

INFORME ESTUDIO DE SEGURIDAD DE CILINDROS Y ESFERAS

INSTALACIONES DE LA PLANTA MAIPU

Elaborado por : QUANTUM RISK MANAGEMENT CONSULTING.

Para : ENAP PLANTA MAIPU



Atención : Sr. HERNAN VON HAUSEN	Doc : IQE-06.060
27/11/2006 – Rev. 0	

REV	EMISION	FECHA	ELABORADO POR	REVISADO	APROBADO
0	Emitido comentarios para	27.11.06	QUANTUM	GET	
1	Emitido aprobación para	26.01.07	QUANTUM	GET	

INDICE

1. OBJETIVO

2. ALCANCE

3. ESTRUCTURA DEL INFORME

4. DESARROLLO

I. NORMAS / NORMATIVAS

II. REVISION DE RIESGOS

ANTECEDENTES DE LAS INSTALACIONES.

EJECUCION DE LA REVISION.

PARTICIPANTES DE LA REVISION.

CRITERIOS DE EVALUACION DE LOS RIESGOS IDENTIFICADOS EN EL ANALISIS.

RESULTADOS

CONCLUSIONES

RECOMENDACIONES

ANEXOS

ANEXO 1. CRITERIOS DE EVALUACION DE RIESGOS.

ANEXO 2. PLANILLA DE ANALISIS HAZOP.

III. ANALISIS DE GESTION OPERACIONAL

IV. ESTUDIO DE SEGURIDAD DE CILINDROS Y ESFERAS

INFORME ESTUDIO DE SEGURIDAD CILINDROS Y ESFERAS

RESUMEN EJECUTIVO

OBJETIVOS

Efectuar Estudio de Seguridad a las instalaciones de cilindros y esferas de LPG de la Planta Maipú a través de la aplicación de la metodología HAZOP, y otras que la complementan, y Análisis de Consecuencias de eventuales siniestros catastróficos.

ALCANCE

El foco del análisis está centrado en la identificación de escenario que pudieran comprometer una adecuada y segura operación de los sistemas de LPG y que lleven **a la potencialidad de ocurrencia de un siniestro catastrófico** (BLEVE y/o UCVE – explosión de vapores no confinados, incendio).

ESTUDIO DE ANALISIS DE CONSECUENCIAS

ESCENARIOS ESTUDIADOS

BATERIAS DE CILINDROS

Se produce una fuga de propano en fase líquida en el cilindro T-340, capacidad de 400 m³, a través de un orificio de 10 mm de diámetro formado por corrosión en el punto de contacto del cilindro con la base de soporte.

ESFERAS

Se produce una fuga de butano en fase líquida en la esfera T-401, capacidad de 4.052 m³, a través de un orificio de 10 mm de diámetro formado por corrosión en el punto de contacto de la esfera con la base de soporte.

HIPOTESIS ADOPTADAS.

CILINDROS

- A. Los dos cilindros de propano considerados en el escenario se encuentran con una tasa de llenado de 90 % cada uno (360 m³).
- B. El diámetro del orificio formado se asumirá de 10 mm, debido a la corrosión en la unión de la base de soporte del cilindro.

- C. El chorro de fuego formado será dirigido hacia el cilindro de propano adyacente, de igual tamaño.
- D. Cada cilindro posee dos manifolds de válvulas de seguridad con área de orificio de 20,27 cm² cada una.
- E. El espesor del casco de los cilindros de propano es de 19.05 mm.
- F. Se adoptará un rendimiento para explosión de vapores no confinados (UVCE), para el propano, de 10% (sugerido por la literatura, como un valor conservador).

ESFERAS

- 1.2. Las dos esferas de butano consideradas en el escenario están con tasa de llenado de 90 % cada una (3.647 m³).
- 1.3. El diámetro del orificio formado se asumirá de 10 mm, debido a la corrosión en la unión de la base de soporte de la esfera.
- 1.4. El chorro de fuego formado será dirigido hacia la esfera de butano adyacente, de igual tamaño.
- 1.5. Cada esfera posee tres válvulas de seguridad con área de orificio de 324,3 cm² cada una.
- 1.6. El espesor del casco de las esferas de butano es de 22 mm.
- 1.7. Se adoptará un rendimiento para explosión de vapores no confinados (UVCE), para el butano, de 10% (sugerido por la literatura, como un valor conservador).

CONCLUSIONES.

Para la identificación de la potencialidad de fuga de gases, cuya acumulación lleve a generar un escenario de potencial evento catastrófico, se observa que un evento de derrame en esfera y otro en cilindro son representativos para la modelación de un siniestro catastrófico en las instalaciones de LPG de la planta. Ver ítem II “Revisión Hazop de las instalaciones de propano y butano de la Planta Maipú”.

En el sector de isla de carga / descarga de LPG el riesgo identificado no caracteriza un escenario de riesgo que conduzca a un evento de tipo catastrófico.

A. SISTEMA CILINDROS DE PROPANO.

- 1. Se presentan dos mecanismos de generación de un evento catastrófico, teniendo ambos como detonante el escape de una masa de vapor de propano a través de un orificio no homogéneo en la base del recipiente :

A. Ignición inmediata del propano que escapó.

Se produce calentamiento del cilindro adyacente al siniestrado.

Se produce una BLEVE, con efectos catastróficos sobre las otras baterías de cilindros (efecto dominó).

B. Acumulación de gases de propano en el sector donde se produjo la fuga.

Ignición no inmediata.

Se produce una UCVE (explosión de vapores no confinados).

A.1. ESCENARIO 1. BLEVE.

Una BLEVE del cilindro de propano adyacente al cilindro donde está escapando propano, y que será sometido a una radiación de 40 Kw/m^2 , ocurrirá con gran probabilidad después de 32 minutos del inicio del chorro de fuego, siempre y cuando no sean tomadas medidas para evitar el calentamiento del cilindro.

Las consecuencias de esta BLEVE serán :

- Grandes daños en un radio de 60 metros, destruyendo todos los cilindros de propano vecinos, consecuentemente provocando nuevos focos de incendio y explosiones por efecto dominó.
- Destrucción de 90 % de vidrios de ventanas en un radio de 200 metros.
- Generación de una bola de fuego, la que provocaría muerte de 100 % de las personas dentro de su radio de acción (344 mt).

De acuerdo a la disposición de la Planta Maipú en el sector, ese impacto alcanzará edificaciones adyacentes, externas a la Planta, comprometiendo la integridad de las personas así como de las instalaciones.

A.2. EXPLOSION DE VAPORES NO CONFINADOS - UVCE.

La liberación de vapores de propano a través del orificio formado provocará máximo un fuego tipo flash, no existiendo masa suficiente de propano para generar sobrepresiones.

B. SISTEMA ESFERAS DE BUTANO.

B.1. FALSA BLEVE.

Una FALSA BLEVE de la esfera de butano adyacente a la esfera de donde esta escapando producto, y que será sometido a una radiación de 35 Kw/m^2 , ocurrirá con gran probabilidad después de 42 minutos del inicio del chorro de fuego, siempre y cuando no sean tomadas medidas para evitar el calentamiento de la esfera.

Las consecuencias de esta FALSA BLEVE serán :

- Grandes daños en un radio de 180 metros, destruyendo todos los cilindros de propano vecinos, así como las otras dos esferas, provocando consecuentemente nuevos focos de incendio y explosiones por efecto dominó.
- Destrucción de 90 % de vidrios de ventanas en un radio de hasta 350 metros.
- Generación de una bola de fuego, la que provocaría muerte de 100 % de las personas dentro su radio de acción (794 metros).

B.2. EXPLOSION DE VAPORES NO CONFINADOS - UVCE.

La liberación de vapores de butano a través del orificio formado provocará máximo un fuego tipo flash, no existiendo masa suficiente de butano para generar sobrepresiones.

C. MEDIDAS DE CONTROL O COMPENSATORIAS.

Se observa que para llegarse al evento que ocurra la BLEVE ha debido transcurrir del orden de media hora, para el caso de cilindros, y 42 min. para las esferas, desde el inicio escape de una masa de vapor de propano o butano respectivamente, **sin que se tome ningún tipo de acción correctiva.**

Esta situación en la práctica no debe ocurrir, considerando todas las protecciones existentes por diseño y los procedimientos vigentes e internalizados por el personal de Operaciones :

- monitoreo continuo en la Sala de Control, incluidas alarmas de las desviaciones de las variables de proceso asociadas a la operación de los cilindros.
- accionamiento de sensores de explosividad en el sector, con respectiva alarma en la pantalla de la Sala de Control.
- supervisión frecuente en el área.
- accionamiento, manual, de los aspersores de agua de las baterías de cilindros y esferas, los que serán refrigerados con respectivas tasas de aplicación de agua de acuerdo a norma, por un tiempo disponible por los inventarios de agua contraincendio.
- mínima probabilidad de presencia de una fuente de ignición en el sector amagado (existencia y aplicación de procedimiento de permiso de trabajo en caliente, no presencia de material combustible en el área, minimización de la acción de electricidad estática,..).
- sobrepresiones aliviadas a la atmósfera a través de los manifolds de válvulas de alivio de presión disponibles en cada recipiente.

Por otro lado, la gestión preventiva de las instalaciones analizadas minimizan la probabilidad que ocurra un evento de pérdida de la capacidad de contención de producto a través de la formación de un orificio por efecto de la corrosión en la unión de la base de soporte del recipiente analizado. Esta incluye :

- nivel de Operaciones compatible con el manejo de productos de alto riesgo inherente.
- programas de mantenimiento e inspección establecidos y aplicados, o en fase de mejorías.
- procedimientos de Operación y mantenimiento necesarios para la adecuada gestión operacional de las instalaciones.
- instalaciones atienden estándares requeridos (Decreto Supremo DS 29).

D. RECOMENDACIONES PARA LOGRAR MAYOR CONFIABILIDAD DE LAS INSTALACIONES.

Considerando las medidas de control o compensatorias relacionadas en el ítem C, que permiten concluir que los eventos catastróficos sometidos a análisis son de muy baja probabilidad de ocurrir, se observa que las instalaciones y gestión operacional en la Planta Maipú **son las suficientes para operar bajo una instalación segura.**

Sin embargo, se deben implementar las acciones identificadas y recomendadas en la revisión de riesgos (Hazop) efectuada, las que consideran :

1. Incluir sistema preventivo (registro de datos - Data logger) para monitorear corrientes expuestas; graficar.
2. Mejorar procedimiento de monitoreo continuo, de tipo preventivo (Falla primaria : Revestimiento; Falla secundaria : Protección catódica).
Efectuar análisis para identificar zonas de deterioro de revestimiento. Efectuar estudio de revestimientos.

NOTA.

Medida aplicable a todas las instalaciones.

3. Reforzar aplicación de procedimiento de operación integrado entre Sonacol y Enap.
4. Aplicar programa de mantención y calibración de las PSV's.
Se propone cambio de válvulas por falta de repuestos.

Adicionalmente, es posible agregar mayor confiabilidad a las instalaciones con la incorporación de medidas del tipo :

- A. Incluir manifold adicional de PSVs en cilindros y esferas.
- B. Agregar sensores de explosividad adicionales.
- C. Garantizar la integridad física del personal que efectúa la supervisión operacional desde la Sala de Control, incluyendo medidas de protección del tipo instalación de pared a prueba de explosión para evitar el impacto de una onda expansiva y efecto de la radiación térmica generadas en un evento de Blevé.

Se observa que su implementación debe responder a un análisis y evaluación detallada, observando el costo / beneficio asociado, considerando que las instalaciones actualmente tienen la confiabilidad suficiente y los procedimientos adecuados (necesarios de mejorar sí con las

medidas descritas en el ítem anterior) que minimizan (en términos prácticos) la probabilidad de ocurrencia de un evento catastrófico como los analizados en el presente estudio.

INFORME GLOBAL

1. OBJETIVO

Efectuar Estudio de Seguridad a las instalaciones de cilindros y esferas de LPG de la Planta Maipú a través de la aplicación de la metodología HAZOP, y otras que la complementan, y Análisis de Consecuencias de eventuales siniestros catastróficos.

2. ALCANCE

El foco del análisis está centrado en la identificación de escenario que pudieran comprometer una adecuada y segura operación de los sistemas de LPG y que lleven **a la potencialidad de ocurrencia de un siniestro catastrófico** (BLEVE y/o UCVE – explosión de vapores no confinados, incendio).

Así, no es alcance de esta revisión la identificación de todos los riesgos inherentes posibles de encontrarse presentes en las instalaciones ni de la identificación de los problemas o restricciones de operabilidad existentes, que son objetivos típicos de identificación y evaluación en una revisión HAZOP.

3. ESTRUCTURA DE INFORME.

Para el estudio se ha considerado el siguiente desarrollo :

- 1º. Verificación de las normativas aplicables a la potencialidad de ocurrencia de eventos catastróficos en instalaciones industriales.
- 2º. Análisis de riesgos mediante revisión Hazop a las instalaciones de Propano y Butano.
- 3º. Análisis de Gestión Operacional de las instalaciones de Propano y Butano.
- 4º. Estudio Análisis de Consecuencias de eventuales siniestros catastróficos en instalaciones de Propano y Butano.

4. DESARROLLO

I. NORMAS / NORMATIVAS.

De la revisión de normas / normativas nacionales **que deben ser aplicadas a escenarios de siniestros catastróficos en instalaciones industriales**, se concluye que no existe exigencia aplicable a procesos productivos en Operación.

El decreto ley DS 95 (del Ministerio de Vivienda y Urbanismo) establece las condiciones exigidas para **nuevas** instalaciones a implantar. Sin embargo, no define requerimientos a cumplir para instalaciones en operación.

Indica que para una modificación a un proceso se debe efectuar un Estudio de Seguridad.

Este Estudio de Seguridad se efectuará en función del riesgo potencial existente en las instalaciones, de acuerdo a los productos químicos presentes y a los inventarios considerados. Presenta una tabla y un diagrama de flujo para enmarcarse en el nivel de riesgo de la instalación y en la necesidad de efectuar el Estudio de Seguridad.

El Estudio de Seguridad, para instalaciones de riesgo inherente alto, debe considerar Análisis de Consecuencias de eventuales siniestros catastróficos que pudieran impactar dentro de los límites de la instalación y más allá de éstos, afectando a la población e instalaciones existentes.

Además, las normativas de la CONAMA observa de la necesidad de efectuar un Estudio de Riesgos, con la aplicación de Estudio de Análisis de Consecuencias de eventos que podrían generar un impacto fuera de los límites de la instalación industrial **para nuevos proyectos**.

En instalaciones en operación exige efectuar estos estudios **en el caso de implementar modificaciones a las instalaciones existentes**.

Así, las instalaciones de la Planta Maipú no son exigidas de presentar un estudio sobre Análisis de Consecuencia para su operación.

II. REVISION DE RIESGOS. ANALISIS HAZOP.

II.1. ANTECEDENTES DE LAS INSTALACIONES.

La revisión de riesgos se aplicará a las instalaciones de baterías de cilindros, las esferas y las estaciones de carga / descarga de LPG en la Planta Maipú.

II.2. EJECUCIÓN DE LA REVISIÓN

Para atender a los objetivos de buscar identificar riesgos inherentes en las instalaciones descritas en el ítem anterior, se procedió a efectuar una revisión HAZOP a los sistemas de Cilindros, Esferas y Estaciones de carga / descarga de LPG en la Planta Maipú.

II.3. OBJETIVO

Efectuar Análisis de riesgos a las instalaciones de cilindros y esferas de LPG de la Planta Maipú.

Con esta revisión se pretende:

- identificar riesgos inherentes asociados a desviaciones de las variables de proceso y de la operación de equipos y sistemas.
- identificar eventos indeseables que podrían comprometer la integridad física de las personas y la integridad de las instalaciones.
- verificar la confiabilidad operacional de equipos e instalaciones.
- proponer medidas para minimizar o reducir el riesgo a : la integridad de las personas e instalaciones y de impactar negativamente al medio ambiente.

Además, que permitan mejorar (si se aplica) la confiabilidad de las instalaciones en estudio, de modo a minimizar la probabilidad de ocurrencia de desviaciones que conduzcan a siniestros catastróficos.

II.4. ALCANCE.

El foco del análisis está centrado en la identificación de escenario que pudieran comprometer una adecuada y segura operación de los sistemas de LPG y que lleven **a la potencialidad de ocurrencia de un siniestro catastrófico** (BLEVE y/o UCVE – explosión de vapores no confinados, incendio).

Así, no es alcance de esta revisión la identificación de todos los riesgos inherentes posibles de encontrarse presentes en las instalaciones ni de la identificación de los problemas o restricciones de operabilidad existentes, que son objetivos típicos de identificación y evaluación en una revisión Hazop.

II.5. DESCRIPCION

A. DATOS DE BASE.

La revisión HAZOP fue efectuado en las instalaciones de Enap Refinerías Planta Maipú, el día 17.10.2006.

Se apoyó en la documentación técnica disponible en la Planta y en el aporte de los diversos especialistas de Enap.

B. PARTICIPANTES EN LA REVISIÓN.

En la jornada de revisión participaron, por las empresas que se indican, los siguientes profesionales:

PARTICIPANTE	EMPRESA	FUNCION O ESPECIALIDAD
Sergio Cárdenas	ENAP	Supervisor de Proyectos
Hernán Von Hausen	ENAP	Prevención de Riesgos / Medio Ambiente / Calidad
Cristián Urrea	ENAP	Prevención de Riesgos / Medio Ambiente / Calidad
René Miranda	ENAP	Jefe de Planta Maipú
Hector Carter	ENAP	Jefe de Turno Planta Maipú
Claudio Veliz	ENAP	Ing. de Planta Maipú.
Luis Salazar	ENAP	Técnico Mantenimiento
Juan Parra	ENAP	Técnico Mantenimiento
Valeria Espinoza	QUANTUM	Ingeniera de Proceso
Gregorio Estay	QUANTUM	Coordinador de la Revisión

C. CRITERIOS DE EVALUACION DE LOS RIESGOS IDENTIFICADOS EN EL ANÁLISIS.

Para la evaluación de los riesgos se han aplicado los criterios definidos en el **anexo 1**.

II.6. RESULTADOS

En **anexo 2** se presenta planilla de análisis crítico (HAZOP) donde se incluyen:

- Definición de los nodos de análisis.
- Análisis de desviaciones de las condiciones normales de operación, restricciones y limitaciones para una adecuada operación.

- Causas posibles y consecuencias de las desviaciones u observaciones indicadas en el ítem anterior.
- Medidas de control previstas para normalizar las situaciones consideradas no conforme.
- Acciones adicionales requeridas para minimizar o administrar los riesgos y corregir condiciones subestándares.
- Evaluación de las acciones registradas.

RIESGOS.

Se han identificado 13 riesgos y fueron evaluados 10, con la siguiente clasificación :

CLASE DE RIESGO	NUMERO
GRAVE	01
SERIO	01
BAJO	08
TOTAL	10

Descripción en la **Tabla 1.**

TABLA 1. RIESGOS IDENTIFICADOS		
Nº	RIESGO	CLASIFICACION
1	Fuga de gas de la línea, con potencialidad de siniestro de	GRAVE

	incendio.	
2	Potencialidad de incendio por acumulación de gas en sectores del trazado de línea.	LEVE
3	PSV's de cilindro no operan en caso de requerirse.	LEVE
4	Fuga de gas por congelamiento al operar una PSV.	SERIO
5	Impacto sobre el vidrio de level glass de cilindros.	LEVE
6	Destrucción del vidrio de toma muestra.	LEVE
7	Falla de PSV's.	LEVE
8	Falla de sello de bomba de C3.	N.E.
9	Fuga de butano a la atm por rotura de level glass en esfera.	LEVE
10	Por incendio en sector de LPG se comprometan las señales de P°, T° y nivel hacia la Sala de Control.	LEVE
11	De corrientes estáticas en presencia de vapores inflamables.	N.E.
12	Pérdida de gas, por operación de drenaje de F-301.	N.E.
13	Desgaste y rotura de flexible que lleva a escape de gas.	LEVE

ACCIONES.

En esta revisión se han generado 06 acciones, las que se relacionan en la Tabla 2 siguiente :

TABLA 2. LISTADO DE ACCIONES	
Nº	DESCRIPCION
1	Incluir sistema preventivo (registro de datos - Data logger) para monitorear corrientes expuestas; graficar. Mejorar procedimiento de monitoreo continuo, de tipo preventivo (Falla primaria : Revestimiento; Falla secundaria : Protección catódica). Efectuar análisis para identificar zonas de deterioro de revestimiento. Efectuar estudio de revestimientos. NOTA. Medida aplicable a todas las instalaciones.
2	Reforzar aplicación de procedimiento de operación integrado entre Sonacol y Enap.
3	Aplicar las acciones del ítem 1 a las líneas de menor diámetro.
4	Aplicar programa de mantención y calibración de las PSV's. Se propone cambio de válvulas por falta de repuestos.
5	Verificar existencia de válvula de sobre flujo. Caso negativo, instalar válvulas de corte de flujo, de acuerdo a norma.
6	Verificar acción de LAHH 403 en circuito de enclavamiento. (en esferas).

NOTA.

El detalle de los aspectos que generaron las tablas anteriores se encuentra en el **anexo 2** “Planilla de Análisis de riesgos Hazop”.

II.7. CONCLUSIONES

- A. El mayor riesgo identificado está asociado a fuga de producto en sector de trazado de líneas desde / hacia Sonacol, y tiene relación con la potencialidad de siniestro de incendio en el sector.

La mayor parte de los otros escenarios de riesgos también tienen asociada la fuga de gases, si bien por la menor probabilidad de ocurrencia o bien por el impacto menor, no caracterizan un riesgo alto.

- B. Para identificar la potencialidad de fuga de gases, cuya acumulación lleve a generar un escenario de potencial evento catastrófico, se observa que un evento de derrame en esfera y otro en cilindro son representativos para la modelación de un siniestro catastrófico en las instalaciones de LPG de la planta.

En el sector de isla de carga / descarga de LPG el riesgo identificado no caracteriza un escenario de riesgo que conduzca a un evento de tipo catastrófico.

- C. El análisis identificó 06 acciones recomendadas, necesarias de evaluar e implementar. De las acciones recomendadas, la mayoría está asociada a la necesidad de mejorar procedimientos y programa de inspección y de mantenimiento. Dos de estas acciones tiene relación con verificación y mejoría (menor) de diseño.

- D. La implementación de las recomendaciones definidas en el presente análisis permitirán dar mejor confiabilidad a las instalaciones analizadas, así como disponer de una instalación que podrá operar bajo riesgos controlados, con lo que se tendrá un mejor control de los riesgos identificados.

II.8. RECOMENDACIONES

Evaluar, estudiar y definir la implementación de las recomendaciones registradas en el presente estudio.

ANEXOS

ANEXO 1. CRITERIOS DE EVALUACION DE RIESGOS

TABLA DE PROBABILIDAD DE OCURRENCIA DE UN EVENTO NO DESEADO

POSIBILIDAD	DESCRIPCIÓN	DESCRIPCION DE FRECUENCIA
CASI CIERTO (CC)	Se espera que la consecuencia ocurra en la mayoría de los casos	Alta frecuencia de ocurrencia – Ocurre más de una vez por año
PROBABLE (P)	La consecuencia ocurrirá Probablemente en la mayoría de los casos	El evento ocurre, tiene una historia y ocurre una vez entre uno y cinco años.
POSIBLE P(o)	La consecuencia puede ocurrir alguna vez.	Ocurre una vez entre cinco y diez años.
POCO PROBABLE (PP)	La consecuencia puede ocurrir bajo circunstancias excepcionales o en otras instalaciones similares.	Ocurre una vez entre los diez y los treinta años.
RARO (R)	No ocurre	Ocurre una vez cada treinta años o más.

TABLA DE CONSECUENCIAS. ECONOMICA / SEGURIDAD / MEDIO AMBIENTE					
CATEGORÍA CONSECUENCIA FACTORES DE CONSECUENCIA	BAJA (B)	MENOR (Me)	MODERADA (Mo)	MAYOR (Ma)	CATASTRÓ FICA (C)
FINANCIERA	Pérdida hasta US\$ 100.000	Pérdida entre US\$ 100.000 y US\$ 200.000	Pérdida entre US\$ 200.000 y US\$ 500.000	Pérdida entre US\$ 500.000 y US\$ 1.000.000.	Pérdida sobre US\$ 1.000.000.
SEGURIDAD	Heridas Menores (Ej. Cortes , moretones , quemaduras menores).	Heridas Significativas (Ej. Quemaduras mayores , huesos quebrados, fracturas, moretones y cortes severos).	Heridas Graves (Ej. Quemaduras graves en gran-des superficies corporales, grandes heridas internas , graves heridas al cráneo).	Fatalidad	Fatalidades Múltiples.
MEDIO AMBIENTE	Contaminación Menor. Breve Contaminación momentánea. No advertida por el público/ medios. No se requiere informar a EPA. Relativamente fácil de limpiar.	Contaminación Significativa. Escape momentáneo. Puede atraer alguna atención del público/medios. Se requiere informar a EPA. Algunos costos por limpieza.	Contaminación Grave. Poco probable	Evento Ambiental Mayor. Poco Probable	Evento Ambiental Catastrófico. Poco Probable.

VALORIZACION DE RIESGOS.

Se han aplicado los criterios anteriores para evaluar la probabilidad de ocurrencia de un evento no deseado y las consecuencias – severidad del evento

Con estos parámetros se determina el nivel de riesgos, según :

TABLA VALORIZACION DE RIESGOS					
PROBABILIDAD	CONSECUENCIA SEVERIDAD				
	BAJA (B)	MENOR (Me)	MODERADO (Mo)	MAYOR (Ma)	CATASTROFICA (C)
CASI CIERTO (CC)	ALTO (A)	ALTO	EXTREMO (E)	EXTREMO	EXTREMO
PROBABLE (P)	MODERADO (M)	ALTO	ALTO	EXTREMO	EXTREMO
POSIBLE (PO)	BAJO (B)	MODERADO	ALTO	EXTREMO	EXTREMO
POCO PROBABLE (PP)	BAJO	BAJO	MODERADO	ALTO	EXTREMO
RARO (R)	BAJO	BAJO	MODERADO	ALTO	ALTO

ANEXO 2. PLANILLA DE REVISION HAZOP

III. ANÁLISIS DE GESTIÓN OPERACIONAL

Con el objetivo de conocer algunos aspectos del nivel de Gestión operacional aplicable en la Planta Maipú, se efectuaron entrevistas a los responsables por la gestión. Algunas reflexiones se registran en el **anexo 3**.

Con este análisis, conceptual y general, se busca observar / identificar el nivel de aplicación de aspectos y parámetros requeridos en la operación de las instalaciones.

ANTECEDENTE

Un índice importante del nivel de seguridad, confiabilidad y gestión de la operación en la Planta se refiere a la aplicación del Decreto Supremo DS 29 a las instalaciones que almacenan y manejan GLP.

En las instalaciones de la Planta Maipú se efectuó hace algunos años atrás, por la empresa Foster Wheeler-Chile, un estudio para verificar la aplicación de la normativa a las instalaciones.

Se concluyó que :

La mayoría de las instalaciones de LPG cumplen con los requerimientos que exige el Decreto DS 29. Sin embargo, se detectó ausencia de los documentos que permitan respaldar todas las afirmaciones que se hacen respecto a las instalaciones de la planta.

Existen algunos ítems que, si bien no cumplen con la exigencia del referido decreto, corresponden a equipos o instalaciones que iniciaron su operación antes de la publicación del DS 29.

Para los puntos que no cumplen las exigencias de los decretos, el estudio recomendó poner en marcha un plan de modificaciones que permitiera regularizar esos ítemes.

ANEXO 3.
DESCRIPCION Y ANALISIS DE GESTION DE LAS INSTALACIONES
OPERACION / MANTENCION.

ANEXO 3. DESCRIPCION Y ANALISIS DE GESTION DE LAS INSTALACIONES. OPERACIÓN / MANTENCION.		
Rev. : 0.		25.11.2006
Nº	DESCRIPCION	COMENTARIO
A	OPERACIÓN.	
1	MODOS DE OPERACION. TRANSFERENCIAS. Envío a Gasco (Lipigas), Abastible : Operaciones son solamente manuales locales. Se efectúan por bombas. No se preparan mezclas. Las efectúan las compañías. LLENADO. Para C3 y C4. Solamente se recibe desde Enap Aconcagua. Por gasoducto desde Quinteros : 10 pulg. No existen lógicas de enclavamiento de las operaciones.	Operaciones garantizadas, si se respetan y aplican los procedimientos de Operación.
2	CRITERIOS DE OPERACIÓN DE CILINDROS Y ESFERAS. Enap programa recepción en función de capacidad disponible para recibir. Siempre dispone de un volumen de reserva. ESFERAS. Opera a 75 % de su capacidad. Se puede llegar hasta 85 %, previa autorización. CILINDROS Operan con los mismos criterios.	Criterio de Operación que permite un margen de seguridad en el equipo. Criterio de Operación que permite un margen de seguridad en el equipo.
3	LLENADO DE CAMIONES. Instalaciones recientes : 2 años. Están normalizadas. CARGA. • Se efectúa operación de carguío a camiones. • Es diaria : Número de operaciones : variable : 3 a 8 / día. Principalmente de propano. Carga de butano es eventual. • Existen procedimientos operacionales que son aplicables. • Horario : diurno y nocturno. • Tiempo de cada carga : 30 a 40 min.	Conforme.
4	ENCLAVAMIENTOS. Para monitoreo de niveles en cilindros y esferas se dispone de LSH y LSHH, con respectivas alarmas en la Sala de Control.	Se encuentra en proceso de cambio de los sistemas (estrategias de protección).
5	DISEÑO. Norma aplicada : ASME 8. Div. 1. Para esferas y cilindros. O Div. 2 última edición. (1994).	
Nº	DESCRIPCION	COMENTARIO

6	PLAN DE CONTINGENCIA. Existente.	
7	VULNERABILIDADES / FALLA DE CONTENEDORES. - No se han detectado fugas en tramo de líneas dentro de Enap. - Estas han ocurrido en tramo de Sonacol (reparaciones). - Con cierta periodicidad se aplica conejeo inteligente. Al detectarse falla se programa reparación.	Estadística que observa buen resultado de la Gestión Operacional.
B	MANTENCION.	
1	ANTECEDENTES. Se llevan hojas de vida de todos los recipientes. Data : desde 1990 hacia delante. PARAMETROS DE GESTION. Son aplicados : - Espesores de pared de cilindros y esferas. Conforme. - Flujos y criterios de dimensionamiento de PSV's. Conforme. - Criterios de mantención aplicables : compatibles, según estándares. - Estadísticas de fallas equipos. - Historial de equipos. - Cuadros técnicos.	
2	MANTENCION. Se aplica programas de inspección. Se empezó a aplicar plan de área visión : cada 5 años. Procedimiento basado en los criterios de revisión de válvulas de alivio de presión (PSV's). - recalibración y certificación de las PSV's : se desarmen, cambia sello de tope, y calibra con N2 seco. - se efectúan testes para verificar rangos de calibración. (desviaciones de no más de 3 %). Verificación ante y después de la reparación. En mantención mayor : se revisan los manifold de válvulas.	La norma pide revisión cada 10 años para retirar estanques fuera de servicio.
3	ESPESTORES EN CILINDROS / ESFERAS. NORMA. No hay exigencia de normativas para revisión o de procedimientos de inspección de esferas y cilindros. Norma indica : medir espesores cada 5 años. Externamente. Se debe verificar si existe desgaste sobre los valores de referencia (diseño): se efectúa en Maipú a cada 5 años.	Si hay pérdida de espesores por este método, se abre el equipo. Proceso corrosivo : asociado a la humedad que traiga el gas.
Nº	DESCRIPCION	COMENTARIO
	Desde hace algunos años se inicio el criterio de evaluación sistemática de espesores (aprox. 66 puntos el estanques + 32	

	puntos en las líneas de entrada y salida). Espesores de diseño : están sobre dimensionados.	
4	PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN. Recipiente se retira de servicio y se le puede efectuar : • Inspección magnética. • Tinta penetrante. • Ultrasonidos. Dirigido a detectar zonas con defecto; evaluar para determinar reparar. Por ejemplo : si se detectó laminación. • Partícula magnética para cordones de soldaduras. • Radiografía para certificar reparaciones. • Estándares respecto a a las refinerías : no hay. • No se tiene criterio común a la aplicación de la norma en las diferentes instalaciones de Enap. • Se encuentra en observando la aplicación de criterios comunes de inspección a todas las instalaciones de Enap.	Se efectúan con recursos externos. Criterios de reparación : los determina Enap internamente.
5	FALLAS. No hay estadísticas de eventos ocurridos.	

IV. ESTUDIO DE SEGURIDAD DE CILINDROS Y ESFERAS. ANALISIS DE CONSECUENCIAS

OBJETIVO

Efectuar estudio de Análisis de Consecuencia de hipotéticos escenarios catastróficos que pudieran ocurrir en las instalaciones de cilindros y esferas de LPG de la Planta Maipú.

ESCENARIOS ESTUDIADOS

BATERIAS DE CILINDROS

Se produce una fuga de propano en fase líquida en el cilindro T-340, capacidad de 400 m³, a través de un orificio de 10 mm de diámetro formado por corrosión en el punto de contacto del cilindro con la base de soporte.

ESFERAS

Se produce una fuga de butano en fase líquida en la esfera T-401, capacidad de 4.052 m³, a través de un orificio de 10 mm de diámetro formado por corrosión en el punto de contacto de la esfera con la base de soporte.

HIPOTESIS ADOPTADAS.

CILINDROS

- A. Los dos cilindros de propano considerados en el escenario se encuentran con una tasa de llenado de 90 % cada uno (360 m³).
- B. El diámetro del orificio formado se asumirá de 10 mm, debido a la corrosión en la unión de la base de soporte del cilindro.
- C. El chorro de fuego formado será dirigido hacia el cilindro de propano adyacente, de igual tamaño.
- D. Cada cilindro posee dos manifolds de válvulas de seguridad con área de orificio de 20,27 cm² cada una.
- E. El espesor del casco de los cilindros de propano es de 19.05 mm.
- F. Se adoptará un rendimiento para explosión de vapores no confinados (UVCE), para el propano, de 10% (sugerido por la literatura, como un valor conservador).

ESFERAS

- 1.2. Las dos esferas de butano consideradas en el escenario están con tasa de llenado de 90 % cada una (3.647 m³).
- 1.3. El diámetro del orificio formado se asumirá de 10 mm, debido a la corrosión en la unión de la base de soporte de la esfera.
- 1.4. El chorro de fuego formado será dirigido hacia la esfera de butano adyacente, de igual tamaño.

- 1.5. Cada esfera posee tres válvulas de seguridad con área de orificio de $324,3 \text{ cm}^2$ cada una.
- 1.6. El espesor del casco de las esferas de butano es de 22 mm.
- 1.7. Se adoptará un rendimiento para explosión de vapores no confinados (UVCE), para el butano, de 10% (sugerido por la literatura, como un valor conservador).

CONCLUSIONES.

Para la identificación de la potencialidad de fuga de gases, cuya acumulación lleve a generar un escenario de potencial evento catastrófico, se observa que un evento de derrame en esfera y otro en cilindro son representativos para la modelación de un siniestro catastrófico en las instalaciones de LPG de la planta. Ver informe IQE-06061 "Revisión Hazop de las instalaciones de propano y butano de la Planta Maipú".

En el sector de isla de carga / descarga de LPG el riesgo identificado no caracteriza un escenario de riesgo que conduzca a un evento de tipo catastrófico.

A. SISTEMA CILINDROS DE PROPANO.

1. Se presentan dos mecanismos de generación de un evento catastrófico, teniendo ambos como detonante el escape de una masa de vapor de propano a través de un orificio no homogéneo en la base del recipiente :

A. Ignición inmediata del propano que escapó.

Se produce calentamiento del cilindro adyacente al siniestrado.

Se produce una BLEVE, con efectos catastróficos sobre las otras baterías de cilindros (efecto dominó).

B. Acumulación de gases de propano en el sector donde se produjo la fuga.

Ignición no inmediata.

Se produce una UCVE (explosión de vapores no confinados).

A.1. ESCENARIO 1. BLEVE.

Una BLEVE del cilindro de propano adyacente al cilindro donde está escapando propano, y que será sometido a una radiación de 40 Kw/m^2 , ocurrirá con gran probabilidad después de 32 minutos del inicio del chorro de fuego, siempre y cuando no sean tomadas medidas para evitar el calentamiento del cilindro.

Las consecuencias de esta BLEVE serán :

- Grandes daños en un radio de 60 metros, destruyendo todos los cilindros de propano vecinos, consecuentemente provocando nuevos focos de incendio y explosiones por efecto dominó.

- Destrucción de 90 % de vidrios de ventanas en un radio de 200 metros.
- Generación de una bola de fuego, la que provocaría muerte de 100 % de las personas dentro su radio de acción (344 mt).

De acuerdo a la disposición de la Planta Maipú en el sector, ese impacto alcanzará edificaciones adyacentes, externas a la Planta, comprometiendo la integridad de las personas así como de las instalaciones.

Los daños se evalúan con base en las tablas del **anexo A.7**.

A.2. EXPLOSION DE VAPORES NO CONFINADOS - UVCE.

La liberación de vapores de propano a través del orificio formado provocará máximo un fuego tipo flash, no existiendo masa suficiente de propano para generar sobrepresiones.

B. SISTEMA ESFERAS DE BUTANO.

B.1.FALSA BLEVE.

Una FALSA BLEVE de la esfera de butano adyacente a la esfera de donde esta escapando producto, y que será sometido a una radiación de 35 Kw/m^2 , ocurrirá con gran probabilidad después de 42 minutos del inicio del chorro de fuego, siempre y cuando no sean tomadas medidas para evitar el calentamiento de la esfera.

Las consecuencias de esta FALSA BLEVE serán :

- Grandes daños en un radio de 180 metros, destruyendo todos los cilindros de propano vecinos, así como las otras dos esferas, provocando consecuentemente nuevos focos de incendio y explosiones por efecto dominó.
- Destrucción de 90 % de vidrios de ventanas en un radio de hasta 350 metros.
- Generación de una bola de fuego, la que provocaría muerte de 100 % de las personas dentro su radio de acción (794 metros).

Los daños se evalúan con base en las tablas del **anexo B.7**.

B.2. EXPLOSION DE VAPORES NO CONFINADOS - UVCE.

La liberación de vapores de butano a través del orificio formado provocará máximo un fuego tipo flash, no existiendo masa suficiente de butano para generar sobrepresiones.

C. MEDIDAS DE CONTROL O COMPENSATORIAS.

Se observa que para llegarse al evento que ocurra la BLEVE ha debido transcurrir del orden de media hora, para el caso de cilindros, y 42 min. para las esferas, **sin que se tome ningún tipo de acción correctiva.**

Esta situación en la práctica no debe ocurrir, considerando todas las protecciones existentes por diseño y los procedimientos vigentes e internalizados por el personal de Operaciones :

- monitoreo continuo en la Sala de Control, incluidas alarmas de las desviaciones de las variables de proceso asociadas a la operación de los cilindros,
- accionamiento de sensores de explosividad en el sector, con respectiva alarma en la pantalla de la Sala de Control.
- supervisión frecuente en el área.
- accionamiento, manual, de los aspersores de agua de las baterías de cilindros y esferas, los que serán refrigerados con respectivas tasas de aplicación de agua de acuerdo a norma, por un tiempo disponible por los inventarios de agua de contraincendio
- mínima probabilidad de presencia de una fuente de ignición en el sector amagado (existencia y aplicación de procedimiento de permiso de trabajo en caliente, no presencia de material combustible en el área, minimización de la acción de electricidad estática,...).
- sobrepresiones aliviadas a la atmósfera a través de los manifolds de válvulas de alivio de presión disponibles en cada recipiente.

Por otro lado, la gestión preventiva de las instalaciones analizadas minimizan la probabilidad que ocurra un evento de pérdida de la capacidad de contención de producto a través de la formación de un orificio por efecto de la corrosión en la unión de la base de soporte del recipiente analizado. Esta incluye :

- nivel de Operaciones compatible con el manejo de productos de alto riesgo inherente.
- programas de mantenimiento e inspección establecidos y aplicados, y / o en fase de mejoras.
- procedimientos de Operación y mantenimiento necesarios para la adecuada gestión operacional de las instalaciones.
- instalaciones atienden estándares requeridos (DS 29).

D. RECOMENDACIONES PARA PERMITIR MAYOR CONFIABILIDAD A LAS INSTALACIONES.

Considerando las medidas de control o compensatorias relacionadas en el ítem C, que permiten concluir que los eventos catastróficos sometidos a análisis son de muy baja probabilidad de ocurrir, se observa que las instalaciones y gestión operacional en la Planta Maipú son las suficientes para operar bajo una instalación segura.

Desde el punto de vista de gestión operacional, se debe trabajar sí en la implementación de una sistemática en la revisión de los

Sin embargo se deben implementar las acciones identificadas en la revisión de riesgos (Hazop), las que consideran :

1. Incluir sistema preventivo (registro de datos - Data logger) para monitorear corrientes expuestas; graficar.
2. Mejorar procedimiento de monitoreo continuo, de tipo preventivo (Falla primaria : Revestimiento; Falla secundaria : Protección catódica). Efectuar análisis para identificar zonas de deterioro de revestimiento. Efectuar estudio de revestimientos.

NOTA. Medida aplicable a todas las instalaciones.

3. Reforzar aplicación de procedimiento de operación integrado entre Sonacol y Enap.
4. Aplicar programa de mantención y calibración de las PSV's.
Se propone cambio de válvulas por falta de repuestos.

Adicionalmente, es posible agregar mayor confiabilidad a las instalaciones con la incorporación de medidas del tipo :

- A. Incluir manifolds adicionales de PSV's en cilindros y esferas.
- B. Agregar sensores de explosividad adicionales.
- C. Garantizar la integridad física del personal que efectúa la supervisión operacional desde la Sala de Control, incluyendo medidas de protección del tipo instalación de pared a prueba de explosión para evitar el impacto de una onda expansiva generada en un evento de Bleve.

Se observa que su implementación debe responder a un análisis y evaluación detallada, observando el costo / beneficio asociado, considerando que las instalaciones actualmente tienen la confiabilidad suficiente y los procedimientos adecuados (necesarios de mejorar sí con las medidas descritas en el ítem anterior) que minimizan (en términos prácticos) la probabilidad de ocurrencia de un evento catastrófico como los analizados en el presente estudio.

INDICE

A. CILINDROS.

1. OBJETIVO

ESCENARIOS DE FUGA DE PRODUCTO EN CILINDROS

2. HIPOTESIS

3. MODELACION

4. DESARROLLO DEL ESTUDIO

4.1. MECANISMO DE FORMACION DE NUBE DE VAPORES DE PRODUCTO.

- 4.2. IGNICION INMEDIATA.
- 4.3. CALENTAMIENTO DEL CILINDRO DE PROPANO ADYACENTE.
- 4.4. CALCULOS.

5. CONCLUSIONES

6. ANEXOS

ANEXO A.1 :
Programa Chem-Plus

ANEXO A.2 :
Programa RADTEMP (Calentamiento de la plancha no mojada).

ANEXO A.3 :
Programa Chems Plus (Bola de Fuego).

ANEXO A.4 :
Programa EFFECTS (Bola de Fuego).

ANEXO A.5 :
Programa EFFECTS (Cantidad de propano dentro del chorro en el rango de explosividad).

ANEXO A.6 :
Tablas de efectos de las sobrepresiones.

B. ESFERAS.

1. OBJETIVO

ESCENARIOS DE FUGA DE PRODUCTO EN ESFERAS

2. HIPOTESIS

3. MODELACION

4. DESARROLLO DEL ESTUDIO

- 4.1. MECANISMO DE FORMACION DE NUBE DE VAPORES DE PRODUCTO.
- 4.2. IGNICION INMEDIATA.
- 4.3. CALENTAMIENTO DE LA ESFERA DE BUTANO ADYACENTE.
- 4.4. CALCULOS.

5. CONCLUSIONES

6. ANEXOS

ANEXO B.1 :
Programa Chem-Plus

ANEXO B.2 :
Programa RADTEMP (Calentamiento de la plancha no mojada).

ANEXO B.3 :
Programa Chems Plus (Bola de Fuego).

ANEXO B.4 :
Programa EFFECTS (Bola de Fuego).

ANEXO B.5 :
Programa EFFECTS (Cantidad de butano dentro del chorro en el rango de explosividad).

ANEXO B.6 :
Tablas de efectos de las sobrepresiones.

7. GENERAL. BIBLIOGRAFÍA.

1. OBJETIVO

Efectuar estudio de Análisis de Consecuencia de hipotéticos escenarios catastróficos que pudieran ocurrir en las instalaciones de cilindros y esferas de LPG de la Planta Maipú.

1. CILINDROS.

A. ESCENARIOS DE FUGA DE PROPANO EN CILINDROS.

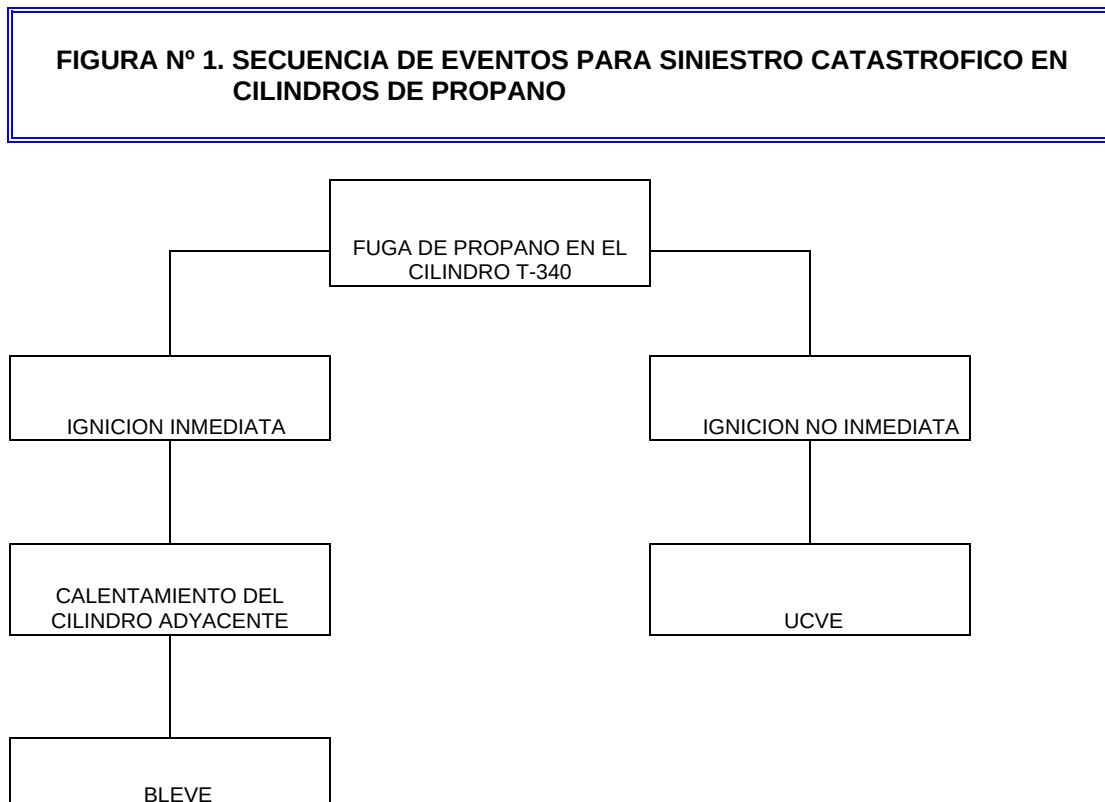
2. HIPOTESIS

Las siguientes hipótesis fueron definidas para la elaboración de los escenarios y para la determinación de las consecuencias de una fuga de producto.

1.1.ESCENARIOS CONSIDERADOS.

Se produce una fuga de propano en fase líquida en el cilindro T-340, capacidad de 400 m³, a través de um orificio de 10 mm de diametro formado por corrosión en el punto de contacto del cilindro com la base de soporte.

La **Figura 1** presenta los escenarios posibles y la secuencia de eventos, después que ha ocurrido el evento inicial de fuga de propano en el cilindro.



HIPOTESIS ADOPTADAS.

- A. . Los dos cilindros de propano considerados en el escenario se encuentran con una tasa de llenado de 90 % cada uno (360 m³).
- B. . El diámetro del orificio formado se asumirá de 10 mm, debido a la corrosión en la unión de la base de soporte del cilindro.
- C. El chorro de fuego formado será dirigido hacia el cilindro de propano adyacente, de igual tamaño.
- D. . Cada cilindro posee dos manifold de válvulas de seguridad con área de orificio de 20,27 cm² cada una.
- E. . El espesor del casco de los cilindros de propano es de de 19.05 mm.

- F. Se adoptará un rendimiento para explosión de vapores no confinados (UVCE), para el propano, de 10% (sugerido por la literatura, como un valor conservador).

3. MODELACION

Fueron utilizados los programas de modelización de consecuencias :

- CHEMS-PLUS versão 2, de Arthur D. Little, Inc Cambridge, Massachusetts 02140, Noviembre de 1991,
- EFFECTS versão 1.4 A, Febero de 1989 de la TNO,

y métodos de cálculo contenidos en el “Yellow Book” de la TNO según indicado en las referencias.

4. DESARROLLO DEL ESTUDIO

La fuga de propano abajo de la superficie del líquido en el cilindro, originado por corrosión, con orificio estimado de diámetro 10 mm y sin la posibilidad de contención, fue simulado a través del programa CHEMS-PLUS.

4.1. MECANISMO DE FORMACIÓN DE NUBE DE VAPORES DE PRODUCTO.

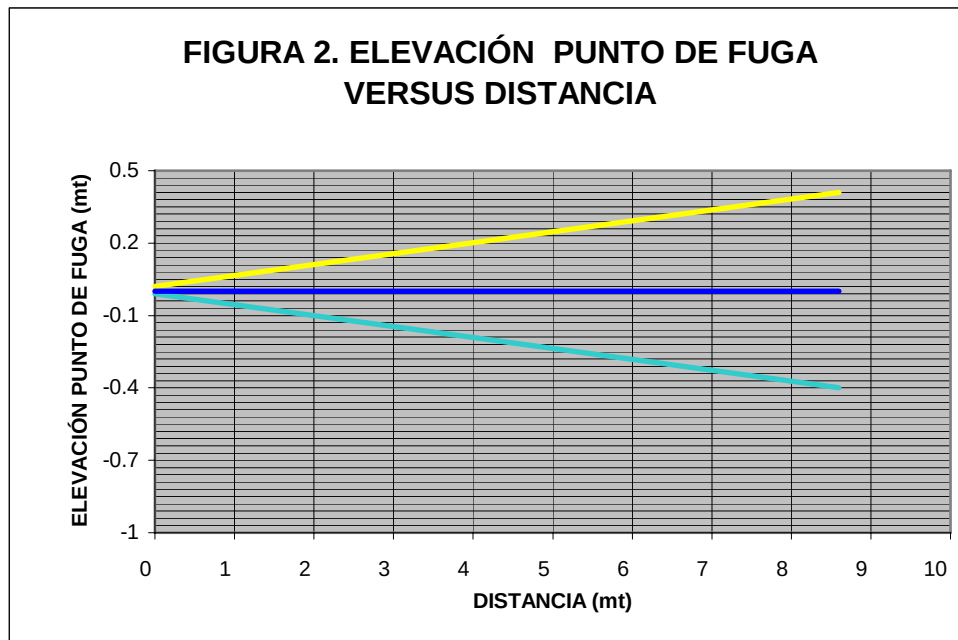
Los resultados de la simulación indican que el flujo que escapa a través del orificio formado será de 0,89 Kg/s.

Una parte de ese líquido será inmediatamente vaporizada en la propia boquilla (flash adiabático), y el resto caerá al piso, formando una pequeña poza de propano que también se evapora por :

- los efectos de la convección con el aire,
- de la radiación solar, y
- del calentamiento por el suelo.

Se presenta también la formación de aerosoles.

La geometría del chorro donde la concentración corresponde al LIE del propano (2,1% en volumen) está representada en la **Figura 2**.



4.2. IGNICIÓN INMEDIATA.

El escenario considera que la ignición ocurrirá inmediatamente después del inicio de la fuga. Por lo tanto se tendrá la formación de un chorro de fuego en el orificio, que quemará 0.89 Kg/s de propano, produciendo una llama con 12 metros de largo (**anexo 1**).

La dirección de la llama no es posible de ser prevista, pues el orificio será formado por corrosión, por lo que su forma será heterogénea.

Se puede entonces admitir, como condición más conservadora, que el orificio formado sea tal que la llama se vuelva exactamente en la dirección del cilindro de propano adyacente.

El chorro de fuego producirá el calentamiento del cilindro de propano adyacente y el calentamiento del propio cilindro de propano (T-340) en que ocurrió la fuga.

4.3. CALENTAMIENTO DEL CILINDRO DE PROPANO ADYACENTE.

El calentamiento de este cilindro de propano, con una radiación de 40 Kw/m^2 , podrá provocar la abertura de la válvula de seguridad y con la reducción del nivel del líquido dentro del cilindro, provocará la fragilización de la plancha metálica no mojada (sobre el nivel del líquido).

El calentamiento del cilindro de propano sometido a esa radiación fue simulado para evaluar la posibilidad que ocurra una BLEVE.

4.3.1. CAUSAS DE UNA BLEVE.

Para que ocurra una BLEVE son necesarias dos condiciones simultáneas :

- A. Que la temperatura del líquido en el interior del cilindro alcance la temperatura límite de sobre calentamiento (ésta es de $53 \text{ }^{\circ}\text{C}$, para el propano), y
- B. Que ocurra la ruptura del equipo.

La curva de calentamiento de la plancha no mojada del cilindro de propano en función del tiempo está representada en la **Figura 3**.

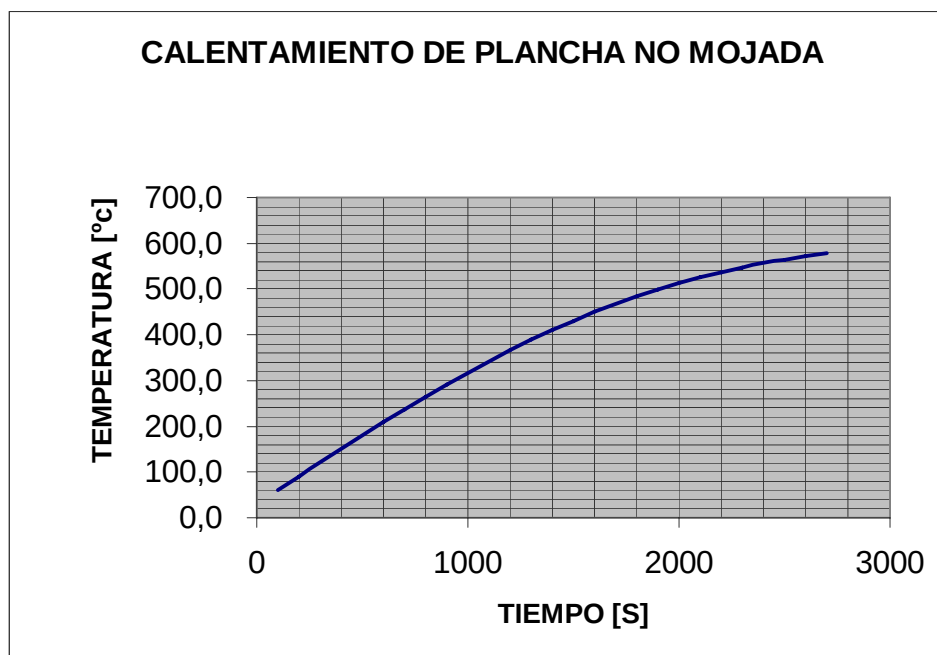


FIG. 3. TEMPERATURA (°C) VERSUS TIEMPO (seg) PARA CALENTAMIENTO DE LA PLANCHA NO MOJADA.

Podemos observar que aproximadamente 32 minutos después del inicio del fuego, tipo chorro, la temperatura del casco metálico alcanza 500 °C.

NOTA.

Con esta temperatura existe una gran probabilidad que el casco se fragilice, según normas constructivas.

En el momento de la ruptura, la temperatura dentro del cilindro será la de equilibrio con una presión que será ligeramente inferior a la de abertura de las PSV's; éstas solamente abrirían dentro de un tiempo un poco superior al de ruptura.

Para ser conservadores en los cálculos, se admite que la temperatura en el momento de la ruptura sea igual a 54,6 °C, que corresponde a la temperatura en equilibrio con a presión de abertura de las PSV's.

4.3.2. EFECTOS DE UNA BLEVE.

La temperatura límite de sobrecalentamiento para el propano es de aproximadamente 53 °C. Por lo tanto existe la probabilidad que ocurra una BLEVE.

En el caso que este evento se presente, se tiene como consecuencias :

- una sobrepresión debida a la expansión de la fase vapor en el cilindro desde su presión de 18.6 kg/cm² absoluta hasta la presión atmosférica,
- otra sobrepresión debida a la vaporización explosiva, y
- una bola de fuego.

Las dos sobrepresiones ocurren con un intervalo de tiempo entre ellas muy corto; primero la generada por la expansión de la fase vapor y en seguida la sobrepresión generada por la vaporización explosiva.

La sobrepresión generada por la vaporización explosiva es mucho más importante que la generada por la expansión de la fase vapor, por lo tanto, consideramos la segunda como valor para analizar los daños.

Las sobrepresiones generadas en la explosión tipo BLEVE, serán determinadas por el método contenido en el Yellow Book de la TNO 1997.

El trabajo de expansión por unidad de masa de propano saturado a la presión y temperatura de ruptura, que es generado en la explosión del cilindro de propano, puede ser determinado a través del gráfico de la **Figura 4**.

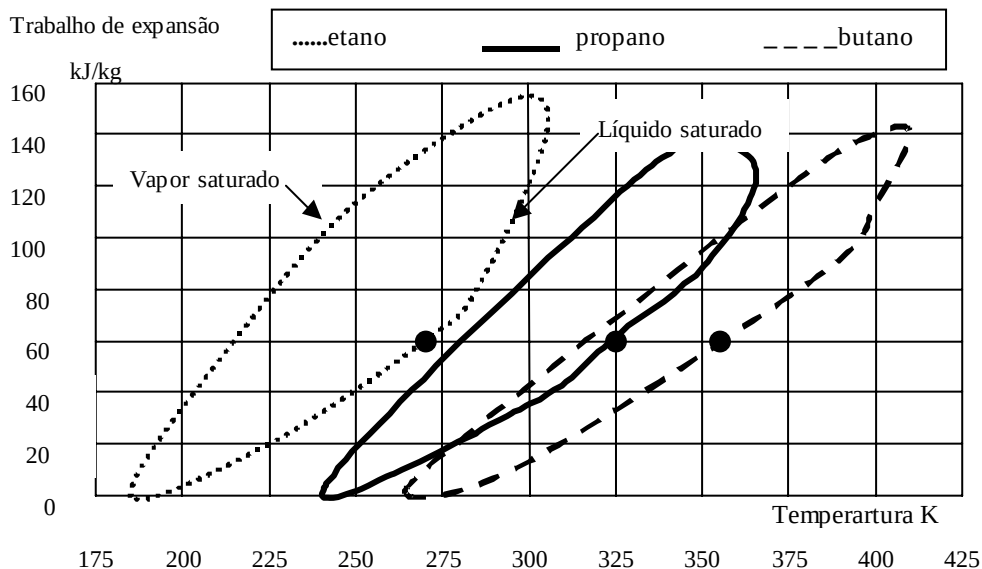


FIGURA 4. TRABAJO DE EXPANSIÓN VERSUS TEMPERATURA.

4.4. CALCULOS.

Trabajo específico de expansión.

Se determinará el trabajo específico de expansión de la fase vapor y de la fase líquida dentro del cilindro desde su ruptura hasta la presión atmosférica.

El estado inicial corresponde a la presión de 18.6 kg/cm² absoluto (presión de abertura de la PSV) y 54.5 °C (327.5 ° K).

El estado final corresponde a la presión de 1 kg/cm² absoluto a la temperatura de saturación (231 ° K).

Por lo tanto: $e_{av} \text{ líquido} = 60 \text{ Kj/Kg}$

$e_{av} \text{ vapor} = 115 \text{ Kj/Kg}$

La energía de la explosión será entonces calculada para la masa existente de líquido y de vapor en el cilindro (se considera el cálculo más conservador), o sea, 360 m³ de líquido y 40 m³ de vapor en el momento de la ruptura.

$$M \text{ líquido} = (442 \text{ kg/m}^3) \times (360 \text{ m}^3) = 159.120 \text{ kg}$$

$$M \text{ vapor} = (1,86 \text{ kg/m}^3) \times (40\text{m}^3) = 75 \text{ kg}$$

La energía de la explosión será la suma de la energía de la fase líquida + la energía de la fase vapor :

$$E_{av} = 60 \times 159.120 + 115 \times 75 = 9.555.825 \text{ kJ}$$

La energía liberada debe ser multiplicada por dos, pues la explosión ocurrirá a nivel del piso, por lo que se debe considerar el efecto de la reflexión de las ondas de presión en el suelo.

$$E_{ex} = E_{av} \times 2$$

$$E_{ex} = 19.111.650 \text{ kJ} = 1,91 \times 10^{10} \text{ Joules}$$

Cálculo de las sobrepresiones resultantes de la explosión.

La distancia adimensional $\bar{R}$ es definida como :

$$\bar{R} = r_t \left[\frac{P_a}{E_{ex}} \right]^{\frac{1}{3}} \quad \bar{R} = r_t \left[\frac{101325}{1,91 \times 10^{10}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

donde r_t representa la distancia en metros a las cuales se desea conocer la sobrepresión y el impulso.

Por lo tanto, el valor de $\bar{R}$ para las distancias al las cuales serán calculadas las sobrepresiones están representados en la **Tabla 1**.

TABLA 1

Valor $\bar{R}$	Distancia del centro de la explosión r_t (metros)
0,35	20
0,87	50
1,74	100
3,48	200

Se determinan a continuación los adimensionales que representan la sobrepresión $\bar{P}_s$ y el impulso $\bar{I}$ a través de las **Figura 5** y **Figura 6** respectivamente, con los valores de $\bar{R}$ determinados anteriormente.

Figura 1

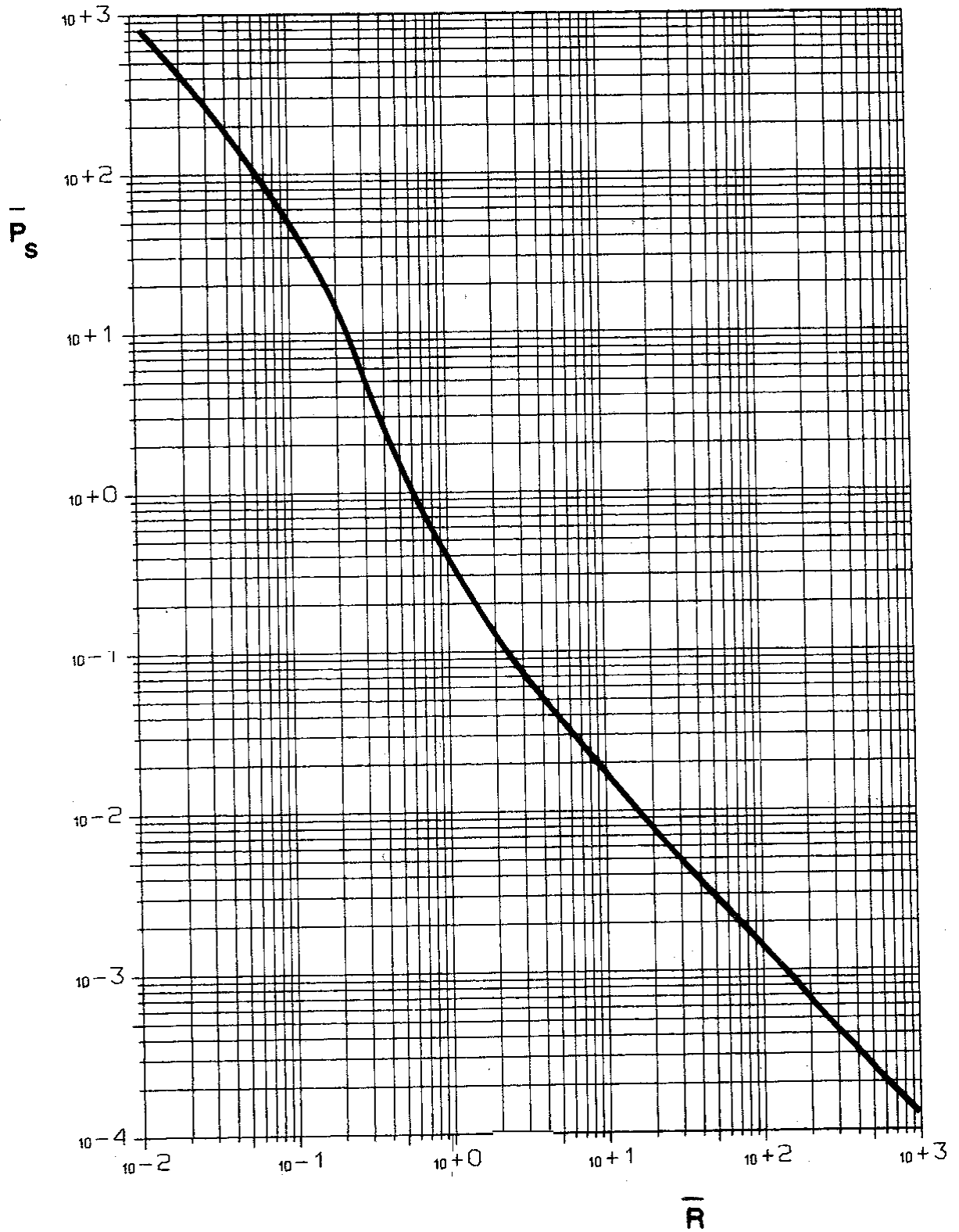


FIGURA 5

Figura 2

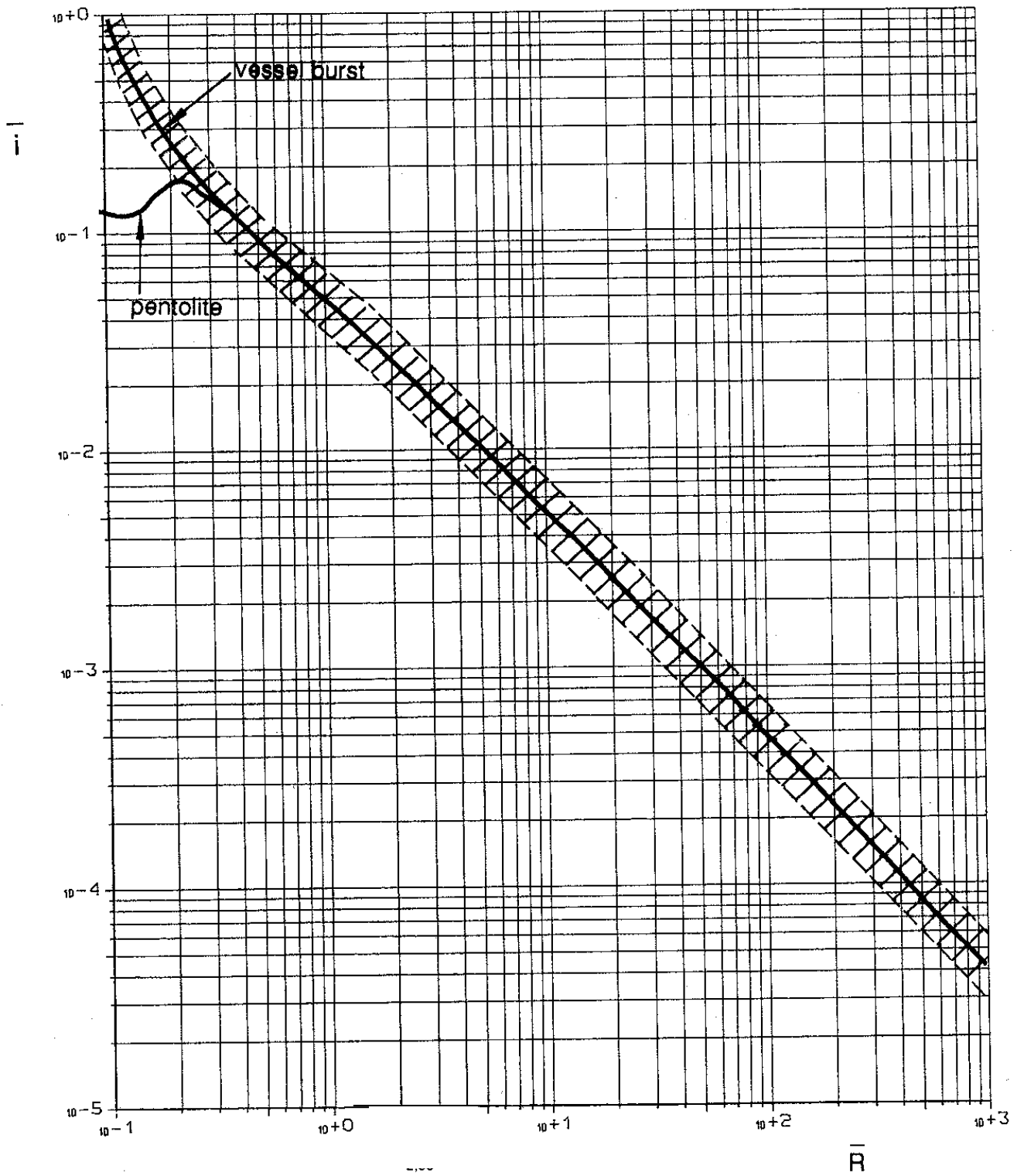


FIGURA 6

La **Tabla 2**, presenta el resumen de los valores obtenidos de los gráficos.

TABLA 2

$\bar{R}$	$\bar{P}_s$	$\bar{I}$
0,35	3	0,15
0,87	0,4	0,06
1,74	0,15	0,035
3,48	0,06	0,015

Ahora se deben ajustar los valores de $\bar{P}_s$ e $\bar{I}$ para compensar el hecho que el recipiente no es esférico y se encuentra al nivel del suelo.

Los factores de corrección utilizados varían en función del valor de $\bar{R}$, por lo tanto tendremos que multiplicar el adimensional de la sobrepresión :

- por 4 para $\bar{R}$ menores que 0,3,
- por 1,6 para valores de $\bar{R}$ entre 0,3 e 3,5 y
- por 1,4 para valores de $\bar{R}$ mayores que 3,5.

Para ajustar el recipiente al suelo multiplicar por 2 para $\bar{R} < 1$ e por 1,1 para $\bar{R} > 1$.

El adimensional del impulso, $\bar{I}$, será multiplicado por 2 para $\bar{R}$ menor que 0,3, por 1,1 para $\bar{R}$ entre 0,3 e 1,6 e por 1 para $\bar{R}$ mayor que 1,6.

Para ajustar el recipiente la suelo multiplicar por 1,6 para $\bar{R} < 1$ e por 1,1 para $\bar{R} > 1$.

La **Tabla 3** presenta los nuevos valores de los adimensionales de $\bar{P}_s$ e $\bar{I}$.

TABLA 3

$\bar{R}$	$\bar{P}_s$	$\bar{I}$
0,35	$3 \times 1,6 \times 2 = 9,6$	$0,15 \times 1,1 \times 1,6 = 0,264$
0,87	$0,4 \times 1,6 \times 2 = 1,28$	$0,06 \times 1,1 \times 1,6 = 0,106$
1,74	$0,15 \times 1,6 \times 1,1 = 0,265$	$0,035 \times 1 \times 1 = 0,035$
3,48	$0,06 \times 1,6 \times 1,1 = 0,106$	$0,015 \times 1 \times 1 = 0,015$

Las sobrepresiones y los impulsos correspondientes en las distancias estudiadas serán entonces calculadas por las relaciones siguientes :

$$P_s - P_a = \bar{P}_s \cdot P_a \quad \text{en Pascal's ,}$$

y

$$i = \bar{I} \cdot \left(P_a \right)^{\frac{2}{3}} \left(E_{ex} \right)^{\frac{1}{3}} / a_a \quad \text{en Pascal's}$$

Donde a_a es la velocidad del sonido en el aire (340 m/s).

$$i = \bar{I} \cdot (101325)^{\frac{2}{3}} (1.91 \times 10^{10})^{\frac{1}{3}} / 340$$

En la **Tabla 4** se indica el resumen de los cálculos realizados por las ecuaciones anteriores.

TABLA 4

Distancia en metros	Sobrepresión Pa (bar)	Impulso Pas
20	$9,6 \times 10^5$ (9,6)	4511
50	$1,28 \times 10^5$ (1,28)	1811
100	265×10^5 (0,265)	598
200	$,106 \times 10^5$ (0,106)	256

La curva de la **Figura 7** presenta la amortiguación de la sobrepresión con la distancia.

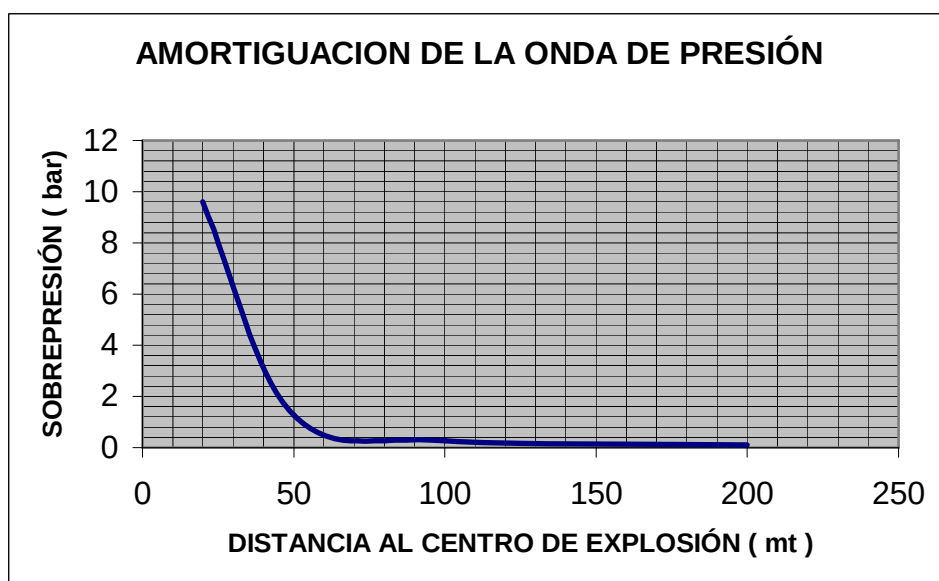


FIGURA 7. AMORTIGUACIÓN DE LA ONDA DE PRESIÓN VERSUS DISTANCIA AL CENTRO DE LA EXPLOSION (mt).

BOLA DE FUEGO.

Los efectos de la bola de fuego son esencialmente térmicos y el riesgo de mortalidad puede ser muy alto en el interior de la misma.

El diámetro máximo de la bola de fuego será del orden de 344 metros con una duración de 19 segundos. (ver **anexo 3** y **anexo 4**)

Ignición no inmediata.

El escenario considera que la ignición no ocurre inmediatamente después de la formación del orificio en el cilindro; por lo tanto, con la fuga de aproximadamente 0,89 Kg/s de propano en la fase vapor tendremos la formación de una nube de vapores inflamables, que si encuentran una fuente de ignición, podrá ocasionar una explosión de vapores no confinados (UVCE).

La dispersión de esa emisión indica que la nube dentro del rango de explosividad alcanza una distancia de aproximadamente 8 metros del local de la fuga; sin embargo la cantidad de material dentro de los límites de explosividad es muy pequeña para generar una explosión de vapores no confinados UVCE (ver **anexo 5**).

ANEXO A.1 :
Programa Chem-Plus

ANEXO A.2 :
Programa RADTEMP (Calentamiento de la plancha no mojada).

ANEXO A.3 :
Programa Chems Plus (Bola de Fuego).

ANEXO A.4 :
Programa EFFECTS (Bola de Fuego).

ANEXO A.5 :
Programa EFFECTS (Cantidad de propano dentro del chorro en el rango de explosividad).

ANEXO A.6 :
Tablas de efectos de las sobrepresiones.

ANEXO A.1. CALCULO CON PROGRAMA CHEM PLUS V 2.0

PRINT OUT

CHEM-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE PROPANO

PAGE 1
PEDRO METROPOLO
Sun Oct 15 13:27:46 2006

NAME: PROPANE
FORMULA: C3H8
STRUCTURE: CH3CH2CH3
ALIAS_1: N-PROPANE
ALIAS_2: DIMETHYLMETHANE
ALIAS_3: PROPYL HYDRIDE
CAS #: CHEM ABS NUM 74-98-6

Compound ID #	25
Molecular weight	44.0960 [kg/kmol]
Type of Data	Error <= 1 %
Normal boiling point	231.11 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Critical temperature	369.82 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Critical pressure	4.249E+06 [Pa]
Type of Data	Error <= 2 %
Critical volume	0.2029 [m3/kmol]
Type of Data	Error <= 10 %
Critical compressibility	0.2800
Type of Data	Calculated
Melting point	85.46 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Triple point temperature	85.44 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Triple point pressure	0.0002074 [Pa]
Type of Data	Error <= 10 %
Liquid molar volume	0.07564 [m3/kmol]
Type of Data	Error <= 2 %
Liquid molar volume ref temp.	231.11 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Ideal gas heat of formation	-1.047E+08 [J/kmol]
Type of Data	Error <= 5 %
Ideal free energy of formation	-2.44E+07 [J/kmol]

Type of Data	Error <= 5 %
Ideal gas absolute entropy	2.702E+05 [J/kmol/K]
Type of Data	Error <= 5 %
Heat of fusion at melting point	3.524E+06 [J/kmol]
Type of Data	Error <= 2 %
Standard net heat of combustion	-2.043E+09 [J/kmol]
Type of Data	Error <= 5 %
Acentric factor	0.1517
Type of Data	Calculated
Radius of gyration	2.431E-10 [m]
Type of Data	Error <= 5 %
Solubility parameter	13091.00 [J/m ³] ^{0.5}
Type of Data	Calculated
Dipole moment	0 [C.m]
Type of Data	Error <= 1 %
Van der Waals volume	0.03757 [m ³ /kmol]
Type of Data	Error <= 2 %
Van der Waals area	5.59E+08 [m ² /kmol]
Type of Data	Error <= 2 %
Refractive index	1.2898
Type of Data	Unknown accuracy
Flash point	0.0000
Type of Data	Inappropriate
Lower flammability limit	2.1000 [vol %]
Type of Data	Unknown accuracy
Upper flammability limit	9.5000 [vol %]
Type of Data	Unknown accuracy
Autoignition temperature	723.15 [K]
Type of Data	Unknown accuracy
M-factor	0.5908
Type of Data	Calculated
N-factor	0.4096
Type of Data	Calculated

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE PROPANO

PAGE 3
PEDRO METROPOLO
Sun Oct 15 13:27:51 2006

Equilibrium K1 0
Type of Data Missing / Inappropriate

Equilibrium K2 0
Type of Data Missing / Inappropriate

Equilibrium K3 0
Type of Data Missing / Inappropriate

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE PROPANO

PAGE 1
PEDRO METROPOLO
Fri Oct 13 10:08:32 2006

Two-phase flow from vessels
=====

May 1990

User Inputs:

Temperature, (K)	303
Total mass in vessel, (kg)	1.86E+05
Hole diameter, (m)	0.01
Discharge coefficient	1

Model Outputs:

Mass discharge rate, (kg/s)	0.888
Time to empty, (s)	2.09E+05
Flash fraction	0.462
Liquid density, (kg/m3)	485
Vapor density, (kg/m3)	1.77
2-Phase mixture density, (kg/m3)	3.82

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE PROPANO

PAGE 2
PEDRO METROPOLO
Fri Oct 13 10:14:19 2006

2-Phase expansion/aerosolization model
=====

Last Revised, May 1990

User Inputs:

Initial temperature, (K)	303
Initial pressure, (Pa)	1.08E+06
Nozzle vapor quality (0 to 0.99)	0.462
Nozzle diameter, (m)	0.0127
Two-phase mass flow rate, (kg/s)	0.89
Final temperature, (K)	231
Final pressure, (Pa)	1.01E+05
Ambient temperature, (K)	303

Model Outputs: Expansion

Initial vapor density, (kg/m3)	23.4
Initial liquid density, (kg/m3)	485
Initial mixture density, (kg/m3)	48
Initial mixture velocity, (m/s)	146
Final vapor density, (kg/m3)	2.41
Final liquid density, (kg/m3)	583
Final mixture density, (kg/m3)	3.77
Final mixture velocity, (m/s)	285
Isentropic flash fraction	0.636
Expanded diameter, (m)	0.0325

Model Outputs: Rainout

Superheat, (K)	71.9
----------------------	------

Total internal energy change, (J/kg)	6.65E+04
Work done on the atmosphere, (J/kg)	2.48E+04
Expansion Energy, (J/kg)	4.17E+04
Mass fraction rained out	8.42E-19
Vapor mass rate, (kg/s)	0.566
Liquid aerosolization rate, (kg/s)	0.324
Liquid mass rainout rate, (kg/s)	7.49E-19
Final vapor fraction	0.636

CHEMS-PLUS, V 2.0
 PROJECT: MAIPU
 PROBLEM: VAZAMENTO DE PROPANO

PAGE 3
 PEDRO METROPOLO
 Fri Oct 13 10:18:20 2006

Gas/two-phase jet dispersion
 =====
 Last revised July, 1990

User Inputs:

Jet density [after expansion], (kg/m3)	3.77
Ambient temperature, (K)	303
Ambient pressure, (Pa)	1.01E+05
Limiting concentration, (ppm)	2.1E+04
Jet radius [after expansion], (m)	0.0163

Model Outputs:

Jet radius, (m)	0.395
Downwind distance, (m)	8.51

CHEMS-PLUS, V 2.0
 PROJECT: MAIPU
 PROBLEM: VAZAMENTO DE PROPANO

PAGE 4
 PEDRO METROPOLO
 Fri Oct 13 10:22:06 2006

Flame Jet Model
 =====
 Last revised July, 1990

User Inputs:

Ambient temperature, (K)	303
Relative humidity, (Percent)	80
Vessel temperature, (K)	303
Vessel pressure, (Pa)	1.4E+06
Hole diameter, (m)	0.01
Limiting flux value, (kW/m2)	40

Databank Values:

Lower flammable limit, (ppm)	2.1E+04
Molecular weight, (kg/kmol)	44.1
Heat of combustion, (J/kmol)	2.04E+09

Model Outputs:

Radiative Fraction of Combustion Energy	0.314
air density, (kg/m3)	1.17
Jet density, (kg/m3)	15.1
Mass flow rate, (kg/s)	0.292
Flame jet length, (m)	11.9
Atmospheric transmissivity	0.888
Distance to limiting flux value, (m)	2.74

ANEXO A.2. PROGRAMA RADTEMP (CALENTAMIENTO DE PLANCHA NO MOJADA).

DADOS PARA O CALCULO					
Emissividade do metal	Absortividade do metal	Espessura do metal (m)	Densidade do metal (kg/m3)	dt (s)	T amb. (K)
0,5	0,5	0,0195	7900	100	303
Radiacao (kw/m2)	Cp do metal (kcal/kg.C)	Temp. inicial do metal (K)	Radiacao (kcal/h.m2)	dt (h)	
40	0,1	303	34388,0	0,027778	

Temperatura (K)	(dT/dt)	Tempo acumulado (s)	dT (K)	T + dT (K)	Tf (C)
303	1,103E+03	100	3,063E+01	333,6	60,629
333,6	1,095E+03	200	3,042E+01	364,0	91,046
364,0	1,085E+03	300	3,013E+01	394,2	121,18
394,2	1,072E+03	400	2,978E+01	424,0	150,95
424,0	1,056E+03	500	2,934E+01	453,3	180,29
453,3	1,038E+03	600	2,882E+01	482,1	209,12
482,1	1,016E+03	700	2,822E+01	510,3	237,34
510,3	9,909E+02	800	2,752E+01	537,9	264,86
537,9	9,625E+02	900	2,674E+01	564,6	291,6
564,6	9,307E+02	1000	2,585E+01	590,5	317,45
590,5	8,958E+02	1100	2,488E+01	615,3	342,33
615,3	8,578E+02	1200	2,383E+01	639,2	366,16
639,2	8,172E+02	1300	2,270E+01	661,9	388,86
661,9	7,743E+02	1400	2,151E+01	683,4	410,37
683,4	7,296E+02	1500	2,027E+01	703,6	430,64
703,6	6,836E+02	1600	1,899E+01	722,6	449,63
722,6	6,370E+02	1700	1,769E+01	740,3	467,32
740,3	5,902E+02	1800	1,640E+01	756,7	483,72
756,7	5,439E+02	1900	1,511E+01	771,8	498,83
771,8	4,986E+02	2000	1,385E+01	785,7	512,68
785,7	4,548E+02	2100	1,263E+01	798,3	525,31
798,3	4,128E+02	2200	1,147E+01	809,8	536,78
809,8	3,730E+02	2300	1,036E+01	820,1	547,14
820,1	3,356E+02	2400	9,322E+00	829,5	556,46
829,5	3,008E+02	2500	8,355E+00	837,8	564,82
837,8	2,686E+02	2600	7,460E+00	845,3	572,28
845,3	2,390E+02	2700	6,639E+00	851,9	578,92

A constante de Stefan-Boltzmann vale: 4.93 E-08 Kcal/h.m2.K4

ANEXO A.3. PROGRAMA CHEMS PLUS (BOLA DE FUEGO).

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE PROPANO

PAGE 1
PEDRO METROPOLO
Sun Oct 15 10:49:14 2006

Fireball Model
=====

Inputs:

Fireball mass, (kg) 1.59E+05

Outputs:

Maximum fireball diameter, (m) 344
Maximum fireball height, (m) 565
Fireball duration, (s) 18.5
Fatality zone radius, (m) 575
Injury zone radius, (m) 1.06E+03

ANEXO A.4. PROGRAMA EFFECTS (BOLA DE FUEGO).

EFFECTS version 1.4 A (C) Feb. 1989 TNO

WHAT KIND OF CALCULATION ?

1 = LIST OF PROPERTIES	7 = EVAPORATION
2 = RESET GRAPHICS AND PROGRAM	8 = VAPOUR EXPLOSION
3 = HEAT RADIATION	9 = TWO PHASE FLOW
4 = TURBULENT FREE JET	10 = END OF PROGRAM
5 = OUTFLOW	11 = DRAW GRAPH (EGA card)
6 = NEUTRAL GAS DISPERSION	12 = CURRENTLY NOT IN USE ==> (3) ?

CALCULATION MODEL : HEAT RADIATION

TYPE OF FIRE?

1= circular pool
2= rectangular pool
3= vapour cloud (BLEVE) ==> 3 ?

AMBIENT TEMPERATURE = 30 (°C)
AMOUNT OF GAS = 159000 (KG)
DIAMETER CLOUD = 317.7 (M)
DURATION OF FIRE BALL = 19.2 (S)
INTENSITY OF RADIATION = 171.6 (KW/M²)
RELATIVE HUMIDITY = 80 (%)

THE THERMAL LOAD IS CALCULATED FROM THE CENTRE OF THE FIRE-BALL

DISTANCE (M) MAX.THERMAL LOAD (KW/M²)

174.7	107.5
190.6	84.9
206.5	69.8
222.4	58.6
238.3	50.0
317.7	26.4
476.6	11.0
635.4	6.0
794.3	3.7
1588.5	0.9
2382.8	0.4
3177.1	0.2

DO YOU WANT TO USE THIS MODEL AGAIN {same UN number} (YES=1 NO=0) ==> 1 ?

ANEXO A.5. PROGRAMA EFFECTS (CANTIDAD DE PROPANO DENTRO DEL CHORRO EN EL RANGO DE EXPLOSIVIDAD).

EFFECTS VERSION 1.4 A (C) FEB. 1989 TNO

WHAT KIND OF CALCULATION ?

- | | |
|--------------------------------|-------------------------------------|
| 1 = LIST OF PROPERTIES | 7 = EVAPORATION |
| 2 = RESET GRAPHICS AND PROGRAM | 8 = VAPOUR EXPLOSION |
| 3 = HEAT RADIATION | 9 = TWO PHASE FLOW |
| 4 = TURBULENT FREE JET | 10 = END OF PROGRAM |
| 5 = OUTFLOW | 11 = DRAW GRAPH (EGA card) |
| 6 = NEUTRAL GAS DISPERSION | 12 = CURRENTLY NOT IN USE ==> (3) ? |

CALCULATION MODEL : TURBULENT FREE JET---PROPANE

AMOUNT OF GAS BETWEEN 2 THRESHOLD LIMITS

TEMPERATURE = 60.0 (°C)
OUTFLOW PRESSURE = 13.60 (Bar) (GIVEN PRESSURE)
CROSS SECTION OF OPENING = 7.85E-05 (M²)
COEFFICIENT OF CONTRACTION = 1.00

SOURCE STRENGTH = 0.27 (KG/S)
CULMINATION DISTANCE = 39 (M)
VOLUME OF GAS = 0.0 (M³) BETWEEN
UPPER LIMIT = 0.095 (M³/M³)
LOWER LIMIT = 0.021 (M³/M³)

DO YOU WANT TO USE THIS MODEL AGAIN (YES=1 NO=0) ==> 1 ?

ANEXO 6. Implantación con los radios de las sobrepresiones y bola de fuego.

**ANEXO A.6. TABLA DE EFECTOS DE LAS SOBREPRESIONES
SOBRE INSTALACIONES INDUSTRIALES**

Equipment	Overpressure PSI																			
	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0	8.5	9.0	9.5	10.0
Control house steel roof	a	c	d				n													
Control house concrete roof	a	e	p	d			n													
Cooling tower	b						b													
Tank: cone roof	d																			
Instrument cubicle		a				i m														
Fired heater			g	i																
Reactor: chemical		a												p						
Filter			h															v	t	
Regenerator																				
Tank: floating roof																				
Reactor: cracking																				
Pipe supports																				
Utilities: gas meter																				
Utilities: electric transformer																				
Electric motor																				
Blower																				
Fractionation column																				
Pressure vessel horizontal																				
Utilities: gas regulator																				
Extraction column																				
Steam turbine																				
Heat exchanger																				
Tank sphere																				
Pressure vessel: Vertical																				
Pump																				

Source:

Stephens, M.M., *Minimizing Damage To Refineries*, U.S. Dept. of the Interior, Office of Oil & Gas, Feb. 1970

Code

- a. Windows and gauges break
- b. Louvers fall at 0.3-0.5 psi
- c. Switchgear is damaged from roof collapse
- d. Roof collapses
- e. Instruments are damaged
- f. Inner parts are damaged
- g. Brick cracks
- h. Debris-missile damage occurs
- i. Unit moves and pipes break
- j. Bracing fails
- k. Unit uplifts (half-filled)

- l. Power lines are severed
- m. Controls are damaged
- n. Block walls fall
- o. Frame collapses
- p. Frame deforms
- q. Case is damaged
- r. Frame cracks
- s. Piping breaks
- t. Unit overturns or is destroyed
- u. Unit uplifts (0.9 filled)
- v. Unit moves on foundation

Peak Overpressure		Damage
Psig	Barg	
0,25	0,017	Threshold of 1% glass breakage
0,3	0,02	Threshold for minor damage, 3 to 10% window glass broken
0,4 to 0,7	0,027 – 0,048	Tiles displaced
1,0	0,07	90% or more window glass broken (shattered) Partial demolition of houses, made uninhabitable
1 to 2	0,07 to 0,14	Corugated asbestos shattered Corrugated steel or aluminium panels fastenings usually fail, followed by buckling Wood panels in standard housing blown in
1,4	0,1	Possible damage to oil storage tanks
2	0,14	Partial collapse of walls and roofs of houses
2 to 3	0,14 to 0,20	Concrete block walls, not reinforced, shattered
2,5	0,17	50% destruction of brick work of houses
3,0	0,2	Little damage to heavy machines (3000lb) in industrial building Steel frame building distorted
3 to 4	0,2 to 0,3	Oil storage tanks severely damage
5	0,35	Wooden utilities poles (telephone, etc.) snapped Tall hydraulic press (40000 lb) in building slight damage
5 to 7	0,35 to 0,5	Nearly complete destruction of houses
7	0,5	Loaded train wagons overturned
10	0,7	Total destruction of buildings probable Heavy machine tools (7000 lb) moved and badly damage

Physiological effects of blast wave

Peak Overpressure		Effects on people
Psig	Barg	
0,04	0,003	Loud noise (143dB)
1,0	0,07	Persons knocked down
2,4	0,35	1% probability of eardrum rupture
6,3	0,43	50% probability of eardrum rupture
12,2	0,84	90% probability of eardrum rupture
14,5	1	1% fatality by direct blast effect
20,5	1,4	50% fatality by direct blast effect
25,5	1,75	90% fatality by direct blast effect

2. ESFERAS.

B. ESCENARIOS DE FUGA DE BUTANO EN ESFERAS

1. HIPOTESIS

Las siguientes hipótesis fueron definidas para la elaboración de los escenarios y para la determinación de las consecuencias del accidente.

1.1. ESCENARIOS CONSIDERADOS.

Se produce una fuga de butano en fase líquida en la esfera T-401, capacidad de 4.052 m³, a través de un orificio de 10 mm de diámetro formado por corrosión en el punto de contacto de la esfera con la base de soporte.

La **Figura 1** presenta los escenarios posibles y la secuencia de eventos, después que ha ocurrido el evento inicial de escape de butano en la esfera.

FIGURA N° 1. SECUENCIA DE EVENTOS PARA SINIESTRO CATASTROFICO EN ESFERAS DE BUTANO



1.2. Las dos esferas de butano considerados en el escenario están con tasa de llenado de 90 % cada una (3647 m³).

- 1.3. El diámetro del orificio formado se asumirá de 10 mm, debido a la corrosión en la unión de la base de soporte de la esfera.
- 1.4. El chorro de fuego formado será dirigido hacia la esfera de butano adyacente, de igual tamaño.
- 1.5. Cada esfera posee tres válvulas de seguridad con área de orificio de 324,3 cm² cada una.
- 1.6. El espesor del casco de las esferas de butano es de 22 mm.
- 1.7. Se adoptará un rendimiento para explosión de vapores no confinados (UVCE), para el butano, de 10% (sugerido por la literatura, como un valor conservador).

2. MODELACION

Fueron utilizados los programas de modelización de consecuencias :

- CHEMS-PLUS versão 2, de Arthur D. Little, Inc Cambridge, Massachusetts 02140 de Noviembre de 1991,
- EFFECTS versión 1.4 A de Febrero de 1989 de la TNO,

y métodos de cálculo contenidos en el "Yellow Book" de la TNO según indicado en las referencias.

3. DESARROLLO DEL ESTUDIO

La fuga de butano abajo de la superficie del líquido en la esfera, provocado por corrosión, con orificio estimado de diámetro 10 mm y sin la posibilidad de contención, fue simulado a través del programa CHEMS-PLUS.

3.1. MECANISMO DE FORMACION DE VAPORIZACION DE PRODUCTO.

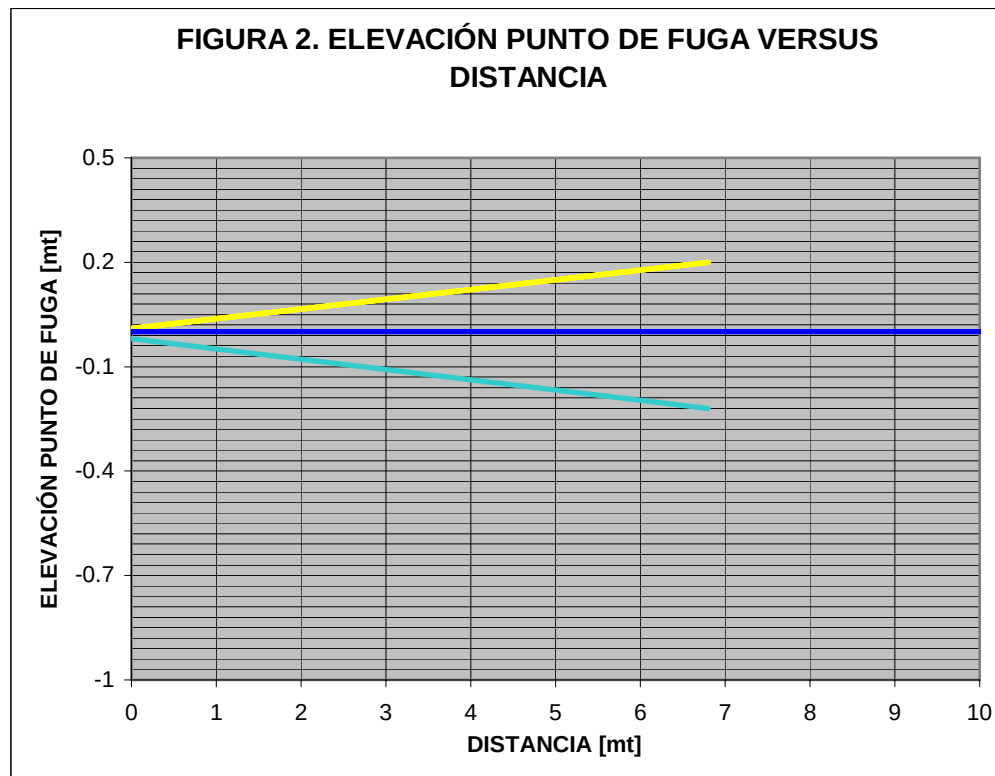
Los resultados de la simulación indican que el flujo que escapa a través del orificio formado será de 0,29 Kg/s.

Una parte de ese líquido será inmediatamente vaporizada en la propia boquilla (flash adiabático), y la otra parte caerá al piso, formando una pequeña poza de butano que también se evapora por los efectos

- de la convección con el aire,
- de la radiación solar, y
- del calentamiento por el suelo.

Se presenta también la formación de aerosoles.

La geometría del chorro donde la concentración corresponde al LIE del butano (1,9 % en volumen) está representada en la **Figura 2**.



3.2 IGNICIÓN INMEDIATA.

El escenario considera que la ignición ocurrirá inmediatamente después del inicio de la fuga. Por lo tanto, se tendrá la formación de un chorro de fuego en el orificio, que quemará 0.29 Kg/s de butano, produciendo una llama con 7 metros de largo (**anexo 1**).

La dirección de la llama no es posible de ser prevista, pues el orificio será formado por corrosión.

Se puede entonces admitir, como condición más conservadora, que el orificio formado sea tal que la llama se vuelva exactamente en la dirección de la esfera de butano adyacente.

El chorro de fuego producirá el calentamiento de la esfera de butano adyacente y el calentamiento de la propia esfera donde se genera el escape de producto (T-401).

3.3. CALENTAMIENTO DE LA ESFERA DE BUTANO ADYACENTE.

El calentamiento de la esfera adyacente a la T-401, con una radiación de 35 Kw/m², podrá provocar la abertura de la válvula de seguridad y con la reducción del nivel del líquido dentro

de la esfera, provocará la fragilización del casco metálico no mojado (sobre el nivel del líquido).

El calentamiento de la esfera sometida a esa radiación fue simulado para evaluar la posibilidad de ocurrencia de una BLEVE.

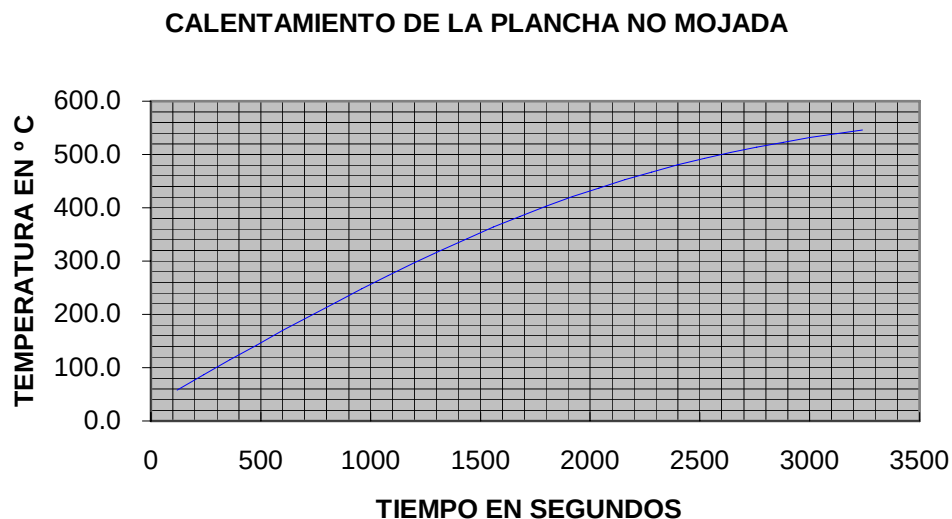
3.3.1. CAUSAS DE UNA BLEVE.

Para que ocurra una **BLEVE**, son necesarias dos condiciones simultáneas :

- A. Que la temperatura del líquido en el interior de la esfera alcance la temperatura límite de sobre calentamiento (la temperatura límite de sobre calentamiento es de 105 °C, para el butano), y
- B. Que ocurra la ruptura del equipo.

La curva de calentamiento del casco no mojado de la esfera en función del tiempo, a partir del inicio del chorro de fuego, está representada en la **Figura 3**.

FIGURA 3



Podemos observar que aproximadamente 42 minutos después del inicio del fuego tipo chorro, la temperatura del casco de la esfera alcanza 500 °C.

NOTA.

Con esta temperatura existe una gran probabilidad que el casco se fragilice, según normas constructivas.

En el momento de la ruptura la temperatura dentro de la esfera será la de equilibrio con una presión que será ligeramente inferior a la de abertura de las PSV's; pues éstas solamente abrirían bastante tiempo después que ocurra la ruptura.

Para ser conservadores en los cálculos, se admite que la temperatura en el momento de la ruptura sea igual a 56 °C, que corresponde a la temperatura en equilibrio con la presión de abertura de las PSV's.

La temperatura límite de sobrecalentamiento para el butano es de aproximadamente 105 °C. Por lo tanto existe la probabilidad de ocurrencia de una FALSA BLEVE.

En el caso que ocurra una FALSA BLEVE, se tiene como consecuencias :

- una sobrepresión debida a la expansión de la fase vapor en la esfera desde su presión de aproximadamente 6 kg/cm² absoluta hasta la presión atmosférica,
- otra sobrepresión debida a la vaporización, y
- una bola de fuego.

Las dos sobrepresiones ocurren con un intervalo de tiempo entre ellas muy corto; primero la generada por la expansión de la fase vapor y en seguida la sobrepresión generada por la vaporización explosiva.

La sobrepresión generada por la vaporización explosiva es mucho más importante que la generada por la expansión de la fase vapor, por lo tanto, consideramos la segunda como valor para analizar los daños.

Las sobrepresiones generadas en la explosión tipo FALSA BLEVE, serán determinadas por el método contenido en el Yellow Book de la TNO 1997.

El trabajo de expansión por unidad de masa de butano saturado a la presión y temperatura de ruptura, que es generado en la explosión de la esfera de butano, puede ser determinado a través del gráfico de la **Figura 4**.

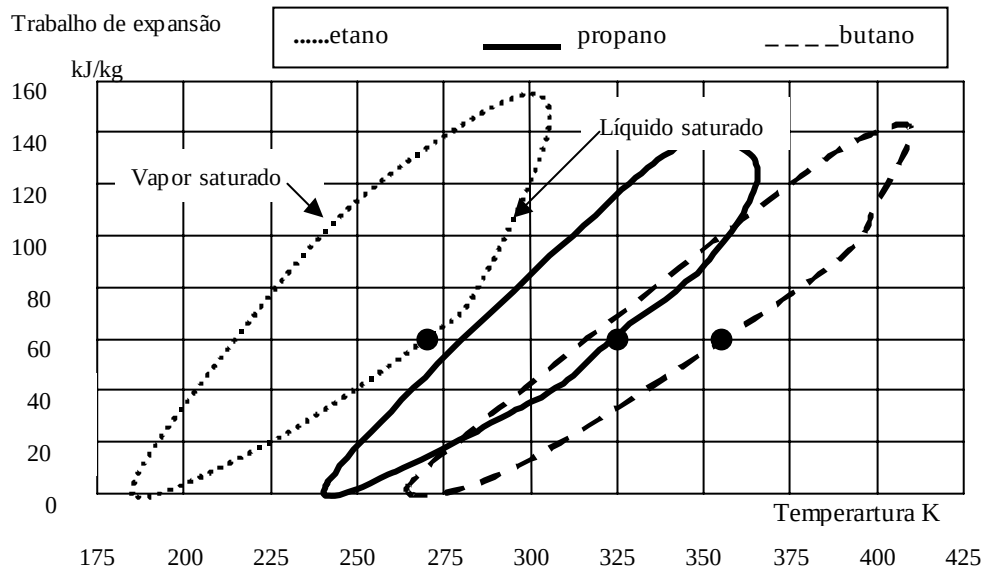


FIGURA 4

Se determinará el trabajo específico de expansión de la fase vapor y de la fase líquida dentro de la esfera, desde su ruptura hasta la presión atmosférica.

El estado inicial corresponde a la presión de 6 kg/cm² absoluto y 56 °C (329 ° K).

El estado final corresponde a la presión de 1 kg/cm² absoluto y a la temperatura de saturación 231 ° K.

Por lo tanto: $e_{av} \text{ líquido} = 40 \text{ Kj/Kg}$

$e_{av} \text{ vapor} = 80 \text{ Kj/Kg}$

La energía de la explosión será entonces calculada para la masa existente de líquido y de vapor en la esfera (se considera el cálculo más conservador), o sea, 3,647 m³ de líquido y 405 m³ de vapor en el momento de la ruptura.

$$M \text{ líquido} = (536 \text{ kg/m}^3) \times (3.647 \text{ m}^3) = 1.954.792 \text{ kg}$$

$$M \text{ vapor} = (2,1 \text{ kg/m}^3) \times (405 \text{ m}^3) = 850 \text{ kg}$$

La energía de la explosión será la suma de la energía de la fase líquida + la energía de la fase vapor:

$$E_{av} = 40 \times 1.954.792 + 80 \times 850 = 78.259.680 \text{ kJ}$$

La energía liberada debe ser multiplicada por dos, pues la explosión ocurrirá a nivel del piso, por lo que se debe considerar el efecto de la reflexión de las ondas de presión en el suelo.

$$E_{ex} = 2 \times E_{av}$$

$$E_{ex} = 156.519.360 \text{ kJ} = 1,56 \times 10^{11} \text{ Joules}$$

Cálculo de las sobrepresiones resultantes de la explosión.

La distancia adimensional $\bar{R}$ es definida como :

$$\bar{R} = r_t \left[\frac{P_a}{E_{ex}} \right]^{\frac{1}{3}} \quad \bar{R} = r_t \left[\frac{101325}{1,91 \times 10^{10}} \right]^{\frac{1}{3}} = r_t (0,0086)$$

donde r_t representa la distancia en metros a las cuales se desea conocer la sobrepresión y el impulso.

Por lo tanto, el valor de $\bar{R}$ para las distancias a las cuales serán calculadas las sobrepresiones están representados en la **Tabla 1**.

TABLA 1

Valor $\bar{R}$	Distancia del centro de la explosión r_t (metros)
0,43	50
0,86	100
1,73	200
2,59	300
3,03	350

Se determinan a continuación los adimensionales que representan la sobrepresión $\bar{P}_s$ y el impulso $\bar{I}$ a través de las **Figura 5** y **Figura 6** respectivamente, con los valores de $\bar{R}$ determinados anteriormente.

Figura 1

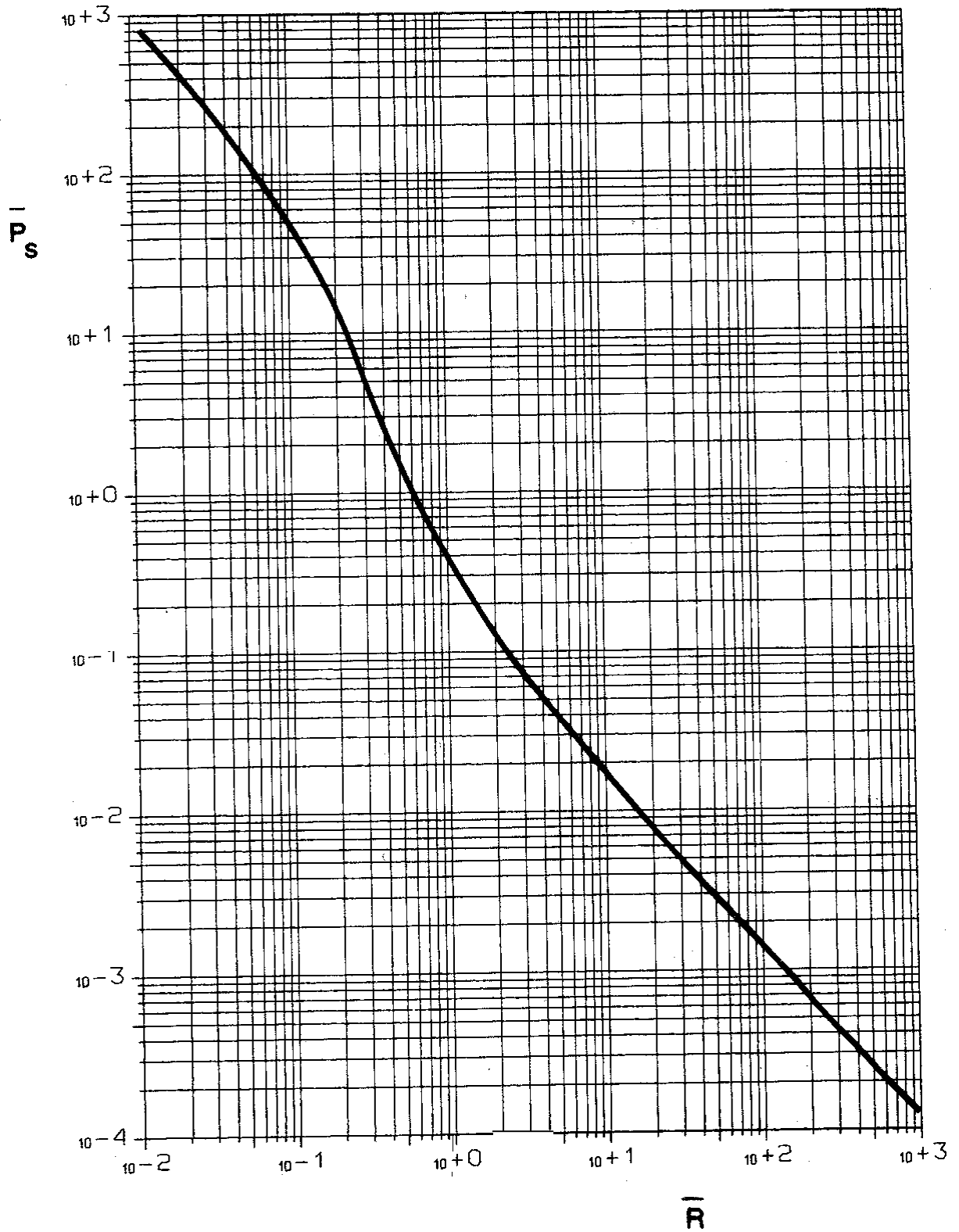


FIGURA 5

Figura 2

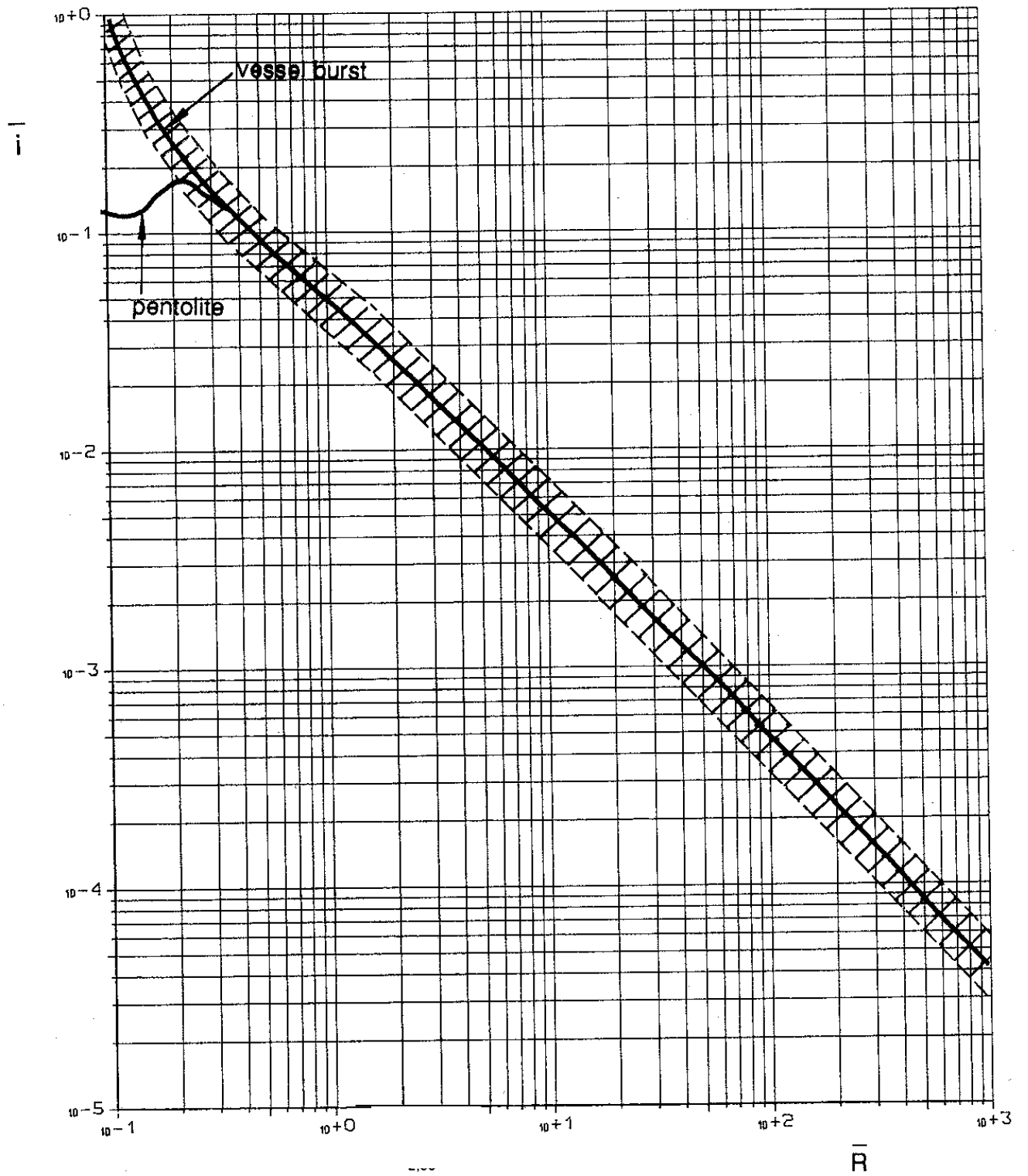


FIGURA 6

La **Tabla 2**, presenta el resumen de los valores obtenidos de los gráficos.

TABLA 2

$\bar{R}$	$\bar{P}_s$	$\bar{I}$
0,43	2	0,1
0,86	0,5	0,06
1,73	0,2	0,03
2,59	0,09	0,018
3,03	0,06	0,015

Ahora se deben ajustar los valores de $\bar{P}_s$ e $\bar{I}$ para compensar el hecho que el recipiente se encuentra a nivel del piso.

Factores de corrección.

Los factores de corrección utilizados varían en función del valor de $\bar{R}$, por lo tanto tendremos que multiplicar el adimensional de la sobrepresión :

Para ajustar el recipiente la piso multiplicar por 1,6 para $\bar{R} < 1$ e por 1,1 para $\bar{R} > 1$.

El adimensional del impulso, $\bar{I}$, será multiplicado :

- por 2 para $\bar{R}$ menor que 0,3,
- por 1,1 para $\bar{R}$ entre 0,3 y 1,6, y
- por 1 para $\bar{R}$ mayor que 1,6.

La **Ta**bla 3 presenta los nuevos valores de los adimensionales de $\bar{P}_s$ e $\bar{I}$.

TABLA 3

$\bar{R}$	$\bar{P}_s$	$\bar{I}$
0,43	$2 \times 1,6 \times 2 = 6,4$	$0,1 \times 1,1 \times 1,6 = 0,176$
0,86	$0,5 \times 1,6 \times 2 = 1,6$	$0,06 \times 1,1 \times 1,6 = 0,106$
1,73	$0,2 \times 1,6 \times 1,1 = 0,35$	$0,03 \times 1 \times 1 = 0,03$
2,59	$0,09 \times 1,6 \times 1,1 = 0,15$	$0,018 \times 1 \times 1 = 0,018$
3,03	$0,06 \times 1,6 \times 1,1 = 0,10$	$0,015 \times 1 \times 1 = 0,015$

Las sobrepresiones y los impulsos correspondientes en las distancias estudiadas serán entonces calculadas por las relaciones siguientes :

$$P_s - P_a = \bar{P}_s \cdot P_a \quad \text{en Pascal's ,}$$

y

$$i = \bar{I} \cdot (P_a)^{\frac{2}{3}} (E_{ex})^{\frac{1}{3}} / a_a \quad \text{en Pascal's}$$

Donde a_a es la velocidad del sonido en el aire (340 m/s).

$$i = \bar{I} \cdot (101325)^{\frac{2}{3}} (1.56 \times 10^{11})^{\frac{1}{3}} / 340 = \bar{I} \times 34412$$

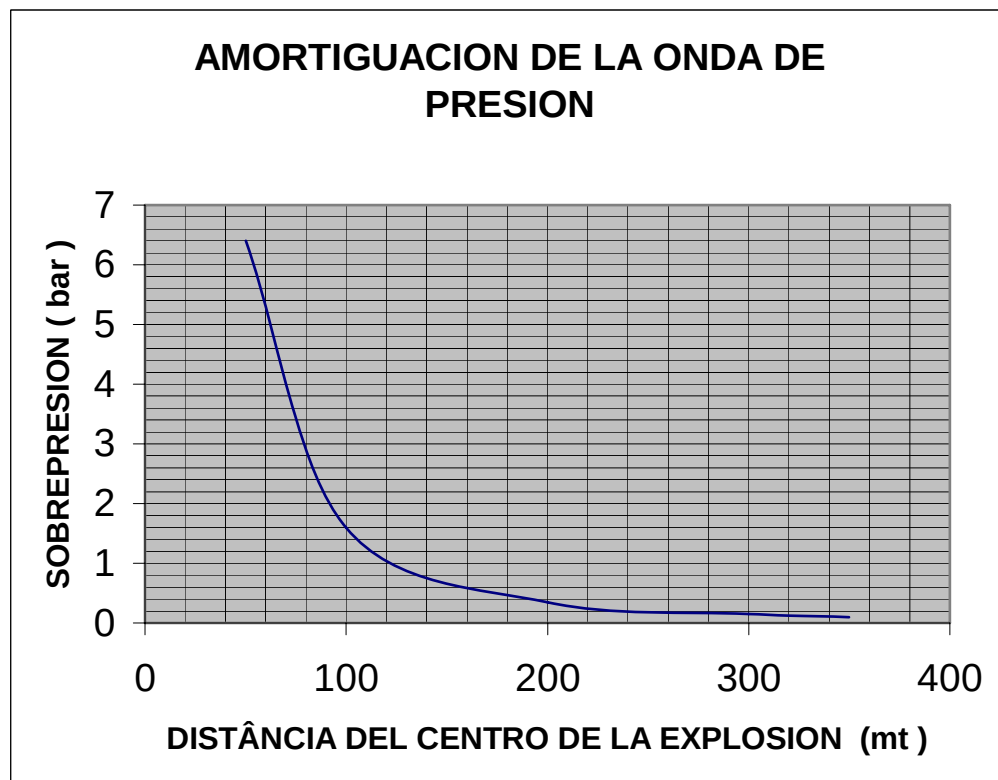
En la **Tabla 4** se indica el resumen de los cálculos realizados por las ecuaciones anteriores.

TABLA 4

Distância em metros	Sobrepresión Pa (bar)	Impulso Pas
50	$6,4 \times 10^5$ (6,4)	6056
100	$1,6 \times 10^5$ (1,6)	3647
200	$0,35 \times 10^5$ (0,35)	1032
300	$0,15 \times 10^5$ (0,15)	619
350	$0,10 \times 10^5$ (0,10)	516

La curva da **Figura 7** representa La atenuación de la sobrepresión con la distancia.

FIGURA 7



BOLA DE FUEGO.

Los efectos de la bola de fuego son esencialmente térmicos y el riesgo de mortalidad puede ser muy alto en el interior de la misma.

El diámetro máximo de la bola de fuego será del orden de 794 metros con una duración de 28 segundos. (ver **anexo 3** y **anexo 4**)

IGNICIÓN NO INMEDIATA.

El escenario considera que la ignición no ocurre inmediatamente después de la formación del orificio de 10 mm en la esfera; por lo tanto, con la fuga de aproximadamente 0,29 Kg/s de butano en la fase vapor tendremos la formación de una nube de vapores inflamables, que si encuentran una fuente de ignición, podrá ocasionar una explosión de vapores no confinados (UVCE).

La dispersión de esa emisión indica que la nube dentro del rango de explosividad alcanza una distancia de aproximadamente 7 metros del punto de la fuga; sin embargo la cantidad de material dentro de los límites de explosividad es muy pequeña para generar una explosión de vapores no confinados UVCE (ver **anexo 5**).

CONCLUSIONES.

Para la identificación de la potencialidad de fuga de gases, cuya acumulación lleve a generar un escenario de eventual evento catastrófico, se observa que un derrame en una esfera y otro en un cilindro son representativos para la modelación de un siniestro catastrófico en las instalaciones de LPG de la planta. Ver informe IQE-06061 "Revisión Hazop de las instalaciones de propano y butano de la Planta Maipú".

En el sector de isla de carga / descarga de LPG el riesgo identificado no caracteriza un escenario de riesgo que conduzca a un evento de tipo catastrófico.

A. SISTEMA CILINDROS DE PROPANO.

1. Se presentan dos mecanismos de generación de un evento catastrófico, teniendo ambos como detonante el escape de una masa de vapor de propano a través de un orificio no homogéneo en la base del recipiente :

A. Ignición inmediata del propano que escapó.

Se produce calentamiento del cilindro adyacente al siniestrado.

Se produce una BLEVE, con efectos catastróficos sobre las otras baterías de cilindros (efecto dominó).

B. Acumulación de gases de propano en el sector donde se produjo la fuga.

Ignición no inmediata.

Se produce una UCVE (explosión de vapores no confinados).

A.1. ESCENARIO 1. BLEVE.

Una BLEVE del cilindro de propano adyacente al cilindro donde está escapando propano, y que será sometido a una radiación de 40 Kw/m^2 , ocurrirá con gran probabilidad después de 32 minutos del inicio del chorro de fuego, siempre y cuando no sean tomadas medidas para evitar el calentamiento del cilindro.

Las consecuencias de esta BLEVE serán :

- Grandes daños en un radio de 60 metros, destruyendo todos los cilindros de propano vecinos, consecuentemente provocando nuevos focos de incendio y explosiones por efecto dominó.
- Destrucción de 90 % de vidrios de ventanas en un radio de 200 metros.
- Generación de una bola de fuego, la que provocaría muerte de 100 % de las personas dentro su radio de acción (344 mt).

De acuerdo a la disposición de la Planta Maipú en el sector, ese impacto alcanzará edificaciones adyacentes, externas a la Planta, comprometiendo la integridad de las personas así como de las instalaciones.

Los daños se evalúan con base en las tablas del **anexo 6**.

A.2. EXPLOSION DE VAPORES NO CONFINADOS - UVCE.

La liberación de vapores de propano a través del orificio formado provocará máximo un fuego tipo flash, no existiendo masa suficiente de propano para generar sobrepresiones.

B. SISTEMA ESFERAS DE BUTANO.

B.1.FALSA BLEVE.

Una FALSA BLEVE de la esfera de butano adyacente a la esfera de donde esta escapando producto, y que será sometido a una radiación de 35 Kw/m^2 , ocurrirá con gran probabilidad después de 42 minutos del inicio del chorro de fuego, siempre y cuando no sean tomadas medidas para evitar el calentamiento de la esfera.

Las consecuencias de esta FALSA BLEVE serán :

- Grandes daños en un radio de 180 metros, destruyendo todos los cilindros de propano vecinos, así como las otras dos esferas, provocando consecuentemente nuevos focos de incendio y explosiones por efecto dominó.

- Destrucción de 90 % de vidrios de ventanas en un radio de hasta 350 metros.
- Generación de una bola de fuego, la que provocaría muerte de 100 % de las personas dentro su radio de acción (794 metros).

Los daños se evalúan con base en las tablas del **anexo 7**.

B.2. EXPLOSION DE VAPORES NO CONFINADOS - UVCE.

La liberación de vapores de butano a través del orificio formado provocará máximo un fuego tipo flash, no existiendo masa suficiente de butano para generar sobrepresiones.

C. MEDIDAS DE CONTROL O COMPENSATORIAS.

Se observa que para llegarse al evento que ocurra la BLEVE **ha debido transcurrir del orden de media hora, para el caso de cilindros, y 42 min. para las esferas, sin que se tome ningún tipo de acción correctiva.**

Esta situación en la práctica no debe ocurrir, considerando todas las protecciones existentes por diseño y los procedimientos vigentes e internalizados por el personal de Operaciones :

- monitoreo continuo en la Sala de Control, incluidas alarmas de las desviaciones de las variables de proceso asociadas a la operación de los cilindros y esferas,
- accionamiento de sensores de explosividad en el sector, con respectiva alarma en la pantalla de la Sala de Control.
- supervisión frecuente en el área.
- accionamiento, manual, de los aspersores de agua de las baterías de cilindros y esferas, los que serán refrigerados con respectivas tasas de aplicación de agua de acuerdo a norma, por un tiempo disponible por los inventarios de agua de contraincendio
- mínima probabilidad de presencia de una fuente de ignición en el sector amagado (existencia y aplicación de procedimiento de permiso de trabajo en caliente, no presencia de material combustible en el área, minimización de la acción de electricidad estática,..).
- sobrepresiones aliviadas a la atmósfera a través de los manifolds de válvulas de alivio de presión disponibles en cada recipiente.

Por otro lado, la gestión preventiva de las instalaciones analizadas minimizan la probabilidad que ocurra un evento de pérdida de la capacidad de contención de producto a través de la formación de un orificio por efecto de la corrosión en la unión de la base de soporte del recipiente.

Esta incluye :

- nivel de Operaciones compatible con el manejo de productos de alto riesgo inherente.
- programas de mantenimiento e inspección establecidos y aplicados, y / o en fase de mejorías.
- procedimientos de Operación y mantenimiento necesarios para la adecuada gestión operacional de las instalaciones.
- instalaciones atienden estándares requeridos (DS 29).

ANEXOS

ANEXO B.1 : Programa Chem-Plus

ANEXO B.2 :

Programa RADTEMP (Calentamiento de la plancha metálica no mojada).

ANEXO B.3 :

Programa Chems Plus (Bola de Fuego).

ANEXO B.4 :

Programa EFFECTS (Bola de Fuego).

ANEXO B.5 :

Programa EFFECTS (Cantidad de butano dentro del chorro en el rango de explosividad).

ANEXO B.6 :

Tablas de efectos de las sobrepresiones.

ANEXO B.1. CALCULO CON PROGRAMA CHEM PLUS V 2.0

PRINT OUT

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE BUTANO

PAGE 1
PEDRO METROPOLO
Sun Oct 15 13:32:57 2006

NAME: BUTANE
 FORMULA: C₄H₁₀
 STRUCTURE: CH₃-CH₂-CH₂-CH₃
 ALIAS_1: N-BUTANE
 ALIAS_2: LPG
 ALIAS_3: DIETHYL
 CAS #: CHM ABS NUM 106-97-8

Compound ID #	27
Molecular weight	58.1230 [kg/kmol]
Type of Data	Error <= 1 %
Normal boiling point	272.65 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Critical temperature	425.18 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Critical pressure	3.797E+06 [Pa]
Type of Data	Error <= 10 %
Critical volume	0.255 [m ³ /kmol]
Type of Data	Error <= 10 %
Critical compressibility	0.2740
Type of Data	Calculated
Melting point	134.79 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Triple point temperature	134.86 [K]
Type of Data	Unknown accuracy
Triple point pressure	0.5684 [Pa]
Type of Data	Error <= 10 %
Liquid molar volume	0.09665 [m ³ /kmol]
Type of Data	Error <= 2 %
Liquid molar volume ref temp.	272.65 [K]
Type of Data	Error <= 2 %
Ideal gas heat of formation	-1.256E+08 [J/kmol]
Type of Data	Error <= 5 %
Ideal free energy of formation	-1.656E+07 [J/kmol]

Type of Data	Error <= 5 %
Ideal gas absolute entropy	3.099E+05 [J/kmol/K]
Type of Data	Error <= 5 %
Heat of fusion at melting point	4.661E+06 [J/kmol]
Type of Data	Error <= 2 %
Standard net heat of combustion	-2.657E+09 [J/kmol]
Type of Data	Error <= 5 %
Acentric factor	0.1931
Type of Data	Calculated
Radius of gyration	2.886E-10 [m]
Type of Data	Error <= 5 %
Solubility parameter	14470.00 [J/m ³] ^{0.5}
Type of Data	Error <= 5 %
Dipole moment	0 [C.m]
Type of Data	Error <= 1 %
Van der Waals volume	0.0478 [m ³ /kmol]
Type of Data	Error <= 2 %
Van der Waals area	6.94E+08 [m ² /kmol]
Type of Data	Error <= 2 %
Refractive index	1.3292
Type of Data	Error <= 2 %
Flash point	0.0000
Type of Data	Inappropriate
Lower flammability limit	1.8000 [vol %]
Type of Data	Unknown accuracy
Upper flammability limit	8.5000 [vol %]
Type of Data	Unknown accuracy
Autoignition temperature	678.15 [K]
Type of Data	Unknown accuracy
M-factor	0.6426
Type of Data	Calculated
N-factor	0.5333
Type of Data	Calculated

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE BUTANO

PAGE 3
PEDRO METROPOLO
Sun Oct 15 13:33:07 2006

Equilibrium K1 0
Type of Data Missing / Inappropriate

Equilibrium K2 0
Type of Data Missing / Inappropriate

Equilibrium K3 0
Type of Data Missing / Inappropriate

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE BUTANO

PAGE 1
PEDRO METROPOLO
Sun Oct 15 13:17:36 2006

Two-phase flow from vessels
=====

May 1990

User Inputs:

Temperature, (K)	303
Total mass in vessel, (kg)	2.07E+06
Hole diameter, (m)	0.01
Discharge coefficient	1

Model Outputs:

Mass discharge rate, (kg/s)	0.289
Time to empty, (s)	7.18E+06
Flash fraction	0.193
Liquid density, (kg/m3)	567
Vapor density, (kg/m3)	2.34
2-Phase mixture density, (kg/m3)	11.9

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE BUTANO

PAGE 2
PEDRO METROPOLO
Sun Oct 15 13:19:10 2006

2-Phase expansion/aerosolization model
=====

Last Revised, May 1990

User Inputs:

2-Phase expansion/aerosolization model
=====

Last Revised, May 1990

User Inputs:

Initial temperature, (K)	303
Initial pressure, (Pa)	5.2E+05
Nozzle vapor quality (0 to 0.99)	0.193
Nozzle diameter, (m)	0.01
Two-phase mass flow rate, (kg/s)	0.289
Final temperature, (K)	272
Final pressure, (Pa)	1.01E+05
Ambient temperature, (K)	303

Model Outputs: Expansion

Initial vapor density, (kg/m3)	14.2
Initial liquid density, (kg/m3)	567
Initial mixture density, (kg/m3)	66.5
Initial mixture velocity, (m/s)	55.3
Final vapor density, (kg/m3)	2.7
Final liquid density, (kg/m3)	602

Final mixture density, (kg/m3)	8.17
Final mixture velocity, (m/s)	169
Isentropic flash fraction	0.327
Expanded diameter, (m)	0.0163

Model Outputs: Rainout

Superheat, (K)	30.5
Total internal energy change, (J/kg)	1.99E+04
Work done on the atmosphere, (J/kg)	1.09E+04
Expansion Energy, (J/kg)	9.07E+03
Mass fraction rained out	0.000127
Vapor mass rate, (kg/s)	0.0945
Liquid aerosolization rate, (kg/s)	0.194
Liquid mass rainout rate, (kg/s)	3.66E-05
Final vapor fraction	0.327

CHEMS-PLUS, V 2.0	PAGE 3
PROJECT: MAIPU	PEDRO METROPOLO
PROBLEM: VAZAMENTO DE BUTANO	Sun Oct 15 13:19:42 2006

Gas/two-phase jet dispersion

=====

Last revised July, 1990

User Inputs:

Jet density [after expansion], (kg/m3)	8.17
Ambient temperature, (K)	303
Ambient pressure, (Pa)	1.01E+05
Limiting concentration, (ppm)	1.9E+04
Jet radius [after expansion], (m)	0.00815

Model Outputs:

Jet radius, (m)	0.219
Downwind distance, (m)	6.96

CHEMS-PLUS, V 2.0	PAGE 1
PROJECT: MAIPU	PEDRO METROPOLO
PROBLEM: VAZAMENTO DE BUTANO	Sun Oct 15 13:39:08 2006

Flame Jet Model

=====

Last revised July, 1990

User Inputs:

Ambient temperature, (K)	303
Relative humidity, (Percent)	80
Vessel temperature, (K)	303
Vessel pressure, (Pa)	5.2E+05
Hole diameter, (m)	0.01
Limiting flux value, (kW/m2)	35

Databank Values:

Lower flammable limit, (ppm)	1.8E+04
Molecular weight, (kg/kmol)	58.1
Heat of combustion, (J/kmol)	2.66E+09

Model Outputs:

Radiative Fraction of Combustion Energy	0.359
air density, (kg/m3)	1.17
Jet density, (kg/m3)	7.36
Mass flow rate, (kg/s)	0.123
Flame jet length, (m)	7.36
Atmospheric transmissivity	0.912
Distance to limiting flux value, (m)	2.04

ANEXO B.2. PROGRAMA RADTEMP (CALENTAMIENTO DE PLANCHA NO MOJADA).

DADOS PARA O CALCULO					
Emissividade do metal	Absortividade do metal	Espessura do metal (m)	Densidade do metal (kg/m3)	dt (s)	T amb. (K)
0,5	0,5	0,022	7900	120	303
Radiacao (kw/m2)	Cp do metal (kcal/kg.C)	Temp. inicial do metal (K)	Radiacao (kcal/h.m2)	dt (h)	
35	0,1	303	30089,5	0,033333	

Temperatura (K)	(dT/dt)	Tempo acumulado (s)	dT (K)	T + dT (K)	Tf (C)
303	8,537E+02	120	2,846E+01	331,5	58,456
331,5	8,475E+02	240	2,825E+01	359,7	86,705
359,7	8,393E+02	360	2,798E+01	387,7	114,68
387,7	8,291E+02	480	2,764E+01	415,3	142,32
415,3	8,169E+02	600	2,723E+01	442,5	169,55
442,5	8,025E+02	720	2,675E+01	469,3	196,3
469,3	7,858E+02	840	2,619E+01	495,5	222,49
495,5	7,667E+02	960	2,556E+01	521,0	248,05
521,0	7,452E+02	1080	2,484E+01	545,9	272,89
545,9	7,214E+02	1200	2,405E+01	569,9	296,93
569,9	6,952E+02	1320	2,317E+01	593,1	320,11
593,1	6,669E+02	1440	2,223E+01	615,3	342,34
615,3	6,367E+02	1560	2,122E+01	636,6	363,56
636,6	6,048E+02	1680	2,016E+01	656,7	383,72
656,7	5,716E+02	1800	1,905E+01	675,8	402,78
675,8	5,374E+02	1920	1,791E+01	693,7	420,69
693,7	5,027E+02	2040	1,676E+01	710,4	437,45
710,4	4,678E+02	2160	1,559E+01	726,0	453,04
726,0	4,332E+02	2280	1,444E+01	740,5	467,48
740,5	3,991E+02	2400	1,330E+01	753,8	480,78
753,8	3,660E+02	2520	1,220E+01	766,0	492,98
766,0	3,341E+02	2640	1,114E+01	777,1	504,12
777,1	3,037E+02	2760	1,012E+01	787,2	514,24
787,2	2,749E+02	2880	9,165E+00	796,4	523,41
796,4	2,480E+02	3000	8,265E+00	804,7	531,67
804,7	2,228E+02	3120	7,428E+00	812,1	539,1
812,1	1,996E+02	3240	6,654E+00	818,8	545,76

A constante de Stefan-Boltzmann vale: 4.93 E-08 Kcal/h.m2.K4

ANEXO B.3. PROGRAMA CHEMS PLUS (BOLA DE FUEGO).

CHEMS-PLUS, V 2.0
PROJECT: MAIPU
PROBLEM: VAZAMENTO DE BUTANO

PAGE 1
PEDRO METROPOLLO
Sun Oct 15 15:36:20 2006

Fireball Model
=====

Inputs:

Fireball mass, (kg) 1.96E+06

Outputs:

Maximum fireball diameter, (m)	794
Maximum fireball height, (m)	1.3E+03
Fireball duration, (s)	28.1
Fatality zone radius, (m)	2.34E+03
Injury zone radius, (m)	3.89E+03

ANEXO B.4. PROGRAMA EFFECTS (BOLA DE FUEGO).

EFFECTS version 1.4 A (C) Feb. 1989 TNO

WHAT KIND OF CALCULATION ?

1 = LIST OF PROPERTIES	7 = EVAPORATION
2 = RESET GRAPHICS AND PROGRAM	8 = VAPOUR EXPLOSION
3 = HEAT RADIATION	9 = TWO PHASE FLOW
4 = TURBULENT FREE JET	10 = END OF PROGRAM
5 = OUTFLOW	11 = DRAW GRAPH (EGA card)
6 = NEUTRAL GAS DISPERSION	12 = CURRENTLY NOT IN USE ==> (3) ?

CALCULATION MODEL : HEAT RADIATION

TYPE OF FIRE?

1= circular pool
2= rectangular pool
3= vapour cloud (BLEVE) ==> 3 ?

AMBIENT TEMPERATURE = 30 (°C)
AMOUNT OF GAS = 1955642 (KG)
DIAMETER CLOUD = 718.2 (M)
DURATION OF FIRE BALL = 36.8 (S)
INTENSITY OF RADIATION = 179.8 (KW/M²)
RELATIVE HUMIDITY = 80 (%)

THE THERMAL LOAD IS CALCULATED FROM THE CENTRE OF THE FIRE-BALL

DISTANCE (M) MAX.THERMAL LOAD (KW/M²)

395.0	104.7
430.9	82.7
466.8	67.9
502.7	57.1
538.6	48.7
718.2	25.8
1077.3	10.8
1436.4	5.8
1795.5	3.6
3591.0	0.8
5386.5	0.4
7182.0	0.2

DO YOU WANT TO USE THIS MODEL AGAIN {same UN number} (YES=1 NO=0) ==> 1 ?

ANEXO B.5. PROGRAMA EFFECTS (CANTIDAD DE BUTANO DENTRO DEL CHORRO EN EL RANGO DE EXPLOSIVIDAD).

EFFECTS VERSION 1.4 A (C) FEB. 1989 TNO

WHAT KIND OF CALCULATION ?

1 = LIST OF PROPERTIES	7 = EVAPORATION
2 = RESET GRAPHICS AND PROGRAM	8 = VAPOUR EXPLOSION
3 = HEAT RADIATION	9 = TWO PHASE FLOW
4 = TURBULENT FREE JET	10 = END OF PROGRAM
5 = OUTFLOW	11 = DRAW GRAPH (EGA card)
6 = NEUTRAL GAS DISPERSION	12 = CURRENTLY NOT IN USE ==> (3) ?

CALCULATION MODEL : TURBULENT FREE JET---BUTANE (n-)

AMOUNT OF GAS BETWEEN 2 THRESHOLD LIMITS

TEMPERATURE = 60.0 (°C)
OUTFLOW PRESSURE = 5.20 (Bar) (GIVEN PRESSURE)
CROSS SECTION OF OPENING = 7.85E-05 (M²)
COEFFICIENT OF CONTRACTION = 1.00
SOURCE STRENGTH = 0.12 (KG/S)
CULMINATION DISTANCE = 26 (M)

VOLUME OF GAS = 0.0 (M 3) BETWEEN
UPPER LIMIT = 0.084 (M 3/M 3)
LOWER LIMIT = 0.019 (M 3/M 3)

DO YOU WANT TO USE THIS MODEL AGAIN (YES=1 NO=0) ==> 1 ?

ANEXO 6. Implantación con los radios de las sobrepresiones y bola de fuego. PENDIENTE.

ANEXO B.6. TABLA DE EFECTOS DE LAS SOBREPRESIONES SOBRE INSTALACIONES INDUSTRIALES

Equipment	Overpressure PSI																			
	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0	8.5	9.0	9.5	10.0
Control house steel roof	a	c	d				n													
Control house concrete roof	a	e	p	d			n													
Cooling tower	b						b													
Tank: cone roof	d					k							u							
Instrument cubicle		a				i	m						t							
Fired heater			g	i																
Reactor: chemical		a											p							
Filter			h															v	t	
Regenerator																				
Tank: floating roof						k														d
Reactor: cracking																				
Pipe supports							p					s	o							
Utilities: gas meter									h											
Utilities: electric transformer																				
Electric motor									h											v
Blower									q											
Fractionation column																				
Pressure vessel horizontal																				
Utilities: gas regulator																				
Extraction column																				
Steam turbine																				
Heat exchanger																				
Tank sphere																				
Pressure vessel: Vertical																				
Pump																				

Source:

Stephens, M.M., *Minimizing Damage To Refineries*, U.S. Dept. of the Interior, Office of Oil & Gas, Feb. 1970

Code

- a. Windows and gauges break
- b. Louvers fall at 0.3-0.5 psi
- c. Switchgear is damaged from roof collapse
- d. Roof collapses
- e. Instruments are damaged
- f. Inner parts are damaged
- g. Brick cracks
- h. Debris-missile damage occurs
- i. Unit moves and pipes break
- j. Bracing fails
- k. Unit uplifts (half-filled)

- l. Power lines are severed
- m. Controls are damaged
- n. Block walls fall
- o. Frame collapses
- p. Frame deforms
- q. Case is damaged
- r. Frame cracks
- s. Piping breaks
- t. Unit overturns or is destroyed
- u. Unit uplifts (0.9 filled)
- v. Unit moves on foundation

Peak Overpressure		Damage
Psig	Barg	
0,25	0,017	Threshold of 1% glass breakage
0,3	0,02	Threshold for minor damage, 3 to 10% window glass broken
0,4 to 0,7	0,027 – 0,048	Tiles displaced
1,0	0,07	90% or more window glass broken (shattered) Partial demolition of houses, made uninhabitable
1 to 2	0,07 to 0,14	Corugated asbestos shattered Corrugated steel or aluminium panels fastenings usually fail, followed by buckling Wood panels in standard housing blown in
1,4	0,1	Possible damage to oil storage tanks
2	0,14	Partial collapse of walls and roofs of houses
2 to 3	0,14 to 0,20	Concrete block walls, not reinforced, shattered
2,5	0,17	50% destruction of brick work of houses
3,0	0,2	Little damage to heavy machines (3000lb) in industrial building Steel frame building distorted
3 to 4	0,2 to 0,3	Oil storage tanks severely damage
5	0,35	Wooden utilities poles (telephone, etc.) snapped Tall hydraulic press (40000 lb) in building slight damage
5 to 7	0,35 to 0,5	Nearly complete destruction of houses
7	0,5	Loaded train wagons overturned
10	0,7	Total destruction of buildings probable Heavy machine tools (7000 lb) moved and badly damaged

Physiological effects of blast wave

Peak Overpressure		Effects on people
Psig	Barg	
0,04	0,003	Loud noise (143dB)
1,0	0,07	Persons knocked down
2,4	0,35	1% probability of eardrum rupture
6,3	0,43	50% probability of eardrum rupture
12,2	0,84	90% probability of eardrum rupture
14,5	1	1% fatality by direct blast effect
20,5	1,4	50% fatality by direct blast effect
25,5	1,75	90% fatality by direct blast effect

GENERAL

BIBLIOGRAFIA.

- CHEMS-PLUS – Chemical Hazard Evaluation Methods. Version 2.0
Arthur D. Little Inc. Acorn. Park, Cambridge, Massachusetts 02140, USA.
- Methods for the determination of possible damage. Committee for the prevention of disasters caused by dangerous substances. TNO 1989.
- Methods for the calculation of physical effects . Yellow book TNO. Third Edition 1997.
- Loss Prevention in the Process Industries - Frank P. Lees - Second Edition.
- EFFECTS versión 1.4 A de Febrero de 1989 de la TNO