIO LLENOS, DEPENDIENDO DE SU CAPACIDAD</p>	<p>CUBICULO DE INSTRUMENTOS: UNIDAD DESTRUIDA</p> <p>RECIPIENTE HORIZONTAL A PRESIÓN: MARCOS DEFORMADO, EL EQUIPO SE MUEVE Y LA TUBERÍA SE ROMPE</p> <p>REGULADOR DE GAS: EL EQUIPO SE MUEVE Y LA TUBERÍA SE ROMPE</p>		<p>RUPTURA DE TÍMPANOS PARA EL 50 % DE PERSONAS</p>
6.5	<p>HORNO DE TUBOS FIJOS: DERRUMBE DEL HORNO</p> <p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHOS CÓNICOS Y TECHOS FLOTANTES: LEVANTAMIENTO DE TANQUES LLENOS O MEDIO LLENOS, DEPENDIENDO DE SU CAPACIDAD</p>	<p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHO CÓNICO O FLOTANTE (LLENADO AL 90%): EQUIPO LEVANTADO</p> <p>REACTOR QUÍMICO: MARCOS COLAPSADOS</p> <p>COLUMNA DE EXTRACCIÓN: EL EQUIPO SE MUEVE Y LA TUBERÍA SE ROMPE</p>		

TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)

SOBREPRESION	EFECTOS EN REFINERIAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
7.0	<p>TORRE RECTANGULAR CON ESTRUCTURA DE CONCRETO: DERRUMBE DE LA ESTRUCTURA Y LA TORRE</p> <p>TORRE DE VACIO OCTAGONAL DE ESTRUCTURA DE CONCRETO: FRACTURA DE LA ESTRUCTURA</p> <p>TORRE FRACCIONDORA MONTADA SOBRE PEDESTAL DE CONCRETO: CAIDA DE LA TORRE</p> <p>TORRE DE REGENERACION DE ESTRUCTURA DE ACERO: CAIDA DE LA TORRE</p> <p>TANQUE DE ALMACENAMIENTO ESFERICO: DEFORMACION DE LA ESTRUCTURA EN TANQUES LLENOS</p>	<p>REACTOR CATALITICO: PARTES INTERNAS DAÑADAS.</p> <p>COLUMNA FRACCIONADORA: UNIDAD DESTRUIDA</p>	<p>VAGONES DE CARGA DE TREN SON VOLTEADOS</p> <p>PANELES DE LADRILLO DE 8 A 12 PLG DE ESPESOR NO REFORZADOS PRESENTAN FALLAS POR FRACTURA O FLEXION.</p>	
7.5	<p>TORRE DE VACIO OCTAGONAL DE ESTRUCTURA DE CONCRETO: RUPTURA DEL ANCLAJE DE LA TORRE Y CAIDA DE LA MISMA</p> <p>TANQUES DE ALMACENAMIENTO ESFERICO: DEFORMACION DE LA ESTRUCTURA EN TANQUES VACIOS</p>	<p>REGENERADOR: UNIDAD DESTRUIDA</p> <p>TRANSFORMADOR ELÉCTRICO: LINEAS DE FUERZA DAÑADAS</p> <p>TURBINA DE VAPOR Y CAMBIADORES DE CALOR: EL EQUIPO SE MUEVE Y LA TUBERIA SE ROMPE</p>		
8.0	<p>REACTOR RECTANGULAR DE CRACKING CATALITICO DE ESTRUCTURA DE CONCRETO: FRACTURA DE LA ESTRUCTURA</p>	<p>TANQUE DE ALMACENAMIENTO ESFERICO: EL EQUIPO SE MUEVE Y LA TUBERIA SE ROMPE</p>		

**TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)**

SOBREPRESIÓN	EFECTOS EN REFINERÍAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
8.5	TORRE DE REGENERACIÓN DE ESTRUCTURA DE CONCRETO: FRACTURA DE LA ESTRUCTURA	REACTOR QUÍMICO: UNIDAD DESTRUÍDA MOTOR ELÉCTRICO: LÍNEAS DE FUERZA DAÑADAS RECIPIENTE HORIZONTAL A PRESIÓN: UNIDAD DESTRUÍDA CAMBIADOR DE CALOR: UNIDAD DESTRUÍDA	TRENES CARGADOS CON CARROS-CAJA SON COMPLETAMENTE DEMOLIDOS	
9.0	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ESFÉRICO: DERRUMBE DE TANQUES LLENOS	FILTRO: LA UNIDAD SE MUEVE DE SUS CIMIENTOS		
9.5	DESISOBUTANIZADOR MONTADO SOBRE PEDESTAL Y ZAPATAS: CAÍDA DEL REACTOR TANQUE DE ALMACENAMIENTO ESFÉRICO: DERRUMBE DE TANQUES VACÍOS	CUARTO DE CONTROL CON TECHO DE CONCRETO: UNIDAD DESTRUÍDA TRANSFORMADOR ELÉCTRICO: UNIDAD DESTRUÍDA VENTILADOR: UNIDAD DESTRUÍDA REGULADOR DE GAS: CONTROLES DAÑADOS. CARCAZA Y CAJA DAÑADAS COLUMNA DE EXTRACCIÓN: LA UNIDAD SE MUEVE DE SUS CIMIENTOS	PROBABLE DESTRUCCIÓN TOTAL DE CONSTRUCCIONES LA MAQUINARIA DE HERRAMIENTA PESADA (7000 Lb) ES MOVIDA Y DAÑADA. MAQUINARIA DE HERRAMIENTA MUY PESADA (12,000 Lb) PERMANECE	OCACIONA LA MUERTE A ALGUNAS PERSONAS
10.0	CUARTO DE CONTROL CONSTRUCCIÓN DE CONCRETO Y ESTRUCTURA DE FIERRO: DERRUMBE DE ESTRUCTURA DE FIERRO			



TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)

SOBREPRESION	EFECTOS EN REFINERIAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
12	<p>REACTOR RECTANGULAR DE CRACKING CATALITICO DE ESTRUCTURA DE CONCRETO: DERRUMBE DE LA ESTRUCTURA Y DE LA TORRE</p>	<p>FILTRO, REACTOR CATALITICO Y COLUMNA DE EXTRACCION: UNIDAD DESTRUIDA</p> <p>TURBINA DE VAPOR: CONTROLES DAÑADOS</p> <p>RECIPIENTE VERTICAL A PRESION: EL EQUIPO SE MUEVE Y LA TUBERIA SE ROMPE</p> <p>BOMBA: LINEAS DE FUERZA DAÑADAS</p>		
14.0		<p>TURBINA DE VAPOR: TUBERIA ROTA</p> <p>TANQUE DE ALMACENAMIENTO (ESFERICO): FALLA DE ABRAZADERAS Y SOPORTES</p> <p>RECIPIENTE VERTICAL A PRESION: UNIDAD DESTRUIDA</p>		

**TABLA A.2 EFECTOS DE LAS DIVERSAS PRESIONES DE ONDAS EXPANSIVAS (cont.)**

SOBREPRESIÓN	EFECTOS EN REFINERIAS	EFECTOS EN PLANTAS	EFECTOS EN OBRAS EN GENERAL	EFECTOS EN HUMANOS
16.0	TORRE DE REGENERACIÓN DE ESTRUCTURA DE CONCRETO: DERRUMBE DE LA ESTRUCTURA Y DE LA TORRE	TANQUE DE ALMACENAMIENTO ESFÉRICO: UNIDAD DESTRUIDA BOMBA: LA UNIDAD SE MUEVE EN SUS CIMIENTOS		MUERE EL 50% DE LAS PERSONAS
20		TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE TECHO FLOTANTE: COLAPSO DEL TECHO		MUERE EL 100% DE LAS PERSONAS
>20		MOTOR ELÉCTRICO: LA UNIDAD SE MUEVE DE SUS CIMIENTOS TURBINA DE VAPOR: LA UNIDAD SE MUEVE DE SUS CIMIENTOS		
300			LIMITE DE REBORDE DE CRÁTERES	

LESS, FRANK "LOSS PREVENTION IN THE PROCESS INDUSTRIES" (18)

# **ANEXO B**

**TEMPERATURA DE FLAMA ADIABÁTICA**

## TEMPERATURA DE FLAMA ADIABÁTICA

Se llama temperatura de flama adiabática, aquella temperatura en la que los productos de una reacción de combustión adiabática no registran ningún trabajo, cambio de energía cinética o potencial.

Debido a que se considera que no hay pérdidas de energía durante el proceso, resulta ser entonces la máxima temperatura que puede alcanzarse durante la combustión para los reactivos, y debido a que la combustión es completa, también para los productos.

Una mezcla aire-hidrocarburo, al 100% de eficiencia, determinaría la máxima temperatura, sin embargo en términos reales, esta eficiencia tiende a alcanzarse con un exceso de aire, por lo que finalmente este exceso controlaría la temperatura de flama adiabática.

La temperatura de flama adiabática se calcula a través de los calores de formación y la aplicación de la primera ley de la termodinámica en la que:

$$Q + \sum n_i h_i = W + \sum n_e h_e$$

Donde 'i' y 'e' hacen referencia a los reactivos y productos respectivamente. Como, por un lado 'Q' y 'W' es cero, de acuerdo al concepto de flama adiabática y, la temperatura se incrementa con la combustión, entonces:

$$\sum n_i [h_f^\circ + \Delta h]_i = \sum n_e [h_f^\circ + \Delta h]_e$$

En donde la parte izquierda de la ecuación, representa la entalpía de los reactivos (recuérdese que se asigna arbitrariamente el valor cero a la entalpía de los elementos a 25 °C y 1 atm.) y la parte derecha a la entalpía de los productos.  $\Delta h$  se refiere, al incremento de la entalpía de la temperatura de referencia a la temperatura de flama adiabática, su estimación sería de la ecuación termodinámica típica:

$$\Delta h = \int_{T_0}^{T_{adlab}} C_p dT$$

Donde  $C_p$  es  $f(T)$ , y esta ecuación se puede integrar de acuerdo a las ecuaciones de cálculo de  $C_p$  que para cada componente se indican en el anexo "D", los datos de los calores de formación pueden obtenerse del anexo "C" de este trabajo.

Luego el procedimiento a seguir sería el siguiente:

- Calcular la entalpía de los reactivos e igualarla con la de los productos.
- Suponer una temperatura de flama adiabática y evaluar el cambio entálpico de los productos ' $\Delta h_e$ ', debido al cambio de la temperatura.
- Resolver por aproximaciones sucesivas hasta encontrar la temperatura.

# **ANEXO C**

**TERMODINÁMICA DE CALORES DE COMBUSTIÓN**

## TERMODINÁMICA DE CALORES DE COMBUSTIÓN

Normalmente las reacciones químicas van acompañadas por la emisión o absorción de calor (exotérmica ó endotérmica respectivamente) de acuerdo a las diferencias estructurales moleculares, es decir, a la energía de los productos y reactivas; así, si los reactivas contienen más energía la reacción será exotérmica, y si el caso es el contrario, será necesario proporcionar energía para que se logre la reacción.

Debido a que existe una infinidad de reacciones químicas posibles, sería imposible contar con un acervo bibliográfico que nos diera la energía requerida o resultante de cualquier reacción química, por lo cual se cuenta con métodos para calcular la resultante térmica para cada reacción a partir del conocimiento energético específico de los materiales formados y la materia prima constitutiva de estos.

Por otro lado, el calor necesario para una determinada reacción, depende principalmente de las temperaturas de los reactivas y productos; para tener una base consistente de datos, con la finalidad de obtener los efectos térmicos de una reacción, se considera que estos procesos son estándar, lo que significa que los productos se restauran a la misma temperatura que los reactivas.

Al considerarse, que el cambio entálpico es igual que el calor absorbido a emitido ( $Q = \Delta H$ ) y que  $\Delta H$  es una propiedad, entonces el calor de reacción solamente dependerá de la condición inicial y final del sistema, es decir de los estados estándar de los reactivas y los productos.

El concepto entálpico considera 2 factores fundamentales, el primero basado en que todo material posee una determinada cantidad de energía calorífica; razón por la cual las sustancias pueden variar su temperatura (en el cero absoluto, no hay energía calorífica); el segundo referido a su energía química interna. Entre ambos conforman el contenido calorífico total de una sustancia ó entalpía ( $\Delta H = \Delta E + W = Q$ ).

Al establecerse un punto de referencia o estándar, a partir del cual se mide para cada compuesto formado el contenido calorífico, se esta determinando lo que se conoce como calor de formación. Así, la reacción de formación se define cómo el mecanismo que forma un solo compuesto a partir de loa elementos que lo constituyen.

Para el caso de explosiones en la industria petrolera, resulta dentro de lo más típico, emplear calores estándar de combustión. Las reacciones de

combustión, se definen como un mecanismo entre un elemento ó compuesto y el oxígeno para formar productos de combustión específicos.

Para hidrocarburos, los productos son dióxido de carbono y agua (siendo el estado del agua líquido ó vapor). Cualquier tabla de calores estándar de combustión, debe ir acompañada de una descripción completa de los productos de combustión de los estados estándar.

En la tabla C-1, se presentan algunos de estos valores (18,19), en donde se indican los calores de formación ( $\Delta H_f^\circ$ ) y de combustión ( $\Delta H_c^\circ$ ) para los hidrocarburos más comunes y algunos compuestos orgánicos misceláneos:



## TABLA C-1 "CALORES DE FORMACIÓN Y COMBUSTIÓN" (18)

A 25°C EN CAL/ g-MOL

PARA REACCIONES DE COMBUSTIÓN, LOS PRODUCTOS SON H<sub>2</sub>O (l) Y CO<sub>2</sub> (g)

SUSTANCIA	FÓRMULA	ESTADO	$\Delta H^{\circ}_{f,298}$	$\Delta H^{\circ}_{c,298}$
METANO	CH <sub>4</sub>	G	-17,889	212,800
ETANO	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	G	-20,236	372,820
PROPANO	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	G	-24,820	530,600
N-BUTANO	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	G	-30,150	687,640
N-PENTANO	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	G	-35,000	845,160
N-HEXANO	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	G	-39,960	1,002,570
Incrementa por átomo de C, por encima de C <sub>6</sub>		G	-4925	157,440
ETILENO	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	G	12,496	337,150
PROPILENO	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	G	4,879	491,990
1-BUTENO	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	G	-30	649,380
1-PENTENO	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	G	-5,000	806,700
1-HEXENO	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	G	-9,960	964,240
Incrementa por átomo de C, por encima de C <sub>6</sub>		G	-4,925	157,440
ACETALDEHIDO	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	G	-39,760	-
ÁCIDO ACÉTICO	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	L	-116,400	
ACETILENO	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	G	54,194	310,620
BENCENO	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	G	19,820	789,080
BENCENO	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	L	11,720	780,980
1,3-BUTADIENO	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	G	26,330	607,490
CICLOHEXANO	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	G	-29,430	944,770
CICLOHEXANO	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	L	-37,340	936,860
ETANOL	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	G	-56,030	
ETANOL	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	L	-66,200	
ETILBENCENO	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	G	7,120	1,101,130
ETILEN GLICOL	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	L	-108,580	
ÓXIDO DE ETILENO	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	G	-12,190	
METANOL	CH <sub>4</sub> O	G	-48,050	
METANOL	CH <sub>4</sub> O	L	-57,110	

METILCICLOHEXANO	C7H14	G	-36,990	1,099,580
METILCICLOHEXANO	C7H14	L	-45,450	1,091,130
ESTIRENO	C8H8	G		1,060,900
TOLUENO	C7H8	G		943,580
TOLUENO	C7H8	L		934,500

Los valores de calor de reacción, deberán ajustarse a las temperaturas correspondientes, una vez que se conocen los valores a 25 °C a través de :

$$\Delta H^{\circ}_T = \Delta H^{\circ}_R + \Delta H^{\circ}_{298} + \Delta H^{\circ}_P$$

$\Delta H^{\circ}_T$  = Calor estándar de reacción a una temperatura T superior a 25 °C.

$$\Delta H^{\circ}_R = \sum_T^{298} (n_f C^{\circ}_p dT) \quad (\text{Reactivas})$$

$$\Delta H^{\circ}_P = \sum_T^{298} (n_f C^{\circ}_p dT) \quad (\text{Productos})$$

# **ANEXO D**

## **ECUACIONES TERMODINÁMICAS TÍPICAS**

## D.1 ECUACIONES TERMODINÁMICAS TÍPICAS

NOMBRE Ó TEMA	ECUACIÓN	OBSERVACIONES
PRIMERA LEY DE LA TERMODINÁMICA	$\Delta E + \Delta E_C + \Delta E_P = \pm Q \pm W$ $dE = dQ + dW$	<ul style="list-style-type: none"> <li>EL CALOR Y EL TRABAJO, SON ENERGÍAS EN TRÁNSITO.</li> </ul>
ENTALPIA	$\Delta H = \Delta E + \Delta(PV)$ $\Delta H = \Delta E + W = Q$ $W = \int_{V_1}^{V_2} PdV$	
PROCESO A VOLUMEN CONSTANTE (ISOMÉTRICO)	$dE = dQ = CvdT$	<ul style="list-style-type: none"> <li>ECUACIÓN PARA GAS IDEAL</li> <li>DV = DW = 0</li> </ul>
PROCESO A PRESIÓN CONSTANTE (ISOBÁRICO)	$dH = dQ = CpdT$ $dH = dE + RdT$ $Cp = Cv + R$	<ul style="list-style-type: none"> <li>ECUACIÓN A PRESIÓN CONSTANTE REVERSIBLE</li> <li>COMO LA ENERGÍA DE UN GAS IDEAL DEPENDE SOLO DE SU TEMPERATURA, SU ENENTALPIA ES TAMBIÉN UNA FUNCIÓN DIRECTA DE ESTA (H = E + RT).</li> </ul>
PROCESO A TEMPERATURA CONSTANTE (ISOTÉRMICO)	$dE = dQ - dW = 0$ $Q = W = RT \cdot \ln(P_1/P_2)$ $P_1/P_2 = V_2/V_1$	<ul style="list-style-type: none"> <li>SUPONIENDO GAS IDEAL, Y DEBIDO A QUE SU ENERGÍA INTERNA NO PUEDE CAMBIAR EN ESTOS PROCESOS.</li> </ul>
PROCESO ADIABÁTICO (dQ = 0)	$dE = -dW = -PdV$ $\gamma = 1 + R/Cv$ $T_2/T_1 = (V_1/V_2)^{\gamma-1}$ $T_2/T_1 = (P_2/P_1)^{(1/\gamma)}$ $P_1V_1^\gamma = P_2V_2^\gamma = \text{CTE}$ $W = -\Delta E = -Cv\Delta T$ $W = [P_1V_1 - P_2V_2]/(\gamma - 1)$ $W = [P_1V_1/(\gamma - 1)][1 - (P_2/P_1)^{(1/\gamma)}]$	<ul style="list-style-type: none"> <li>NORMALMENTE <math>\gamma</math> ES CONSTANTE</li> <li>APLICABLE PARA SISTEMAS DE GAS IDEAL, ADIABÁTICO Y REVERSIBLE.</li> </ul>
PROCESO POLITRÓPICO	$dE = dQ - dW \quad \Delta E = Q - W$ $dW = PdV \quad W = \int PdV$ $dE = CvdT \quad \Delta E = \int CvdT$ $dH = CpdT \quad \Delta H = \int CpdT$	<ul style="list-style-type: none"> <li>NO HAY CONDICIONES ESPECÍFICAS, APARTE DE LA REVERSIBILIDAD.</li> <li>SE APLICAN LAS ECUACIONES GENERALES PARA GASES IDEALES.</li> </ul>
COMBINANDO LA PRIMERA LEY Y LA SEGUNDA LEY DE LA TERMODINÁMICA	$dE^t = dQ - dW$ $dQ = TdS^t$ $dE^t = TdS^t - PdV^t$	<ul style="list-style-type: none"> <li>EL EXPONENTE "t" DENOTA, EL VALOR TOTAL DE UNA PROPIEDAD EXTENSIVA, PARA DISTINGUIRLA DEL VALOR DE UN MOL Ó UNA UNIDAD DE MASA.</li> <li>APLICABLE EN UN SISTEMA CERRADO</li> </ul>

NOMBRE O TEMA	ECUACIÓN	OBSERVACIONES
ENERGÍA LIBRE DE HEMHOLTZ	$A^t = E^t - TS^t$	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ A<sup>t</sup>, ES UNA PROPIEDAD PARA APLICACIONES DE SOLUCIONES TERMODINÁMICAS.</li> </ul>
ENERGÍA LIBRE DE GIBS	$G^t = H^t - TS^t$	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ G<sup>t</sup>, ES UNA PROPIEDAD PARA APLICACIONES DE SOLUCIONES TERMODINÁMICAS</li> <li>▪ ECUACIÓN FUNDAMENTAL PARA EL EQUILIBRIO DE FASES Y EL EQUILIBRIO QUÍMICO.</li> </ul>

## D.2 CAPACIDADES CALORÍFICAS DE HIDROCARBUROS EN ESTADO DE GAS IDEAL

Constantes para la ecuación  $C_p = \alpha + \beta T + \gamma T^2$ , donde T está en °K y Cp en Btu/lb mol °F o Cal/g mol °C.

Rango: 298 a 1500 °K.

SUSTANCIA	FÓRMULA	$\alpha$	$\beta \times 10^3$	$\gamma \times 10^6$
METANO	CH <sub>4</sub>	3.381	18.044	-4.300
ETANO	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2.247	38.201	-11.049
PROPANO	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.410	57.195	-17.533
N-BUTANO	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3.844	73.350	-22.655
N-PENTANO	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	4.895	90.113	-28.039
N-HEXANO	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	6.011	106.746	-33.363
N-HEPTANO	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	7.094	123.447	-38.719
N-OCTANO	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	8.163	140.217	-44.127
Incrementa por átomo de C, por encima de C8		1.097	16.667	-5.338
ETILENO	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2.830	28.601	-8.726
PROPILENO	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	3.253	45.116	-13.740
1-BUTENO	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	3.909	62.848	-19.617
1-PENTENO	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	5.347	78.990	-24.733
1-HEXENO	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	6.399	95.752	-30.116
1-HEPTENO	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	7.488	112.440	-35.462
1-OCTENO	C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	8.592	129.076	-40.775
Incrementa por átomo de C, por encima de C8		1.097	16.667	-5.338
ACETALDEHIDO	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	3.364	35.722	-12.236
ACETILENO	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	7.331	12.622	-3.889
BENCENO	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	-0.409	77.621	-26.429
1,3-BUTADIENO	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	5.432	53.224	-17.649
CICLOHEXANO	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	-7.701	125.675	-41.584
ETANOL	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	6.990	39.741	-11.926
METANOL	CH <sub>4</sub> O	4.394	24.274	-6.855
TOLUENO	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0.576	93.493	-31.227

# **ANEXO E**

**MECANISMOS DE VAPORIZACIÓN  
(NUCLEACIÓN)**

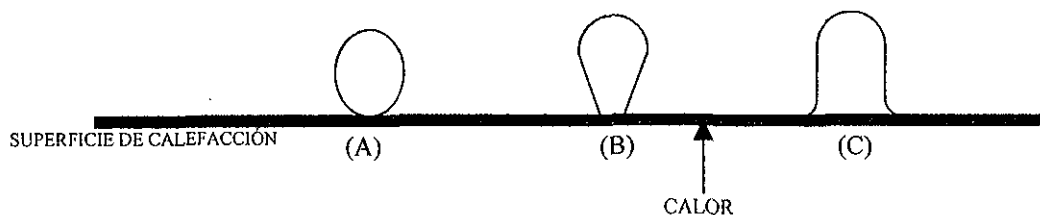
## MECANISMOS DE VAPORIZACIÓN (NUCLEACIÓN)

Al transmitirse calor a un líquido contenido en un recipiente, parte de esta energía se consume formando pequeñas burbujas de vapor distribuidas al azar en la superficie del recipiente, el resto de calor entra por convección al líquido no evaporado. Cuando la fuerza ascensorial o de flotación de la burbuja es mayor que las fuerzas de adhesión o tensión superficial de la burbuja al recipiente, esta se libera subiendo a la superficie de este (cuando la burbuja es de un tamaño lo suficientemente grande para que las fuerzas de flotación sean mayores a la de tensión superficial). La ebullición del líquido continúa bajo este mecanismo, observándose entonces, que la temperatura del líquido es mayor que su temperatura de saturación.

Esto es provocado por la geometría esférica de la burbuja, la que ocasiona fuerzas de superficie en el líquido, de tal manera que la presión de equilibrio de este resulta ser mayor que la presión de saturación dentro de la burbuja, por lo tanto la temperatura del líquido podría ser mayor que la de la burbuja, ocasionando, que parte del calor del líquido fluya entonces hacia la burbuja. Lógicamente el número de puntos en los que se produce la burbuja depende de la lisura de la superficie del recipiente, aumentando este número con la rugosidad (debido a que ofrece mayor área).

De acuerdo a lo anterior, lo más factible es encontrar líquido sobrecalentado cerca de la superficie de calentamiento, por otro lado se ha encontrado que la diferencia entre la temperatura del líquido sobrecalentado y la temperatura de saturación de la burbuja es menor para superficies rugosas que las lisas.

En la siguiente figura (16), puede apreciarse la influencia de la tensión superficial en el crecimiento de una burbuja ( los derivados del petróleo tienen tensiones superficiales en el orden de 20 a 25 dinas/Cm)





El comportamiento de las burbujas para diferentes tensiones se describe de acuerdo a cada inciso como sigue:

- A) Si la tensión superficial del líquido es baja, tiende a mojar la superficie del contenedor, de manera que la burbuja es fácilmente ocluida por el líquido y asciende.
- B) Para algunos líquidos existe un equilibrio momentáneo entre la burbuja y la pared del recipiente, de manera que es necesario formar una burbuja más grande antes de que las fuerzas de flotación la liberen de la superficie del contenedor.
- C) Finalmente, existen burbujas con una alta influencia de la tensión superficial, estas deberán crecer aun más, para que la fuerza de flotación supere a la de adherencia.

Ya que hay un predominio de vapor en la superficie del contenedor en contacto con la fuente de calor, debido a que existe una alta y rápida transmisión de calor con los fluidos pegados a la pared; es un hecho que muy poco líquido tiene contacto con la superficie caliente, dado que el vapor forma una resistencia al paso de calor hacia el líquido, reduciendo el coeficiente de película para la vaporización, a medida que la diferencia de temperatura aumenta.

Cuando la vaporización se efectúa directamente en la superficie calefactora, se llama ebullición nuclear y cuando toma lugar a través de la película de gas de interferencia se llama ebullición en película.

Finalmente, los factores que afectan la velocidad de transferencia de calor son:

- La naturaleza de la superficie y distribución de las burbujas.
- Las propiedades del líquido tales como tensión superficial, coeficiente de expansión y viscosidad.
- La influencia de la diferencia de temperatura sobre el crecimiento y empuje de las burbujas

# **ANEXO F**

**RADIACIÓN TÉRMICA**

## RADIACIÓN TÉRMICA

El calor relevado de cualquier tipo de fuego es transmitido a los alrededores por convección o radiación térmica; la radiación térmica es una emisión de ondas electromagnéticas que cubren un amplio espectro de longitudes de onda, de las cuales solamente las ondas con frecuencia por encima del infrarrojo con longitudes de .75 a 400 micrones son importantes en la transferencia de calor radiante. Esta es, el resultado neto de la radiación emitida por sustancias radiantes como H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub> y hollín. Se considera que la energía radiante se origina dentro de las moléculas del cuerpo radiante, los átomos de cuyas moléculas vibran en un movimiento armónico simple como osciladores lineales; bajo esta hipótesis, la emisión de energía radiante representa una disminución en las amplitudes de vibraciones dentro de las moléculas, mientras que la absorción de energía representa un aumento; a mayor temperatura mayor energía radiante de una sustancia, en tanto que en el cero absoluto de temperatura el movimiento molecular cesa por lo que no hay radiación. La cantidad de energía radiante emitida por un sólido es función de la superficie del cuerpo, en tanto que la radiación incidente en un cuerpo sólido se absorbe en su superficie.

Algunas de las propiedades de la radiación son las siguientes:

### 1. Potencia emisiva

Es la potencia total radiada saliendo de la superficie del fuego por unidad de área y tiempo. puede calcularse usando la ley de Stefan, que da la radiación de un cuerpo negro con relación a su temperatura; debido a que el fuego no es un cuerpo negro perfecto, la potencia emisiva es una fracción ( $\epsilon$ ) de la radiación de un cuerpo negro.

$$e = \epsilon \sigma T^4$$

e=Potencia emisiva

T=Temperatura del fuego

$\epsilon$ =Emisividad

$\sigma$ =Constante de Stefan-Boltzmann =  $5.67 \cdot 10^8$  w/m<sup>2</sup>/k<sup>4</sup>

El uso de la ley Stefan-Boltzmann para calcular la radiación requiere el conocimiento de la temperatura del fuego y emisividad.

Duiser, calculó la potencia emisiva de la velocidad de combustión y relevo de calor como un estimado conservador, el usa una fracción radiante de 0.35 proponiendo la siguiente ecuación para calcular la potencia emisiva del fuego de un derrame.

$$E = (0.35m''hc)/(1+4h_f d_f)$$

donde:  $e$  = potencia emisiva ( $w/m^2$ )

$m''$  = velocidad de combustión por unidad de área ( $kg/m^2/s$ )

$hc$  = calor de combustión ( $j/kg$ )

$h_f$  = altura de flama (m)

$d_f$  = diámetro de la flama (m)

0.35 =fracción de radiación f

El cálculo de la potencia emisiva superficial de un fuego en un derrame de propano, se estimó por este procedimiento igual a  $98 \text{ kw/m}^2$ . La potencia emisiva superficial de un BLEVE se considera el doble de la correspondiente a un fuego por derrame.

Las potencias emisivas superficiales de Fireballs dependen principalmente de la cantidad de combustible y presión justo antes del relevo.

## 2. Emisividad

La fracción de radiación de un cuerpo negro emitida por un fuego es llamada emisividad. La emisividad está determinada primero por la adsorción y la radiación de los productos de la combustión en fuegos y en segundo lugar, por la longitud de onda de la radiación. Los coeficientes de extinción de la adsorción de la radiación son independientes de la longitud de onda, la emisividad del fuego puede ser escrita como:

$$\varepsilon = 1 - \exp(-kx_f)$$

$\varepsilon$  = emisividad

$x_f$  = longitud del haz de radiación en flamas = (m)

$k$  = coeficiente de extinción ( $m^{-1}$ )

Para una Fireball,  $x_f$  puede ser reemplazado por el diámetro del fuego, donde la emisividad en grandes fuegos se aproxima a la unidad.

### 3. Transmisividad

La atenuación atmosférica es la consecuencia de la absorción de radiación por el ambiente presente entre el receptor y el emisor. Para la radiación térmica la absorción atmosférica es fundamental debido al vapor de agua y en menor grado al bióxido de carbono. La absorción también depende de la longitud de onda radiante y por tanto de la temperatura del fuego.

$$\tau = 1 - \alpha_w - \alpha_c$$

$\tau$  = transmisividad

$\alpha_w$  = factor de absorción radiante para vapor de agua

$\alpha_c$  = factor de absorción radiante para bióxido de carbono

Ambos factores dependen respectivamente de las presiones de vapor parciales y de la distancia a la fuente de radiación. La presión parcial del  $CO_2$  en la atmósfera es igual a 30 Pa, en tanto que la del agua varía con la humedad.

Moorhouse y pritchard presentaron la siguiente relación para aproximar la transmisividad de radiación infrarrojo de flamas de hidrocarburos a la atmósfera

$$\tau = 0.998^x$$

En donde  $x$  = distancia a la fuente; esta ecuación es válida para distancias por encima de 300m.

Otros autores, presentan gráficas para transmisividad dependiendo solo de la humedad relativa del aire, la gráfica se aproxima a:

$$\tau = \log(1.41rh^{-0.108} x^{-0.13})$$

$\tau$  = transmisividad

$x$  = distancia

$rh$  = humedad relativa

Esta ecuación no debe ser usada para humedades relativas menores de 20%; Este cálculo coincide en distancias mayores a 500m, con los valores calculados de acuerdo al procedimiento sugerido por Duiser(1989). Algunas publicaciones definen las constantes de atenuación para fuegos de hidrocarburos en la atmósfera que pueden variar de .0004(1/m) para un día claro a .01(1/m) para un día nublado, el valor medio sugerido por los autores es de .0007 (1/m), que da una transmisividad de:

$$\tau = \exp(-.0007x)$$

Esta ecuación da los valores transmisividad mas grandes que aquellos calculados con los métodos descritos anteriormente. Para condiciones de baja humedad, en que partículas polvosas o nebulosas son la principal causa de atenuación, una aproximación conservativa es suponer  $\tau=1$ .

#### 4. Factor de configuración

El factor de configuración geométrica o de vista, es la fracción de la radiación que cae directamente sobre el blanco receptor. El factor de vista depende de las formas del fuego y el blanco receptor y la distancia entre ellos.

Si  $f_{12}$  es la fracción de radiación que incide directamente sobre la superficie de un receptor y la superficie de emisión es igual a  $a_1$ ; la radiación incidente sobre el área receptora del blanco  $a_2$  es entonces:

$$a_1 e f_{12} = a_2 q_2$$

Donde:

$e$  = Potencia emisiva de la superficie emisora

$q_2$  = Radiación incidente en la superficie receptora

La aplicación de la relación recíproca  $a_1 f_{12} = a_2 f_{21}$  deduce la fracción de radiación recibida por el blanco (aparte de la atenuación atmosférica y emisividad) para ser expresada como:

$$q_2 = F_{21} E$$

Donde:

$F_{21}$  = factor de configuración geométrica

$E$  = Potencia emisiva de superficie emitante

$q_2$  = Superficie receptora de la radiación incidente

El factor de configuración depende de la forma de la superficie emitante (plana, cilíndrica, esférica o semiesférica), la distancia entre las superficies emitante y receptiva y la orientación de estas superficies con respecto a la otra. En general el factor de vista desde un plano diferencial ( $da_2$ ) a un frente de flama ( $da_1$ ) sobre una distancia  $L$  es determinado por:

$$f_{da_2-a_1} = \int_{a_1} (\cos\theta_1 \cos\theta_2) / (\pi L^2) * da_1$$

$L$  = Longitud de la línea de conexión de los elementos ' $da_1$ ' y ' $da_2$ '

$\theta_1$  = Ángulo entre  $L$  y la normal del plano ' $da_1$ '

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

$\theta_2$  = Ángulo entre l y la normal a 'da2'

Actualmente se consideran dos métodos diferentes para describir los efectos de la radiación a una cierta distancia de la fuente.

**Modelo punto fuente:** una fracción (f) del calor de combustión es emitida como radiación en todas direcciones, esta fracción de energía de combustión (disipada como radiación térmica) es el parámetro desconocido en el modelo punto fuente y depende del combustible y de las dimensiones de la flama; normalmente el valor se encuentra en un intervalo de fracción de 0.1 a 0.4 .

La radiación por unidad de área y tiempo es recibida por un blanco (q) a una distancia (x), del punto fuente:

$$q = (fmhc\tau) / (4\pi x^2)$$

m = Velocidad de combustión, kg/seg

hc = Calor de combustión por unidad de masa, (j/kg)

$\tau$  = Atenuación atmosférica de la radiación térmica (transmisividad) (-)

Se supone que la cara superficial del blanco esta hacia la fuente de radiación así que recibe el máximo flujo incidente. La velocidad de combustión depende del relevo.

Para fuego en un derrame la velocidad de combustión puede ser estimada por la relación empírica:

$$m = (0.0010h_c a) / (h_v + C_v(T_b - T_a))$$

Ta = Temperatura ambiente (°K)

Tb = Temperatura de ebullición del hidrocarburo (°K)

h<sub>v</sub> = Calor de vaporización (j/kg)

C<sub>v</sub> = Calor específico del combustible (j/kg-°K)

A = Área del charco (m<sup>2</sup>)



$t$  = Temperatura (k)

$h_c$  = Calor de combustión por unidad de área (J/Kg)

0.0010 = Constante (kg/s-m<sup>2</sup>)

**Modelo flama sólida:** puede ser usado para superar la inexactitud del modelo de punto fuente. El modelo supone que el fuego puede ser representado por un cuerpo sólido de una forma geométrica simple, y que toda la radiación térmica es emitida desde su superficie. Para asegurar que el volumen del fuego no es despreciable, tanto las geometrías del fuego y del 'blanco', así como sus posiciones relativas deben contabilizarse (una porción del fuego puede ser oscurecida como vista desde el blanco).

La radiación incidente por unidad de área y por unidad de tiempo está dada por:

$$q = fe\tau$$

$q$  = Radiación incidente (w/m<sup>2</sup>)

$f$  = Factor de vista (-)

$e$  = Potencia emisiva del fuego por unidad de área (w/m<sup>2</sup>)

$\tau$  = Factor de atenuación atmosférica (transmisividad)

# **ANEXO G**

**HOJAS DE SEGURIDAD PARA GAS L.P., GASOLINAS Y  
DIESEL**

**TABLA G.1**

**HOJAS DE SEGURIDAD PARA GAS L.P.**

Hoja 1 de 3

<b>DATOS GENERALES</b>	<b>MEZCLA PROMEDIO</b>	<b>MEZCLA CRÍTICA</b>	
NOMBRE COMERCIAL	GAS DOMÉSTICO	GAS DOMÉSTICO	
NOMBRE QUÍMICO	G.L.P.	G.L.P.	
SINÓNIMOS			
FÓRMULA QUÍMICA	C3H8 - C4H10	C3H8 - C4H10	
NÚMERO CAS (CHEMICAL ABSTRACTS SERVICES)	74986	74986	
NÚMERO DE NACIONES UNIDAS			
NOMBRE DEL FABRICANTE O IMPORTADOR	PETROECUADOR	PETROECUADOR	
EN CASO DE EMERGENCIA COMUNICARSE AL TELÉFONO			
<b>PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS</b>			
PESO MOLECULAR	42-58	46.181	
DENSIDAD A TEMPERATURA INICIAL (g/cm <sup>3</sup> )			
PUNTO DE EBULLICIÓN	-40 A -0.6	-40 A -0.6	
CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN (CAL/GR)	107.9	107.9	
CALOR DE COMBUSTIÓN LÍQUIDO (BTU/Lb)	19.774	19.774	
TEMPERATURA DEL LÍQUIDO (°C)	15	15	
PRESIÓN DE VAPOR (psia @ 37.8 °C)	130-150	107.13	
Densidad relativa (60 °F).	0.53 – 0.58	0.53421	
SOLUBILIDAD EN AGUA	SOLUBLE	SOLUBLE	
PORCENTAJE DE VOLATILIDAD	AL 85% DESTILA A 2°C	AL 85% DESTILA A 2°C	
<b>DATOS DE REACTIVIDAD</b>			
CLASIFICACIÓN DE LA SUSTANCIA POR SU ACTIVIDAD QUÍMICA, REACTIVIDAD CON EL AGUA Y POTENCIAL DE OXIDACIÓN	NO REACTIVO	NO REACTIVO	
ESTABILIDAD DE LAS SUSTANCIAS	ESTABLE	ESTABLE	
CONDICIONES A EVITAR			

**TABLA G.1 (CONT.)**

**HOJAS DE SEGURIDAD PARA GAS L.P.**

Hoja 2 de 3

<b>DATOS DE REACTIVIDAD</b>	<b>MEZCLA PROMEDIO</b>	<b>MEZCLA CRÍTICA</b>	
INCOMPATIBILIDAD (SUSTANCIAS A EVITAR)	CLOROBUTIL, NEOPRENO,NITRILO, PVC	CLOROBUTIL, NEOPRENO,NITRILO, PVC	
DESCOMPOSICIÓN DE COMPONENTES PELIGROSOS	NO SIGNIFICATIVA	NO SIGNIFICATIVA	
POLIMERIZACIÓN PELIGROSA	NO	NO	
<b>CARACTERÍSTICAS FÍSICAS</b>			
ESTADO FÍSICO	LIQUIDO @ P,T	LIQUIDO @ P,T	
COLOR	INCOLORO	INCOLORO	
OLOR	A MERCAPTANOS	A MERCAPTANOS	
<b>RIESGO DE INCENDIO</b>			
PUNTO DE INFLAMACIÓN (°C)	24.4 – 68.8	24.4 – 68.8	
TEMPERATURA DE AUTOIGNICIÓN (°C)	405 - 466	405 – 466	
INGESTIÓN ACCIDENTAL	EL DESPLAZAMIENTO DEL AIRE POR EL GAS PUEDE PRODUCIR DIFICULTAD RESPIRATORIA, PÉRDIDA DEL CONOCIMIENTO Y MUERTE POR HIPOXEMIA	EL DESPLAZAMIENTO DEL AIRE POR EL GAS PUEDE PRODUCIR DIFICULTAD RESPIRATORIA, PÉRDIDA DEL CONOCIMIENTO Y MUERTE POR HIPOXEMIA	
CONTACTO CON LOS OJOS	EFFECTOS NOCIVOS AL TEJIDO CONJUNTIVO	EFFECTOS NOCIVOS AL TEJIDO CONJUNTIVO	
CONTACTO CON LA PIEL	QUEMADURAS DE LA PIEL	QUEMADURAS DE LA PIEL	
ABSORCIÓN	EN LA PIEL SE CONGELA ANTES DE SER ABSORBIDO	EN LA PIEL SE CONGELA ANTES DE SER ABSORBIDO	
INHALACIÓN	LA INHALACIÓN DEL GAS PRODUCE PÉRDIDA DEL CONOCIMIENTO, EFECTO DEPRESIVO EN EL SISTEMA NERVIOSO Y SU COMBUSTIÓN INCOMPLETA PUEDE PRODUCIR MONOXIDO DE CARBONO	LA INHALACIÓN DEL GAS PRODUCE PÉRDIDA DEL CONOCIMIENTO, EFECTO DEPRESIVO EN EL SISTEMA NERVIOSO Y SU COMBUSTIÓN INCOMPLETA PUEDE PRODUCIR MONOXIDO DE CARBONO	
<b>CORROSIVIDAD</b>			
CLASIFICACIÓN DE LAS SUSTANCIAS POR SU GRADO DE CORROSIVIDAD	1A	1A	

**TABLA G.1 (CONT.)**

**HOJAS DE SEGURIDAD PARA GAS L.P.**

Hoja 3 de 3

<b>TOXICIDAD</b>	<b>MEZCLA PROMEDIO</b>	<b>MEZCLA CRÍTICA</b>	
IDLH (PPM)	19,000	19,000	
TLV 8 HRS (PPM)	1000-1800	1000-1800	
TLV 30 MIN (PPM)	34,200	34,200	
DAÑO GENÉTICO (CLASIFICACIÓN DE LAS SUSTANCIAS DE ACUERDO A LAS CARACTERÍSTICAS CARCINOGENICAS EN HUMANOS)	NO CARCINOGENICO	NO CARCINOGENICO	
<b>RIESGO DE FUEGO Y EXPLOSIÓN</b>			
MEDIOS DE EXTINCIÓN	ESPUMA, CO2, QUÍMICO SECO, NIEBLA DE AGUA, HALÓN Y OTROS	ESPUMA, CO2, QUÍMICO SECO, NIEBLA DE AGUA, HALÓN Y OTROS	
EQUIPO ESPECIAL DE PROTECCIÓN PARA COMBATE DE INCENDIOS	UTILIZAR EQUIPO DE RESPIRACIÓN AUTÓNOMA Y ROPA DE PROTECCIÓN COMPLETA	UTILIZAR EQUIPO DE RESPIRACIÓN AUTÓNOMA Y ROPA DE PROTECCIÓN COMPLETA	
PROCEDIMIENTO ESPECIAL DE COMBATE DE INCENDIOS	ELIMINAR TODAS LAS FUENTES DE IGNICIÓN. DETENER LA FUGA EN CASO DE PODER HACERLO SIN RIESGO. ROCIAR CON AGUA PARA REDUCIR LOS VAPORES, DE SER POSIBLE GIRAR EL CONTENEDOR DE MANERA QUE ESCAPE EL GAS EN LUGAR DEL LÍQUIDO, PARA EVITAR SU INTRODUCCIÓN A LAS ALCANTARILLAS	ELIMINAR TODAS LAS FUENTES DE IGNICIÓN. DETENER LA FUGA EN CASO DE PODER HACERLO SIN RIESGO. ROCIAR CON AGUA PARA REDUCIR LOS VAPORES, DE SER POSIBLE GIRAR EL CONTENEDOR DE MANERA QUE ESCAPE EL GAS EN LUGAR DEL LÍQUIDO, PARA EVITAR SU INTRODUCCIÓN A LAS ALCANTARILLAS	
CONDICIONES QUE CONducEN A UN PELIGRO DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	LOS CILINDROS ROTOS PUEDEN PROYECTARSE, LOS VAPORES PUEDEN DESPLAZARSE A UNA FUENTE DE IGNICIÓN Y RETROCEDER CON LLAMAS	LOS CILINDROS ROTOS PUEDEN PROYECTARSE, LOS VAPORES PUEDEN DESPLAZARSE A UNA FUENTE DE IGNICIÓN Y RETROCEDER CON LLAMAS	
PRODUCTOS DE COMBUSTIÓN	EL FUEGO PUEDE PRODUCIR GASES IRRITANTES, VENENOSOS Y CORROSIVOS	EL FUEGO PUEDE PRODUCIR GASES IRRITANTES, VENENOSOS Y CORROSIVOS	
<b>LÍMITES DE INFLAMABILIDAD</b>			
LÍMITE SUPERIOR DE INFLAMABILIDAD (%)	22	22	
LÍMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD (%)	9.5	9.5	

## TABLA G.2

### HOJAS DE SEGURIDAD PARA GASOLINAS

Hoja 1 de 3

DATOS GENERALES	GASOLINA EXTRA	GASOLINA SUPER	GASOLINA ECOLÓGICA
NOMBRE COMERCIAL	GASOLINA EXTRA	GASOLINA SUPER	GASOLINA ECOLÓGICA
NOMBRE QUÍMICO	GASOLINA	GASOLINA	GASOLINA
SINÓNIMOS			
FÓRMULA QUÍMICA	C3H10 A C8H18	C3H10 A C8H18	C3H10 A C8H18
NOMBRE Y PORCENTAJE DE COMPONENTES RIESGOSOS	TETRAETILO DE PLOMO 0.76g/Lt	COMPUESTOS AROMÁTICOS	COMPUESTOS AROMÁTICOS
NÚMERO CAS (CHEMICAL ABSTRACTS SERVICES)			
NÚMERO DE NACIONES UNIDAS			
NOMBRE DEL FABRICANTE O IMPORTADOR	PETROINDUSTRIAL	PETROECUADOR	PETROINDUSTRIAL
EN CASO DE EMERGENCIA COMUNICARSE AL TELÉFONO			
<b>PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS</b>			
PESO MOLECULAR	130-150	120-140	130-135
DENSIDAD A TEMPERATURA INICIAL (g/cm <sup>3</sup> )	0.71-0.76	0.71-0.72	0.74-0.76
PUNTO DE EBULLICIÓN (°C)	39-42	36-39	40-41
CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN (CAL/GR)	71-81	71-81	71-81
CALOR DE COMBUSTIÓN LÍQUIDO (BTU/Lb)	19096.8	19277	19277
PRESIÓN DE VAPOR (psia @ 20.0 °C)	8.2	6.0	5.2
DENSIDAD DEL VAPOR (AIRE=1)	3-4	3-4	3-4
Densidad relativa (60 °F).	0.7643	0.7174	0.7477
SOLUBILIDAD EN AGUA	NO SOLUBLE	NO SOLUBLE	NO SOLUBLE
VELOCIDAD DE EVAPORAC. (butil-cetona=1)	RÁPIDA	RÁPIDA	RÁPIDA
<b>DATOS DE REACTIVIDAD</b>			
CLASIFICACIÓN DE LA SUSTANCIA POR SU ACTIVIDAD QUÍMICA, REACTIVIDAD CON EL AGUA Y POTENCIAL DE OXIDACIÓN	NO REACTIVO	NO REACTIVO	NO REACTIVO
ESTABILIDAD DE LAS SUSTANCIAS	RELATIVA	RELATIVA	RELATIVA
CONDICIONES A EVITAR	CALENTAMIENTO Y EXPOSICIÓN A FUEGO	CALENTAMIENTO Y EXPOSICIÓN A FUEGO	CALENTAMIENTO Y EXPOSICIÓN A FUEGO

**TABLA G.2**

**HOJAS DE SEGURIDAD PARA GASOLINAS (CONT.)**

Hoja 2 de 3

DATOS DE REACTIVIDAD	GASOLINA EXTRA	GASOLINA SUPÉR	GASOLINA ECOLÓGICA
INCOMPATIBILIDAD (SUSTANCIAS A EVITAR)	ÁCIDOS Y BASES	ÁCIDOS Y BASES	ÁCIDOS Y BASES
DESCOMPOSICIÓN DE COMPONENTES PELIGROSOS	OXIDOS DE PLOMO E HIDROCARBUROS NO COMBUSTIONADOS	HIDROCARBUROS NO COMBUSTIONADOS Y AROMÁTICOS	HIDROCARBUROS NO COMBUSTIONADOS Y AROMÁTICOS
POLIMERIZACIÓN PELIGROSA	NO	NO	NO
<b>CARACTERÍSTICAS FÍSICAS</b>			
ESTADO FÍSICO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO
COLOR	AZUL	AMARILLO	ROJO
OLOR	CARACTERÍSTICO	CARACTERÍSTICO	CARACTERÍSTICO
<b>RIESGOS DE INCENDIO</b>			
PUNTO DE INFLAMACIÓN (°C)	-42	-42	-42
TEMPERATURA DE IGNICIÓN (°C)	280	280	280
<b>RIESGOS PARA LA SALUD</b>			
INGESTIÓN ACCIDENTAL	CONCENTRACIONES ALTAS PUEDEN PRODUCIR PÉRDIDA DEL CONOCIMIENTO, COMA Y LA MUERTE. LA INGESTIÓN DEL LÍQUIDO OCASIONA NEUMONITIS SIMILARES A IRRITACIÓN GASTROINTESTINAL	CONCENTRACIONES ALTAS PUEDEN PRODUCIR PÉRDIDA DEL CONOCIMIENTO, COMA Y LA MUERTE. LA INGESTIÓN DEL LÍQUIDO OCASIONA NEUMONITIS SIMILARES A IRRITACIÓN GASTROINTESTINAL	CONCENTRACIONES ALTAS PUEDEN PRODUCIR PÉRDIDA DEL CONOCIMIENTO, COMA Y LA MUERTE. LA INGESTIÓN DEL LÍQUIDO OCASIONA NEUMONITIS SIMILARES A IRRITACIÓN GASTROINTESTINAL
CONTACTO CON LOS OJOS	AFECTA TEJIDO CONJUNTIVO	AFECTA TEJIDO CONJUNTIVO	AFECTA TEJIDO CONJUNTIVO
CONTACTO CON LA PIEL	IRRITACIÓN DE LA PIEL	IRRITACIÓN DE LA PIEL	IRRITACIÓN DE LA PIEL
INHALACIÓN	AFECTA VIAS RESPIRATORIAS	AFECTA VIAS RESPIRATORIAS	AFECTA VIAS RESPIRATORIAS
<b>CORROSIVIDAD</b>			
CLASIFICACIÓN DE LAS SUSTANCIAS POR SU GRADO DE CORROSIVIDAD	BAJA	BAJA	BAJA
<b>TOXICIDAD</b>			
TLV 8 HRS (PPM)	500-1800	500-1800	500-1800
DAÑO GENÉTICO (CLASIFICACIÓN DE ACUERDO A LAS CARACTERÍSTICAS CARCINOGENICAS)	NO CARCINOGENICO	NO CARCINOGENICO	NO CARCINOGENICO
<b>RIESGOS DE FUEGO O EXPLOSIÓN</b>			
MEDIOS DE EXTINCIÓN	ESPUMAS Y POLVOS QUÍMICOS	ESPUMAS Y POLVOS QUÍMICOS	ESPUMAS Y POLVOS QUÍMICOS

**TABLA G.2**

**HOJAS DE SEGURIDAD PARA GASOLINAS (CONT.)**

Hoja 3 de 3

<b>RIESGO DE FUEGO Y EXPLOSIÓN</b>	<b>GASOLINA EXTRA</b>	<b>GASOLINA SUPER</b>	<b>GASOLINA ECOLÓGICA</b>
EQUIPO ESPECIAL DE PROTECCIÓN PARA COMBATE DE INCENDIOS	CÁMARAS DE ESPUMA	CÁMARAS DE ESPUMA	CÁMARAS DE ESPUMA
CONDICIONES QUE CONDUCEN A UN PELIGRO DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	DERRAMES NO CONTROLADOS QUE ALCANCEN PUNTOS DE IGNICIÓN, ESTAS FUGAS NO CONTROLADAS PUEDEN PRODUCIR UN EXPLOSIÓN	DERRAMES NO CONTROLADOS QUE ALCANCEN PUNTOS DE IGNICIÓN, ESTAS FUGAS NO CONTROLADAS PUEDEN PRODUCIR UN EXPLOSIÓN	DERRAMES NO CONTROLADOS QUE ALCANCEN PUNTOS DE IGNICIÓN, ESTAS FUGAS NO CONTROLADAS PUEDEN PRODUCIR UN EXPLOSIÓN
<b>LIMITES DE INFLAMABILIDAD</b>			
LÍMITE SUPERIOR DE INFLAMABILIDAD (%)	7.4	7.4	7.4
LÍMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD (%)	1.4	1.4	1.4



**TABLA G.3**

**HOJAS DE SEGURIDAD PARA DIESEL**

Hoja 1 de 2

<b>DATOS GENERALES</b>	<b>DESTILADOS (DIESEL 1)</b>	<b>DIESEL 2</b>	
NOMBRE COMERCIAL	DIESEL 1	DIESEL 2	
NOMBRE QUÍMICO	KEREX	DIESEL 2	
SINÓNIMOS			
FÓRMULA QUÍMICA	C5H10 A C9H18	C5H10 A C9H18	
NUMERO CAS (CHEMICAL ABSTRACTS SERVICES)			
NÚMERO DE NACIONES UNIDAS			
NOMBRE DEL FABRICANTE O IMPORTADOR	PETROINDUSTRIAL	PETROINDUSTRIAL	
EN CASO DE EMERGENCIA COMUNICARSE AL TELÉFONO			
<b>PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS</b>			
PESO MOLECULAR	270-280	280-300	
DENSIDAD A TEMPERATURA INICIAL (g/cm <sup>3</sup> )	0.81	0.83	
PUNTO DE EBULLICIÓN (°C)	140	180	
CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN (CAL/GR)	60	60	
CALOR DE COMBUSTIÓN LÍQUIDO (BTU/Lb)	11200	11900	
PRESIÓN DE VAPOR (psia @ 37.8 °C)	VARIABLE	VARIABLE	
DENSIDAD RELATIVA (60 °F).	0.81-0.82	0.83-0.85	
SOLUBILIDAD EN AGUA	NO SOLUBLE	NO SOLUBLE	
<b>DATOS DE REACTIVIDAD</b>			
CLASIFICACIÓN DE LA SUSTANCIA POR SU ACTIVIDAD QUÍMICA, REACTIVIDAD CON EL AGUA Y POTENCIAL DE OXIDACIÓN	NO REACTIVO	NO REACTIVO	
ESTABILIDAD DE LAS SUSTANCIAS	ESTABLE	ESTABLE	
CONDICIONES A EVITAR	EXPOSICIÓN AL CALOR O A FUENTES DE IGNICIÓN	EXPOSICIÓN AL CALOR O A FUENTES DE IGNICIÓN	
INCOMPATIBILIDAD (SUSTANCIAS A EVITAR)	ACIDOS Y BASES	ACIDOS Y BASES	
DESCOMPOSICIÓN DE COMPONENTES PELIGROSOS	NO <sub>x</sub> , SO <sub>x</sub>	NO <sub>x</sub> , SO <sub>x</sub>	
POLIMERIZACIÓN PELIGROSA	NO	NO	

**TABLA G.3 (CONT.)**

**HOJAS DE SEGURIDAD PARA DIESEL**

Hoja 2 de 2

<b>CARACTERÍSTICAS FÍSICAS</b>	<b>DESTILADOS (DIESEL 1)</b>	<b>DIESEL 2</b>	
ESTADO FÍSICO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	
COLOR	BLANCO	AMARILLO	
OLOR	CARACTERÍSTICO	CARACTERÍSTICO	
<b>RIESGOS DE INCENDIO</b>			
PUNTO DE INFLAMACIÓN (°C)	38	60	
TEMPERATURA DE IGNICIÓN (°C)	229	240	
<b>RIESGOS PARA LA SALUD</b>			
INGESTIÓN ACCIDENTAL	LAS MANIFESTACIONES TÓXICAS INCLUYEN DEPRESIÓN DEL SISTEMA NERVIOSO CENTRAL Y NEUMONÍA. LA INGESTIÓN ACCIDENTAL DEL LÍQUIDO PUEDE PRODUCIR EFECTOS EN LOS PULMONES	LAS MANIFESTACIONES TÓXICAS INCLUYEN DEPRESIÓN DEL SISTEMA NERVIOSO CENTRAL Y NEUMONÍA. LA INGESTIÓN ACCIDENTAL DEL LÍQUIDO PUEDE PRODUCIR EFECTOS EN LOS PULMONES	
CONTACTO CON LOS OJOS	AFECTA TEJIDO CONJUNTIVO	AFECTA TEJIDO CONJUNTIVO	
CONTACTO CON LA PIEL	IRRITACIÓN DE LA PIEL	IRRITACIÓN DE LA PIEL	
INHALACIÓN	AFECTA VIAS RESPIRATORIAS	AFECTA VIAS RESPIRATORIAS	
DANO GENÉTICO (CLASIFICACIÓN DE SUSTANCIAS DE ACUERDO A LAS CARACTERÍSTICAS CARCINOGENICAS EN HUMANOS)	CARCINOGENICO RECONOCIDO	CARCINOGENICO RECONOCIDO	
<b>RIESGOS DE FUEGO O EXPLOSIÓN</b>			
MEDIOS DE EXTINCIÓN	ESPUMAS, CO2 Y POLVO QUÍMICO SECO	ESPUMAS, CO2 Y POLVO QUÍMICO SECO	
EQUIPO ESPECIAL DE PROTECCIÓN PARA COMBATE DE INCENDIOS	CÁMARAS DE ESPUMA	CÁMARAS DE ESPUMA	
CONDICIONES QUE CONDUCEN A UN PELIGRO DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	CUANDO SE EXPONE A CALOR, FLAMA U OXIDANTES	CUANDO SE EXPONE A CALOR, FLAMA U OXIDANTES	
<b>LÍMITES DE INFLAMABILIDAD</b>			
LÍMITE SUPERIOR DE INFLAMABILIDAD (%)	6.0	6.0	
LÍMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD (%)	1.3	1.3	

# **ANEXO H**

**BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA**

**TABLA H.1**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 1 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	1 LSAT		2 VSAT		3 LSAT		4 VSAT		5 LSAT	
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL
ETANO	4.300	4.300	0.000	33.608	4.300	4.300	0.000	33.383	4.300	4.300
PROPILENO	1.800	1.800	0.000	2.650	1.800	1.800	0.000	2.653	1.800	1.800
PROPANO	44.000	44.000	0.000	51.451	44.000	44.000	0.000	51.566	44.000	44.000
I-BUTANO	14.500	14.500	0.000	4.735	14.500	14.500	0.000	4.770	14.500	14.500
I-BUTENO	8.000	8.000	0.000	2.039	8.000	8.000	0.000	2.058	8.000	8.000
N-BUTANO	27.400	27.400	0.000	5.517	27.400	27.400	0.000	5.570	27.400	27.400
TOTAL LB-MOL/H	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H KG/HR	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281
TEMPERATURA °F °C	-55.71	-48.73	-55.71	-48.73	-54.20	-47.89	-54.20	-47.89	-21.00	-29.44
PRESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MN	-5.03	-3.353	-5.03	-0.353	-4.70	-0.330	-4.70	-0.330	5.30	0.373
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
PESO MOLECULAR K WATSON	50.292	14.112	41.010	15.394	50.292	14.112	41.056	15.386	50.292	14.112
DENSIDAD RELATIVA @60 F API	0.54205	129.548	0.47744	164.872	0.54205	129.548	0.47781	164.640	0.54205	129.548
RED @60 F	635.9		0.0		635.9		0.0		635.9	
MASCOS 68 F,1KG 60F,1MM	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	38.7276	0.62036	0.0932	0.00149	38.6741	0.61950	0.0962	0.00154	37.4551	0.59997
GM A P Y T	16.2				16.2				16.7	
CALOR ESPECIF. @ P Y T BIU/LB-F	0.4997		0.3342		0.5008		0.3350		0.5274	
CP/CV	1.3177		1.1830		1.3186		1.1826		1.3401	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	5.7693		0.0063		5.7613		0.0063		5.5797	
COND. TÉRMICA BIU/HR-FT-F	0.0725		0.0060		0.0723		0.0061		0.0676	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.0029		0.9812		0.0030		0.9807		0.0057	
P DE VAPOR A T PSIA MMHG	9.67	499.95			10.00	517.10			20.00	1034
ENTALPIA ESPECÍFICA BIU/LB-MOL	-4521.89		3942.21		-4489.26		3962.51		-3752.72	
ENTALPIA MBTU/HR	-452.2		0.0		-448.9		0.0		-375.3	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 2 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	6 VSAT		7 LSAT		8 VSAT		9 LSAT		10 VSAT	
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL
ETANO	0.000	28.759	4.300	4.300	0.000	26.073	4.300	4.300	0.000	24.177
PROPILENO	0.000	2.712	1.800	1.800	0.000	2.732	1.800	1.800	0.000	2.739
PROPANO	0.000	53.73	44.000	44.000	0.000	54.786	44.000	44.000	0.000	55.421
I-BUTANO	0.000	5.546	14.500	14.500	0.000	6.051	14.500	14.500	0.000	6.437
I-BUTENO	0.000	2.471	8.000	8.000	0.000	2.748	8.000	8.000	0.000	2.964
N-BUTANO	0.000	6.782	27.400	27.400	0.000	7.610	27.400	27.400	0.000	8.262
TOTAL LB-MOL/H	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H KG/HR	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.
TEMPERATURA °F °C	-21.00	-29.44	0.67	-17.40	0.67	-17.40	17.19	-8.23	17.19	-8.23
PRESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MAN	5.23	0.373	15.30	1.076	15.30	1.076	25.30	1.779	25.30	1.779
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
PESO MOLECULAR K WATSON	42.032	15.209	50.292	14.112	42.628	15.107	50.292	14.112	43.065	15.034
DENSIDAD RELATIVA @60 F API	0.48560	159.895	0.54205	129.548	0.49025	157.129	0.54205	129.548	0.49361	155.164
RED @60 F	0.0		635.9		0.0		635.9		0.0	
MPCSD 68 F/LKG 60F/1A1M	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	0.1846	0.00296	36.6174	0.58655	0.2710	0.00434	35.9532	0.57592	0.3565	0.00571
GEM A P Y T			17.1				17.4			
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	0.3542		0.5464		0.3681		0.5621		0.3795	
CP/CV	1.1768		1.3572		1.1757		1.3722		1.1766	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	0.0068		5.4550		0.0072		5.3560		0.0074	
COND. TERMICA BTU/HR-FT-F	0.0071		0.0646		0.0078		0.0624		0.0084	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.9672		0.0083		0.9553		0.0109		0.9443	
P DE VAPOR A T PSIA MMHG			30.0 1551				40.00 2068.			
ENTALPIA ESPECIFICA BTU/LB-MOL	4421.87		-3254.60		4731.98		2864.88		4872.82	
ENTALPIA MBTU/HR	0.0		-325.5		0.0		-286.5		0.0	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 3 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	11 LSAT		12 VSAT		13 LSAT		14 VSAT		15 LSAT	
	LB-MOL/HR	% MOL	LB-MOL/HR	% MOL	LB-MOL/HR	% MOL	LB-MOL/HR	% MOL	LB-MOL/HR	% MOL
ETANO	4.300	4.300	0.000	22.711	4.300	4.300	0.000	21.518	4.300	4.300
PROPILENO	1.800	1.800	0.000	2.740	1.800	1.800	0.000	2.737	1.800	1.800
PROPANO	44.000	44.000	0.000	55.841	44.000	44.000	0.000	56.130	44.000	44.000
I-BUTANO	14.500	14.500	0.000	6.755	14.500	14.500	0.000	7.027	14.500	14.500
I-BUTENO	8.000	8.000	0.000	3.143	8.000	8.000	0.000	3.298	8.000	8.000
N-BUTANO	27.400	27.400	0.000	8.810	27.400	27.400	0.000	9.290	27.400	27.400
TOTAL LB-MOL/H	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H KG/HR	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281
TEMPERATURA °F °C	30.72	-0.71	30.72	-0.71	42.26	5.70	42.26	5.70	52.38	11.32
ERESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MAN (P ATM = 14.6960 PSIA)	35.30	2.482	35.30	2.482	45.30	3.185	45.30	3.185	55.30	3.888
PESO MOLECULAR K WATSON	50.292	14.112	43.414	14.978	50.292	14.112	43.705	14.932	50.292	14.112
DENSIDAD RELATIVA @60 F API	0.54205	129.548	0.49625	153.636	0.54205	129.548	0.49844	152.383	0.54205	129.548
BD @60 F	635.9		0.0		635.9		0.0		635.9	
MFCSD 68 F, LKG 60F, LMM	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	35.3909	0.56691	0.4416	0.00707	34.8964	0.55899	0.5267	0.00844	34.4507	0.55185
GEM A P Y T	17.7				18.0				18.2	
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	0.5757		0.3895		0.5881		0.3985		0.5996	
CP/CV	1.3861		1.1785		1.3994		1.1812		1.4123	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	5.2722		0.0077		5.1986		0.0079		5.1322	
COND. TÉRMICA BTU/HR-FT-F	0.0607		0.0088		0.0593		0.0093		0.0580	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.0135		0.9341		0.0161		0.9243		0.0186	
P DE VAPOR A T PSIA MMHG	50.00	2586.			60.0	3103.			70.00	3620.
ENTALPIA ESPECIFICA BTU/LB-MOL	-2538.79		5172.28		-2255.09		5343.74		-2001.89	
ENTALPIA NETU/HR	-253.9		0.0		-225.5		0.0		-200.2	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 4 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	16 VSAT		17 LSAT		18 VSAT		19 LSAT		20 VSAT	
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL
ETANO	0.000	20.512	4.300	4.300	0.000	19.642	4.300	4.300	0.000	18.876
PROPILENO	0.000	2.732	1.800	1.800	0.000	2.726	1.800	1.800	0.000	2.719
PROPANO	0.000	56.334	44.000	44.000	0.000	56.477	44.000	44.000	0.000	56.575
I-BUTANO	0.000	7.267	14.500	14.500	0.000	7.483	14.500	14.500	0.000	7.680
I-BUTENO	0.000	3.436	8.000	8.000	0.000	3.561	8.000	8.000	0.000	3.675
N-BUTANO	0.000	9.720	27.400	27.400	0.000	10.112	27.400	27.400	0.000	10.474
TOTAL LB-MOL/H	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000
FILLO TOTAL LB/H KG/HR	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.
TEMPERATURA °F °C	52.38	11.32	61.43	16.35	61.43	16.35	69.63	20.90	69.63	20.90
ERESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MAN	55.30	3.888	65.30	4.592	65.30	4.592	75.30	5.295	75.30	5.295
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
RESO MOLECULAR K WATSON	43.957	14.893	50.292	14.112	44.180	14.859	50.292	14.112	44.379	14.829
DENSIDAD RELATIVA @60 F API	0.50032	151.319	0.54205	129.548	0.50196	150.393	0.54205	129.548	0.50343	149.572
BRD @60 F		0.0		635.9		0.0		635.9		0.0
MPCSD 68 F, 1KG 60F, 1MM	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	0.6120	0.00980	34.0420	0.54530	0.6978	0.01118	33.6623	0.53922	0.7840	0.01256
GEM A P Y T				18.4				18.6		
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F		0.4068		0.6104		0.4146		0.6208		0.4220
CP/CV		1.1844		1.4249		1.1881		1.4374		1.1922
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE		0.0080		5.0713		0.0082		5.0147		0.0084
COND. TÉRMICA BTU/HR-FT-F		0.0096		0.0569		0.0100		0.0559		0.0103
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD		0.9149		0.0211		0.9058		0.0237		0.8969
P DE VAPOR A T PSIA MMHG				80.00		4137.		90.00		4654.
ENTALPIA ESPECIFICA BTU/LB-MOL		5494.74		-1771.80		5630.0		-1559.89		5752.68
ENTALPIA MBTU/HR		0.0		-177.2		0.0		-156.0		0.0
MÓDULO		2001		2001		2001		2001		2001

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 5 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	21 LSAT		22 VSAT		23 LSAT		24 VSAT		25 LSAT	
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL
ETANO	4.300	4.300	0.000	18.193	4.300	4.300	0.000	13.822	4.300	4.300
PROPILENO	1.800	1.800	0.000	2.711	1.800	1.800	0.000	2.617	1.800	1.800
PROPANO	44.000	44.000	0.000	56.640	44.000	44.000	0.000	56.330	44.000	44.000
I-BUTANO	14.500	14.500	0.000	7.862	14.500	14.500	0.000	9.215	14.500	14.500
I-BUTENO	8.000	8.000	0.000	3.781	8.000	8.000	0.000	4.576	8.000	8.000
N-BUTANO	27.400	27.400	0.000	10.813	27.400	27.400	0.000	13.440	27.400	27.400
TOTAL LB-MOL/H	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281
TEMPERATURA °F	77.15	25.08	77.15	25.08	131.04	55.02	131.04	55.02	165.85	74.36
PRESIÓN PSIG	85.30	5.998	85.30	5.998	185.30	13.029	185.30	13.029	285.30	20.060
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
PESO MOLECULAR	50.292	14.112	44.561	14.802	50.292	14.112	45.830	14.623	50.292	14.112
DENSIDAD RELATIVA @60 F	0.54205	129.548	0.50476	148.834	0.54205	129.548	0.51376	143.919	0.54205	129.548
RED @60 F	635.9		0.0		635.9		0.0		635.9	
MMCS@ 68 F, 1KG	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup>	33.3060	0.53351	0.8708	0.01395	30.4600	0.48792	1.7893	0.02866	28.2138	0.45194
GMA P Y T	18.8				20.6				22.2	
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	0.6307		0.4291		0.7232		0.4952		0.8199	
CP/CV	1.4499		1.1966		1.5815		1.2596		1.7409	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	4.9616		0.0085		4.5377		0.0096		4.2031	
COND. TÉRMICA BTU/HR-FT-F	0.0550		0.0106		0.0488		0.0130		0.0449	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.0262		0.8883		0.0521		0.8081		0.0797	
P DE VAPOR A T PSIA	100.00	5171.			200.00	30342.			300.	15513.
ENTALPIA ESPECÍFICA BTU/LB-MOL	-1362.69		5865.02		151.71		6646.67		1258.22	
ENTALPIA MBTU/HR	-136.3		0.0		15.2		0.0		125.8	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**



**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 6 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	26 VSAT		27 LSAT		28 VSAT		29 LSAT		30 VSAT	
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL
ETANO	0.000	11.543	4.300	4.300	0.000	9.972	4.300	4.300	0.000	8.539
PROPILENO	0.000	2.513	1.800	1.800	0.000	2.407	1.800	1.800	0.000	2.281
PROPANO	0.000	55.258	44.000	44.000	0.000	53.932	44.000	44.000	0.000	52.230
I-BUTANO	0.000	10.156	14.500	14.500	0.000	10.956	14.500	14.500	0.000	11.815
I-BUTENO	0.000	5.133	8.000	8.000	0.000	5.600	8.000	8.000	0.000	6.084
N-BUTANO	0.000	15.397	27.400	27.400	0.000	17.133	27.400	27.400	0.000	19.050
TOTAL LB-MOL/H	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.
TEMPERATURA °F	165.85	74.36	191.45	88.58	191.45	88.58	210.79	99.33	210.79	99.33
TEMPERATURA °C										
PRESIÓN PSIG	285.30	20.060	285.30	27.091	385.30	27.091	485.30	34.122	485.30	34.122
PRESIÓN KG/CM <sup>2</sup> MAN										
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
PESO MOLECULAR	46.625	14.520	50.292	14.112	47.259	14.442	50.292	14.112	47.910	14.367
K WATSON										
DENSIDAD RELATIVA @60 F	0.51915	141.062	0.54205	129.548	0.52330	138.897	0.54205	129.548	0.52745	136.770
API										
RED @60 F	0.0		635.9		0.0		635.9		0.0	
MASCSD 68 F,1KG	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000
60F,1RIM										
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup>	2.8528	0.04570	26.1865	0.41947	4.1947	0.06719	24.2570	0.38856	6.3706	0.10205
G/CM <sup>3</sup>										
GMA P Y T			23.9				25.8			
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	0.5726		0.9301		0.7086		1.0365		1.4084	
CP/CV	1.3737		1.9354		1.6261		2.1253		3.1054	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	0.0106		3.9010		0.0118		3.6136		0.0139	
COND. TERMICA BTU/HR-FT-F	0.0149		0.0419		0.0166		0.0392		0.0186	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.7304		0.1099		0.6450		0.1441		0.5226	
P DE VAPOR A T PSIA			400.00	20684.			500.00	25855.		
MEG										
ENTALPIA ESPECIFICA BTU/LB-MOL	7078.81		2168.16		7280.53		2934.95		7157.71	
ENTALPIA MBTU/HR	0.0		216.8		0.0		293.5		0.0	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 7 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	31 LSAT		32 VSAT		33 LSAT		34 VSAT		35 LSAT	
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL
ETANO	4.300	4.300	0.000	8.355	4.300	4.300	0.000	8.122	4.300	4.300
PROPILENO	1.800	1.800	0.000	2.264	1.800	1.800	0.000	2.243	1.800	1.800
PROPANO	44.000	44.000	0.000	51.983	44.000	44.000	0.000	51.669	44.000	44.000
I-BUTANO	14.500	14.500	0.000	11.934	14.500	14.500	0.000	12.083	14.500	14.500
I-BUTENO	8.000	8.000	0.000	6.149	8.000	8.000	0.000	6.230	8.000	8.000
N-BUTANO	27.400	27.400	0.000	19.316	27.400	27.400	0.000	19.654	27.400	27.400
TOTAL LB-MOL/H	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H KG/HR	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281
TEMPERATURA °F °C	212.39	100.22	212.39	100.22	213.90	101.06	213.90	101.06	214.04	101.14
PRESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MAN	495.30	34.825	495.30	34.825	505.30	35.528	505.30	35.528	506.30	35.598
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
PESO MOLECULAR K WAHSON	50.292	14.112	47.998	14.357	50.292	14.112	48.109	14.344	50.292	14.112
DENSIDAD RELATIVA @60 F APT	0.54205	129.548	0.52801	136.489	0.54205	129.548	0.52870	136.136	0.54205	129.548
RED @60 F	635.9		0.0		635.9		0.0		635.9	
MMECSD 68 F, ING 60F, IADM	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	24.0724	0.38560	6.7607	0.10830	23.8936	0.38274	7.3035	0.11699	23.8762	0.38246
GEM A P Y T	26.0				26.2				26.3	
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	1.0445		1.8933		1.0513		14.2363		1.0519	
CP/CV	2.1391		4.1539		2.1503		30.9653		2.1513	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	3.5861		0.0142		3.5595		0.0148		3.5569	
COND. TÈRMICA BTU/HR-FT-F	0.0389		0.0189		0.0387		0.0193		0.0387	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.1477		0.5020		0.1514		0.4739		0.1518	
P DE VAPOR A T PSIA MMHG	510.00	26372.			520.00	26889.			521.00	26941.
ENTALPIA ESPECÍFICA BTU/LB-MOL	3002.93		7095.80		3068.13		6993.89		3074.46	
ENTALPIA MBTU/HR	300.3		0.0		306.8		0.0		307.4	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 8 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	36 VSAT		37 LSAT		38 VSAT		39 LSAT		40 VSAT	
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL
ETANO	0.000	8.091	4.300	4.300	0.000	8.055	4.300	4.300	0.000	8.025
PROPILENO	0.000	2.240	1.800	1.800	0.000	2.236	1.800	1.800	0.000	2.233
PROPANO	0.000	51.628	44.000	44.000	0.000	51.579	44.000	44.000	0.000	51.538
I-BUTANO	0.000	12.103	14.500	14.500	0.000	12.126	14.500	14.500	0.000	12.146
I-BUTENO	0.000	6.240	8.000	8.000	0.000	6.252	8.000	8.000	0.000	6.263
N-BUTANO	0.000	19.698	27.400	27.400	0.000	19.750	27.400	27.400	0.000	19.795
TOTAL LB-MOL/H	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H KG/HR	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.
TEMPERATURA °F °C	214.04	101.14	214.19	101.22	214.19	101.22	214.33	101.29	214.33	101.29
PRESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MN	506.30	35.598	507.30	35.669	507.30	35.669	508.30	35.739	508.30	35.739
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
PESO MOLECULAR K WATSON	48.124	14.343	50.292	14.112	48.141	14.341	50.292	14.112	48.156	14.339
DENSIDAD RELATIVA @60 F API	0.52880	136.089	0.54205	129.548	0.52890	136.035	0.54205	129.548	0.52899	135.989
BED @60 F	0.0		635.9		0.0		635.9		0.0	
MARCO 68 F, 1KG 60F, 1ATM	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	7.3773	0.11817	23.8590	0.38218	7.4605	0.11951	23.8418	0.38191	7.5450	0.12086
GAMA P Y T			26.3				26.3			
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	1.5884		1.0524		1.5798		1.0530		1.5728	
CP/CV	3.2962		2.1522		3.2775		2.1530		3.2623	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	0.0148		3.5543		0.0149		3.5517		0.0150	
COND. TERMICA BTU/HR-FT-F	0.0194		0.0386		0.0195		0.0386		0.0196	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.4701		0.1522		0.4658		0.1525		0.4615	
P DE VAPOR A T PSIA MMHG			522.00	26993.			523.00	27044.		
ENTALPIA ESPECIFICA BTU/LB-MOL	6978.72		3080.74		6961.22		3087.00		6943.26	
ENTALPIA MBTU/HR	0.0		308.1		0.0		308.7		0.0	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TESIS CON FALLA DE ORIGEN**

# TABLA H.1 (CONT.)

## BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN

PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 9 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	41 LSAT		42 VSAT		43 LSAT		44 VSAT		45 LSAT	
COMPONENTE	LB-MOL/HR	% MOL	LB-MOL/HR	% MOL	LB-MOL/HR	% MOL	LB-MOL/HR	% MOL	LB-MOL/HR	% MOL
ETANO	4.300	4.300	0.000	7.987	4.300	4.300	0.000	7.981	4.300	4.300
PROPILENO	1.800	1.800	0.000	2.230	1.800	1.800	0.000	2.229	1.800	1.800
PROPANO	44.000	44.000	0.000	51.487	44.000	44.000	0.000	51.479	44.000	44.000
I-BUTANO	14.500	14.500	0.000	12.170	14.500	14.500	0.000	12.174	14.500	14.500
I-BUTENO	8.000	8.000	0.000	6.276	8.000	8.000	0.000	6.278	8.000	8.000
N-BUTANO	27.400	27.400	0.000	19.850	27.400	27.400	0.000	19.859	27.400	27.400
TOTAL LB-MOL/H	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H KG/HR	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281
TEMPERATURA °F °C	214.47	101.37	214.47	101.37	214.48	101.38	214.48	101.38	214.54	101.41
PRESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MAN	509.30	35.809	509.30	35.809	509.40	35.816	509.40	35.816	509.80	35.844
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
PESO MOLECULAR K WATSON	50.292	14.112	48.174	14.337	50.292	14.112	48.177	14.337	50.292	14.112
DENSIDAD RELATIVA @60 F API	0.54205	129.548	0.52911	135.931	0.54205	129.548	0.52913	135.923	0.54205	129.548
RED @60 F	635.9		0.0		635.9		0.0		635.9	
MFCSD 68 F,1KG 60F,1ATM	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	23.8248	0.38164	7.6447	0.12246	23.8231	0.38161	7.6576	0.12266	23.8163	0.38150
GEM A P Y T	26.3				26.3				26.3	
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	1.0535		1.5637		1.0536		1.5622		1.0538	
CP/CV	2.1539		3.2425		2.1539		3.2393		2.1543	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	3.5492		0.0151		3.5490		0.0151		3.5480	
COND. TÉRMICA BTU/HR-FT-F	0.0386		0.0196		0.0386		0.0196		0.0386	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.1529		0.4564		0.1529		0.4558		0.1531	
P DE VAPOR A T PSIA MMHG	524.00	27096.			524.10	27101.			524.50	27122.
ENTALPIA ESPECÍFICA BTU/LB-MOL	3093.18		6921.51		3093.78		6918.63		3096.27	
ENTALPIA MBTU/HR	309.3		0.0		309.4		0.0		309.6	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 10 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	46 VSAT		47 LSAT		48 VSAT		49 LSAT		50 VSAT	
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL
ETANO	0.000	7.966	4.300	4.300	0.000	5.382	4.300	4.300	0.000	5.382
PROPILENO -	0.000	2.228	1.800	1.800	0.000	1.962	1.800	1.800	0.000	1.962
PROPANO	0.000	51.459	44.000	44.000	0.000	47.161	44.000	44.000	0.000	47.159
I-BUTANO	0.000	12.184	14.500	14.500	0.000	13.854	14.500	14.500	0.000	13.855
I-BUTENO	0.000	6.283	8.000	8.000	0.000	7.316	8.000	8.000	0.000	7.316
N-BUTANO	0.000	19.881	27.400	27.400	0.000	24.325	27.400	27.400	0.000	24.326
TOTAL LB-MOL/H	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000
FLUJO TOTAL LB/H KG/HR	0.	0.	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.
TEMPERATURA °F °C	214.54	101.41	214.61	101.45	214.61	101.45	214.68	101.49	214.68	101.49
PRESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MAN	509.80	35.844	510.30	35.879	510.30	35.879	510.80	35.915	510.80	35.915
(P ATM = 14.6960 PSIA)										
PESO MOLECULAR K WATSON	48.184	14.336	50.292	14.112	49.533	14.190	50.292	14.112	49.533	14.190
DENSIDAD RELATIVA @60 F API	0.52917	135.900	0.54205	129.548	0.53749	131.763	0.54205	129.548	0.53749	131.762
RED @60 F	0.0		635.9		0.0		635.9		0.0	
MARCSO 68 F, KG 60F, LBM	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	7.7004	0.12335	23.8078	0.38136	19.3453	0.30988	23.7992	0.38123	19.3419	0.30983
GEM A P Y T			26.3				26.3			
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	1.5587		1.0540		1.1530		1.0543		1.1533	
CP/CV	3.2318		2.1547		2.3671		2.1551		2.3675	
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	0.0151		3.5467		0.0335		3.5454		0.0335	
COND. TÉRMICA BTU/HR-FT-F	0.0197		0.0386		0.0320		0.0385		0.0320	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.4536		0.1533		0.1858		0.1535		0.1860	
P DE VAOR A T PSIA MMHG			525.00	27148.			525.50	27174.		
ENTALPIA ESPECÍFICA BTU/LB-MOL	6909.19		3099.37		4549.96		3102.46		4552.54	
ENTALPIA MBTU/HR	0.0		309.9		0.0		310.2		0.0	
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		2001	

**TABLA H.1 (CONT.)**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA PARA CONSTRUIR LA CURVA DE SATURACIÓN DEL EJERCICIO DE APLICACIÓN**

**PLANTA: TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P. Y PRODUCTOS DESTILADOS EN EL "BEATERIO" QUITO, ECUADOR.**

CÁLCULO DEL EQUILIBRIO FÍSICO SISTEMA L.P.G.

SIMPROC-II

HOJA 11 DE 11

COMPONENTE NO. (FASE)	51 LSAT		52 VSAT		53 LSAT		54 VSAT		
COMPONENTE	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	LB- MOL/HR	% MOL	
ETANO	4.300	4.300	0.000	7.882	4.300	4.300	0.000	7.839	
PROPILENO	1.800	1.800	0.000	2.220	1.800	1.800	0.000	2.216	
PROPANO	44.000	44.000	0.000	51.345	44.000	44.000	0.000	51.287	
I-BUTANO	14.500	14.500	0.000	12.238	14.500	14.500	0.000	12.266	
I-BUTENO	8.000	8.000	0.000	6.312	8.000	8.000	0.000	6.326	
N-BUTANO	27.400	27.400	0.000	20.004	27.400	27.400	0.000	20.066	
TOTAL LB-MOL/H	100.000	100.000	0.000	100.000	100.000	100.000	0.000	100.000	
FLUJO TOTAL LB/H	5029	2281	0.	0.	5029	2281	0.	0.	
TEMPERATURA °F °C	214.74	101.52	214.74	101.52	214.81	101.56	214.81	101.56	
PRESIÓN PSIG KG/CM <sup>2</sup> MAN	511.30	35.950	511.30	35.950	511.80	35.985	511.80	35.985	
(P ATM = 14.6960 PSIA)									
PESO MOLECULAR K WATSON	50.292	14.112	48.224	14.332	50.292	14.112	48.244	14.329	
DENSIDAD RELATIVA @60 F API	0.54205	129.548	0.52942	135.772	0.54205	129.548	0.52955	135.708	
RED @60 F	635.9		0.0		635.9		0.0		
MARCS@ 68 F, LBS 60F, LBM	0.956	0.911	0.000	0.000	0.956	0.911	0.000	0.000	
DENS @ P Y T LB/FT <sup>3</sup> G/CM <sup>3</sup>	23.7916	0.38110	7.9264	0.12697	23.7833	0.38097	8.0435	0.12884	
GEM A P Y T	26.4				26.4				
CALOR ESPECIF. @ P Y T BTU/LB-F	1.0544		1.5377		1.0547		1.5273		
CP/CV	2.1553		3.1865		2.1556		3.1642		
VISCOSIDAD EN CENTIPOISE	3.5443		0.0154		3.5430		0.0155		
COND. TÉRMICA BTU/HR-FT-F	0.0385		0.0199		0.0385		0.0200		
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.1536		0.4422		0.1538		0.4363		
P DE VAPOR A T PSIA MMEG	526.00	27199.			526.5	27225.			
ENTALPIA ESPECÍFICA BTU/LB-MOL	3105.31		6857.42		3108.33		6829.80		
ENTALPIA MBTU/HR	310.5		0.0		310.8		0.0		
MÓDULO	2001		2001		2001		2001		

## BIBLIOGRAFIA

1. BRASIE, W.C. & D.W. SIMPSON  
GUIDELINE FOR ESTIMATING DAMAGE EXPLOSION  
DOW CHEMICAL CO.  
MIDLAND, MICH. USA
2. BUIVID, M.G. AND M. V. SUSSMAN  
NATURE  
NATURE (LONDON), 275                      1978  
PÁG. 203
3. BURGUESS, D. & ZABETAKIS, M.G.  
U.S BUREAU OF MINES REPORT (RI-6069)  
WASHINGTON, USA                      1962
4. CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY, AICHE  
GUIDELINES FOR EVALUATING THE CHARACTERISTICS OF VAPOR CLOUD EXPLOSIONS  
FLASH FIRES AND BLEVES.  
NEW YORK, NY, USA.                      1994
5. CHAPPEL, W.G.  
PRESSURE/TIME DIAGRAM FROM EXPLOSION VENTEO SPACE  
THE PROCTOR & GABLE CO.  
CINCINNATI, OHIO, USA. PP. 76-86
6. DAVENPORT, J.A.  
'A SURVEY OF VAPOR CLOUD INCIDENTS'  
AICHE, 1977
7. DOW CHEMICAL  
FIRE & EXPLOSION INDEX HAZARD CLASIFICATION GUIDE  
5-EDITION  
AICHE, NEW YORK,                      1981
8. EICHLER, T.V. AND H.S. NAPADENSKY  
ACCIDENTAL VAPOR PHASE EXPLOSIONS ON TRANSPORTATION ROUTES NEAR NUCLEAR  
POWER PLANTS  
IIT RESEARCH INSTITUTE FINAL REPORT No. J6405  
CHICAGO, ILLINOIS, 1977
9. FICKET, W., AND W.C. DAVIS.  
DETONATION  
BERKELEY: UNIVERSITY OF CALIFORNIA PRESS  
CALIFORNIA, USA.                      1979

10. FMUDAN, K. S.  
THERMAL RADIATION HAZARDS FROM HIDROCARBON POOL FIRES  
PROG. ENERGY COMBUST. Sci 10 59-80  
1984
11. GAYLE, J.B. AND H.W. BRANSFORD  
SIZE AND DURATION OF FIREBALL FROM PROPELLANT EXPLOSIONS  
FLIGHT CENTER, HUTSVILLE  
ALA. REPT. NASA TM X-53314 (1965)
12. HANNA, S.R., AND P.J. DRIVAS. AICHE, CCPS GUIDELINES FOR USE OF VAPOR CLOUD  
DISPERSION MODELS  
NEW YORK, NY, USA. 1989
13. KENLEY JOHN S.  
BLEVE  
FIRE COMMAND MAY, 1985
14. KLETZ, T.A.  
UNCONFINED VAPOR CLOUD EXPLOSION  
IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES, LTJ.  
WILTON, ENGLAND
15. KUCHTA, J.M.  
INVESTIGATION OF FIRE AND EXPLOSION ACCIDENTS IN THE CHEMICAL, MINING, AND FUEL-  
RELATED INDUSTRIES-A MANUAL  
BUREAU OF MINES BULLETIN 680, 1985
16. KERN, DONALD. Q  
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR  
CECSA  
14a ED. 1980
17. KLIP MOSHINSKY ABRAHAM  
ELIMINACIÓN DE PELIGROS POTENCIALES EN PROCESOS QUÍMICOS  
IMIQU, SERIES TÉCNICAS NO. 1  
MÉXICO, 1987
18. LESS, FRANK  
LOSS PREVENTION IN THE PROCESS INDUSTRIES  
ED. BUTTERWORTH, LONDRES, 1986
19. LUMLEY, J.L., AND H.A. PANOFSKY.  
THE STRUCTURE OF ATMOSPHERIC TURBULENCE.  
JOHN WILEY AND SONS  
NEW YORK, NY, USA. 1964.



20. MASON, S. & CORCORAN, M  
 POSSIBLE MECHANISM FOR PRESSURIZED-LIQUID TANK  
 EXPLOSIONS OR BLEVE'S  
 SCIENCE VOL.203  
 MARCH,23 1979
21. MOND  
 CORPORACIÓN ICI
22. NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION  
 SOCIETY OF FIRE PROTECTION ENGINEERING  
 ED.STAFF QUINCY, MASSACHUSETTS
23. NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION
- NFPA 11 LOW EXPANSION FOAM AND COMBINED AGENT SYSTEMS
  - NFPA 15 DELUGE FOAM WATER SPRINKLER AND FOAM SPRAY SYSTEM
  - NFPA 25 CENTRIFUGAL FIRE PUMPS
  - NFPA 30 FLAMMABLE AND COMBUSTIBLE LIQUIDS CODE
  - NFPA 72E AUTOMATIC FIRE DETECTORS
24. NETTLETON, M. A  
 GASEOUS DETONATION  
 CHAPMAN AND HALL  
 NEW YORK, USA 10027
25. NORMA PEMEX NO.01.0.26  
 REQUISITOS GENERALES PARA EL PROYECTO. CONSTRUCCIÓN Y EQUIPAMIENTO DE LAS  
 REDES DE AGUA CONTRA INCENDIO
26. OLLE JOHANSSON  
 THE DISASTER AT SAN JUANICO  
 FIRE JOURNAL JANUARY 1986  
 PÁG. 32 - 95
27. PRUGH W. RICHARD  
 QUANTIFY BLEVE HAZARDS  
 CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS  
 FEB. 1991
28. II SIMPOSIO INTERNACIONAL  
 "INDUSTRIA , ENERGÍA Y MEDIO AMBIENTE"  
 INSTITUTO MEXICANO DE INGENIEROS QUÍMICOS  
 MÉXICO, 1994
29. ROBERT C. REID  
 POSSIBLE MECHANISM FOR PRESSURIZED-LIQUID TANK EXPLOSIONS OR BLEVE'S.  
 SCIENCE. VOL. 203. 23 MARCH 1979

30. SIDNEY W. BENSON  
CÁLCULOS QUÍMICOS  
LIMUSA  
1975
31. SMITH, J.M AND H.C. VAN NESS  
INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING THERMODYNAMICS  
McGRAW-HILL BOOK Co.,USA  
1975
32. STOCK M. AND W. GEIGER.  
ASSESSMENT OF VAPOR CLOUD EXPLOSION HAZARD BASED ON RECENT RESEARCH RESULTS.  
9th INT. SYMP. ON THE PREVENTION OF OCCUPATIONAL ACCIDENTS AND DISEASES IN THE CHEMICAL INDUSTRY  
LUZERN. SWITZERLAND. 1984
33. STREHLOW, R.A. AND R.E. RICKER  
THE BLAST WAVE FROM A BURSTING SPHERE  
UNIVERSITY OF ILLINOIS  
PP. 115-121
34. TUNKEL, S. J.  
METHODS FOR CALCULATION OF FIRE AND EXPLOSIONS HAZARDS  
AICHE (HAZARDS RESEARCH CORPORATION)
35. VAN DER BERG, A.C  
BLAST- A CODE FOR NUMERICAL SIMULATION OF MULTI-DIMENSIONAL BLAST EFFECTS  
TNO PRINS MAURITS LABORATORY REPORT  
1990
36. VAN WINGERDEN. C. J. M.  
ON THE SCALING OF VAPOR CLOUD EXPLOSION EXPERIMENTS  
CHEMICAL ENG. RES. DES.67: 334-347  
USA. 1989
37. VEGA PÉREZ, H. Y PIMENTEL LÓPEZ  
MÉTODOS PARA LA EVALUACIÓN DE RIESGOS DE PROCESO  
IMIQU, AÑO XXIX VOL. 6  
MÉXICO
38. WELLS, G.L.  
SAFETY IN PROCESS PLANT DESIGN  
JOHN, WILEY AND SONS  
TORONTO AND LONDON, 1980

39. WHITNEY E. LAWRENCE AND ELMER E JOHNSON  
DESIGN FOR LIMITING EXPLOSION DAMAGE  
CHEMICAL ENGINEERING  
JANUARY 7, 1974 PP. 96-104
  
40. BEST, R. & WILLS, W  
HOT WATER HEATER BLEVE IN SCHOOL KILLS SEVEN  
FIRE JOURNAL  
SEP 1982
  
41. SOCIETY OF FIRE PROTECTION ENGINEERS  
HANDBOOK OF FIRE PROTECTION ENGINEERING  
NFPA, QUINCY MASSACHUSETTS  
1992