

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Proyecto de seguridad de una hidrosulfuradora de gasoil: modificaciones para la reducción del riesgo

Autora: Sonia PÉREZ ANTÚNEZ

Fecha: Julio 2005





RESUMEN

PROYECTO DE SEGURIDAD DE UNA HIDRODESULFURADORA DE GASOIL: MODIFICACIONES PARA REDUCIR EL RIESGO.

El objeto de este proyecto es la elaboración del Estudio de Seguridad de las instalaciones, personas y procesos involucrados en una hidrodésulfuradora de gasoil denominada SULFOIL S.A. cuya actividad principal es la eliminación de un elevado porcentaje de azufre del gasoil de la alimentación.

La legislación aplicada es el R.D. 1254/99 por el que se aprueban las medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves (Seveso II) en los que intervengan sustancias peligrosas y R.D. 1196/2003 por el que se aprueba la Directriz Básica de protección civil para el control y planificación ante el riesgo de accidentes graves en los que intervienen sustancias peligrosas.

Según la legislación el Estudio de Seguridad debe constar al menos de los primeros cuatro capítulos, pero en este proyecto se añade un quinto capítulo en el cual se adjunta una propuesta de modificación del proceso para minimizar los riesgos.

- Capítulo 1: Descripción del subpolígono

Deberá contener toda la información relativa a las instalaciones, personas y procesos involucrados en la actividad industrial que se desarrolla en el subpolígono.

En el proceso de hidrodésulfuración el gasoil con alto contenido en azufre, se almacena en tanques desde donde una bomba lo impulsa a la unidad de desulfuración, pasa por un coalescedor y se precalienta, posteriormente es mezclado con hidrógeno antes de introducir la mezcla en el horno, desde donde se envía al reactor en el que tendrá lugar mediante una reacción catalítica, la transformación del azufre contenido en el gasóleo en sulfuro de hidrógeno. A la salida del reactor, pasa al tren de intercambiadores y posteriormente a los separadores de baja y alta presión la fase líquida (gasóleo desulfurado), se separa de la fase gaseosa que contiene hidrógeno y la mayor parte del sulfuro de hidrógeno. La corriente gaseosa se envía a un absorbedor donde se elimina el sulfuro de hidrógeno y el hidrógeno resultante se recicla al reactor, tras pasar por un compresor. El gasóleo desulfurado, pasa a un stripper para eliminar las fracciones ligeras, el producto resultante se envía a los filtros de sal con el fin de extraerle el agua disuelta.

Por último, zona de regeneración de aminas, tiene como finalidad la eliminación del sulfuro de hidrógeno contenido en la corriente de amina rica en azufre producida en el proceso, con objeto de devolver a la unidad de desulfuración una amina pobre con una cantidad mínima de sulfuro de hidrógeno, enviando el sulfuro de azufre eliminado a una planta externa de recuperación de azufre.

- **Capítulo 2: Identificación del riesgo**

Se identificarán las instalaciones y los equipos con potencialidad para causar peligros a las personas. Esto se llevará a cabo basándonos en el historial de accidentes, inventario de materiales peligrosos y en la aplicación de métodos estructurados de identificación de riesgos, junto con la experiencia de profesionales expertos en la realización de proyectos de seguridad, según se indica en la Guía Técnica de la Dirección General de Protección Civil sobre Zonas de Planificación para accidentes graves (en el ámbito del R.D. 1254/99 [Seveso II]).

Se identificarán los escenarios correspondientes a fugas de hidrogeno, sulfhídrico, gasoil, gas natural, dimetildisulfuro, dietanolamina y naftas basandonos en los parámetros representativos de sus posibles consecuencias: diámetro de tubería, presión y temperatura del sistema y composición de la corriente del proceso.

- **Capítulo 3: Análisis de efectos y consecuencias en el interior del subpolígono.**

Una vez se produce el accidente, se determina los posibles efectos del mismo y aplicando los modelos existente se cuantificarán las consecuencias del mismo (caudal de fuga, evaporación, dispersión, explosión de una nube de gas, radiación de calor...) determinando las zonas de intervención y de alerta, así como las zonas de Letalidad, según los valores establecidos por la legislación (R.D. 1254/99).

- **Capitulo 4: Relación de accidentes graves esperados.**

De acuerdo con los criterios expuestos de la Directriz Básica, los posibles accidentes pueden encuadrarse en tres categorías: 1,2 ó 3, en función de la gravedad de las consecuencias, en orden creciente.

Los accidentes graves esperados son:

1. Fuga en la línea (10") de suministro de gasoil al botellón de carga DS-V-01
2. Fuga de la línea (16") de salida del reactor DS-R-01
3. Fuga de la línea (10") de recirculación de hidrógeno a la entrada del horno DS-H-01
4. Fuga en la línea (8") de salida del separador de alta presión (DS-V-03) al absorbedor de amina (DS-C-01)
5. Fuga en la línea (8") de salida del botellón (DS-V-06) de cabeza del stripper de gasoil.
6. Fuga en la línea (12") de salida de cabeza del stripper de gasoil (DS-C-02)
7. Rotura/fuga de la línea (2") de aporte de gas natural al horno (DS-H-01)
8. Formación de atmósfera explosiva en el horno (DS-H-01)
9. Rotura/fuga de la línea (2") de alimentación a la unidad de purificación de hidrógeno.
10. Rotura/fuga de la línea (2") de salida de dimetil disulfuro.
11. Rotura/fuga de línea (3") de nafta procedente de la cabeza del stripper de gasoil.
12. Rotura/ fuga de la línea (3") de reposición de DEA
13. Rotura/fuga en la línea (3") de gas ácido de alimentación al separador.
14. Rotura/ fuga de la línea (2") de aporte de gas natural al horno reboiler (DS-H-02).

15. Formación de atmósfera explosiva en el horno DS-H-02

Capítulo 5: Medidas de prevención, control y mitigación para dichos accidentes. El

objeto principal de este último capítulo es minimizar riesgos en la medida posible.

En la mayoría de los casos el modo de minimizar los riesgos es mediante medidas preventiva, de supervisión y de control de proceso y aplicando los procedimientos de operación.

Sin embargo, en el caso del horno reboiler se propone sustituirlo por un intercambiador carcasa y tubo capaz de producir igual transferencia de calor con menor riesgo sin disminuir la capacidad de producción de este modo se eliminan los escenarios 14 y 15, reduciendo los accidentes graves de categoría tres de 8 a 5, es decir en un 37,5 %.

Autor: Sonia Pérez Antúnez
Facultad de Ciencias
Universidad de Cádiz

ACLARACIÓN

Con referencia a la solicitud de aclaración hecha por la Comisión de Proyectos Fin de Carrera sobre el proyecto que presento, me pedían "especificar las dimensiones de la planta", si a lo que se refieren es a la capacidad de producción, SULFOIL S.A. tendría una capacidad de producción de diseño de 6000 m³/ día, mientras que el caudal de producción de trabajo es aproximadamente 5000 m³/ día.

Si a lo que se refieren es a dimensiones superficiales, la planta a estudio ocuparía un espacio aproximado de 10000 m² considerando el área ocupada por la unidad de desulfuración, zona de tanques, oficinas...

Espero haber aclarado los datos que solicitaban, en caso contrario quedo a su disposición para realizar las posibles aclaraciones.

MEMORIA DESCRIPTIVA

ÍNDICE MEMORIA

O. INTRODUCCIÓN

0.1. OBJETO DEL PROYECTO

0.2. METODOLOGÍA

0.3. NORMATIVA LEGAL APLICABLE

1. DESCRIPCIÓN DE LAS INSTALACIONES

1.1. ENCUADRE TERRITORIAL

1.2. ACCESOS

1.3. DATOS METEOROLÓGICOS

1.4. DATOS DE POBLACIÓN

1.5. PERSONAL DE LA EMPRESA

1.6. DESCRIPCIÓN DE LA FACTORÍA Y PROCESO

1.6.1. EDIFICIOS

1.6.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

1.6.3. DESCRIPCIÓN DE LAS INSTALACIONES

1.7. RELACIÓN DE SUSTANCIAS PELIGROSAS

1.8. DESCRIPCIÓN DE LAS VÁLVULAS DE SEGURIDAD

1.9. BANDEJA DE TUBERÍAS Y CONDICIONES DE FLUIDOS

2. IDENTIFICACIÓN DE ESCENARIOS

2.1. INTRODUCCIÓN

2.1.1. OBJETO

2.1.2. ALCANCE

2.2. METODOLOGÍA DE IDENTIFICACIÓN DE ESCENARIOS DE
ACCIDENTES GRAVES

2.2.1. ESTUDIO EXHAUSTIVO DE LAS INSTALACIONES Y PROCESOS

2.2.2. ANÁLISIS DE LAS SUSTANCIAS PELIGROSAS

2.2.3. ANÁLISIS HISTÓRICO DE ACCIDENTES

2.2.4. REGISTRO DE ACCIDENTES/INCIDENTES MÁS RELEVANTES OCURRIDOS EN
SULFOIL

2.2.5. ENTREVISTAS TÉCNICAS CON LOS RESPONSABLES DE SULFOIL

2.2.6. FUENTES EXTERNAS DE RIESGO

2.3. CRITERIO GENERAL DE SELECCIÓN DE ACCIDENTES

2.4. ESCENARIOS IDENTIFICADOS

2.4.1. RELACIÓN DE ACCIDENTES IDENTIFICADOS

2.4.2. ESCENARIOS DE ACCIDENTES

3. ANÁLISIS DE RIESGOS Y CONSECUENCIAS

3.1. METODOLOGÍA

3.1.1. CÁLCULO DE EFECTOS

3.1.2. CÁLCULO DE CONSECUENCIAS

3.2. ANÁLISIS DE EFECTOS Y CONSECUENCIAS

3.2.1. INTRODUCCIÓN

3.2.2. ANÁLISIS DE ESCENARIOS

3.3. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS

4. RELACIÓN DE ACCIDENTES GRAVES ESPERADOS

4.1. DETERMINACIÓN DE LAS CATEGORÍAS DE LOS ACCIDENTES

4.2. ÁRBOLES DE SUCESOS

4.3. ZONAS DE VULNERABILIDAD

5. MEDIDAS DE PREVENCIÓN, CONTROL Y MITIGACIÓN.

6. ANEXOS A LA MEMORIA.

6.1. ANEXO 1. CÁLCULOS.

6.2. ANEXO 2. BASE DE DATOS FACTS.

6.3. ANEXO 3. GRÁFICOS Y TABLAS.

6.4. ANEXO 4. GLOSARIO DE TÉRMINOS.

3. ANÁLISIS DE RIESGOS Y CONSECUENCIAS

3.1. METODOLOGÍA

3.1.1. CÁLCULO DE EFECTOS

3.1.2. CÁLCULO DE CONSECUENCIAS

3.2. ANÁLISIS DE EFECTOS Y CONSECUENCIAS

3.2.1. INTRODUCCIÓN

3.2.2. ANÁLISIS DE ESCENARIOS

3.3. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS

4. RELACIÓN DE ACCIDENTES GRAVES ESPERADOS

4.1. DETERMINACIÓN DE LAS CATEGORÍAS DE LOS ACCIDENTES

4.2. ÁRBOLES DE SUCESOS

4.3. ZONAS DE VULNERABILIDAD

5. MEDIDAS DE PREVENCIÓN, CONTROL Y MITIGACIÓN.

6. ANEXOS A LA MEMORIA.

6.1. ANEXO 1. CÁLCULOS.

6.2. ANEXO 2. BASE DE DATOS FACTS.

6.3. ANEXO 3. GRÁFICOS Y TABLAS.

6.4. ANEXO 4. GLOSARIO DE TÉRMINOS.

0. INTRODUCCIÓN

0.1. OBJETO DEL PROYECTO

El objeto de este proyecto es la elaboración del Estudio de Seguridad de las instalaciones, personas y procesos involucrados en una Planta Desulfuradora de gasoil.

Según el artículo 20 de la Ley de Prevención de riesgos Laborales, *el empresario, teniendo en cuenta el tamaño y la actividad de la empresa, así como la posible presencia de personas ajenas a la misma deberá analizar las posibles situaciones de emergencia y adoptar las medidas necesarias.*

Para ello se ha de identificar, modelar, calcular y adoptar las medidas oportunas, para los posibles accidentes que se puedan producir en la Planta, asumiendo los criterios que exige la ley, y utilizando la documentación (guías técnicas, Notas Técnicas de Prevención) publicadas para tal fin.

Según el artículo 9 del R.D. 1254/1999, “el Estudio de Seguridad deberá ser revisado, y en su caso, actualizado periódicamente, del siguiente modo:

- Como mínimo cada cinco años.
- En cualquier momento, a iniciativa del industrial o a petición de la autoridad competente, cuando esté justificado por nuevos datos o con el fin de tener en cuenta los nuevos conocimientos técnicos sobre seguridad”

De acuerdo con la “Resolución de 30 de enero de 1991, de la Subsecretaría por la que se publica el Acuerdo del Consejo de Ministros por el que se aprueba la Directriz Básica para la elaboración y homologación de los Planes Especiales del Sector Químico” según se expone en el Artículo 3, este Estudio de Seguridad consta de los siguientes capítulos:

- Capítulo 1: Descripción del subpolígono
Deberá contener toda la información relativa a las instalaciones, personas y procesos involucrados en la actividad industrial que se desarrolla en el subpolígono.
- Capítulo 2: Identificación del riesgo
Se identificarán las instalaciones y los equipos con potencialidad para causar peligros a las personas. Esto se llevará a cabo basándonos en el historial de accidentes, inventario de materiales peligrosos y en la aplicación de métodos estructurados de identificación de riesgos, junto con la experiencia de profesionales expertos en la realización de proyectos de seguridad.
- Capítulo 3: Análisis de efectos y consecuencias en el interior del subpolígono.
Una vez se produce el accidente, se determina los posibles efectos del mismo y aplicando los modelos existente se cuantificarán las consecuencias del mismo determinando las zonas de intervención y de alerta, así como las zonas de Letalidad, según los valores establecidos por la legislación (R.D. 1254/99)
- Capítulo 4: Relación de accidentes graves esperados.
De acuerdo con los criterios expuestos de la Directriz Básica, los posibles accidentes pueden encuadrarse en tres categorías: 1,2 ó 3, en función de la gravedad de las consecuencias, en orden creciente.

Con estos cuatro capítulos se podría dar por finalizado el estudio de seguridad según la legislación, pero este proyecto pretende profundizar un poco más introduciendo un capítulo en el cual se incluye una serie de medidas de prevención, control y mitigación para dichos accidentes. El objeto principal de este último capítulo es minimizar riesgos en la medida posible, como se indicará en el desarrollo de este proyecto. Por lo tanto este proyecto contará con una propuesta de modificación del proceso con su correspondiente presupuesto que el empresario podrá evaluar si lo considera oportuno.

0.2. METODOLOGÍA

La metodología de realización del presente estudio de Seguridad (E.S) consta de las siguientes etapas:

A. Identificación de escenarios de accidentes.

Se identifican las instalaciones con potencialidad para causar peligros para las personas de los alrededores. Esto se realiza basándose en los accidentes ocurridos en el pasado, en el inventario de sustancias peligrosas en las instalaciones y en la aplicación de métodos estructurados de identificación de riesgos. Normalmente, se incluyen roturas y orificios en tuberías, tanques de almacenamiento y equipos de procesos como principales riesgos.

B. Cálculo de efectos físicos de un escape.

Tras la fuga de una sustancia (inflamable y/o tóxica), ésta puede incendiarse, resultando en un fuego y la consecuente radiación de calor, o bien dispersarse en la atmósfera, resultando en una nube de gas con propiedades tóxicas o explosivas.

Se usan modelos de efectos de efectos físicos para modelar estos procesos y cuantificar la magnitud de los efectos: caudal de fuga, evaporación, dispersión, explosión de una nube de gas, radiación de calor, etc.

Los efectos asociados a todos los escenarios identificados se han evaluado aplicando, fundamentalmente los modelos recogidos en el “Methods for the calculation of the physical effects of the scape of dangerous material – liquids and gases-“, conocido como “Yellow Book” [1], las Notas Técnicas de Prevención (NTP) definidas por la ley y los modelos desarrollados por “Análisis de riesgos en Instalaciones industriales” [2].

C. Cálculo de las consecuencias de los efectos físicos.

Para determinar las consecuencias derivadas de los accidentes, se han determinado las Zonas de Intervención y de Alerta basándose en los valores umbrales definidos por la Directriz Básica.

En el Anexo I se recoge un glosario en el que se incluyen los términos técnicos utilizados a lo largo del estudio.

D. Medidas de prevención, control y mitigación .

Para determinar las medidas de prevención, control y mitigación, se ha realizado un estudio exhaustivo de las instalaciones de la planta, en la mayoría de los casos estas medidas están basadas en la supervisión y control del proceso y en el buen cumplimiento de los procedimientos de operación. Las medidas de mitigación se calculan para los escenarios 14 y 15, que permiten modificar la planta sin que se perjudique el proceso. Por lo tanto este proyecto contará con una propuesta de modificación del proceso con su correspondiente presupuesto que el empresario podrá evaluar si lo considera oportuno.

0.3. NORMATIVA LEGAL APLICABLE

Como consecuencia de la progresiva adecuación de la legislación española a la comunitaria, la administración pública ha ido incorporando diferentes normativas que transcriben las disposiciones expuestas en las Directivas de la Comunidad Europea a nuestra legislación, completando la anteriormente existente.

Concretamente, en el campo de estudios de Seguridad sobre instalaciones industriales, las referencias legales a aplicar son las siguientes:

1. Ley 2/1985, de 21 (BOE de 25 de enero de 1985) sobre protección civil.
2. Real Decreto 886/1988 de 15 de julio (BOE de 5 de agosto de 1988) sobre prevención de accidentes mayores en determinadas actividades industriales. Este Real Decreto surge como consecuencia de las referencias a la catalogación de actividades industriales en los artículos 5º, 6º y 12º de la Ley 2/1985, así como de la adaptación de la legislación española a la directiva 82/501/CEE sobre accidentes mayores.
3. Real Decreto 952/1990 de 29 de junio (BOE 21 julio de 1990) por el que se modifican los anexos y se completan las disposiciones del Real Decreto 886/1988 respondiendo a modificaciones análogas de la directiva 82/501/CEE contenidas en las directivas 87/216/CEE y 88/610/CEE.
4. Resolución de 30 de enero de 1991 (BOE de 6 de febrero de 1991) por la que se aprueba la “Directriz Básica para la Elaboración y homologación de los planes especiales del sector químico”
5. Corrección de errores de la anterior (BOE de 8 de marzo de 1991)
6. Real Decreto 1254/1999, de 16 de julio, por el que se aprueban las medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas (Seveso II).
7. Real Decreto 1196/2003, de 19 septiembre, por el que se aprueba la Directriz Básica de protección civil para el control y planificación ante el riesgo de accidentes graves en los que intervienen sustancias peligrosas.

1. DESCRIPCIÓN DE LAS INSTALACIONES.

1.1. ENCUADRE TERRITORIAL GENERAL DEL POLÍGONO

La Factoría de SULFOIL, S.A. se encuentra ubicada en el término municipal de Puerto Real (Cádiz). Emplazada en el extremo este de la Bahía de Cádiz y cubre una extensión total de 10.000 m². Frente a las instalaciones de la Factoría se encuentra el pantalán de acceso al mar.

La actividad principal de SULFOIL S.A. es la eliminación de un elevado porcentaje del azufre que contiene el gasoil en la alimentación, dicho gasoil, procedente mayoritariamente de las industrias petroleras de Algeciras, entra como alimentación a través del oleoducto Algeciras- Rota que pasa por Puerto Real y tiene una capacidad de producción según diseño de 6000 m³/ día.

En relación con los núcleos urbanos de la zona, los municipios principales más cercanos a las instalaciones de la Factoría son: San Fernando, Puerto Real, Cádiz y El Puerto de Santa María.

Las instalaciones de la factoría se encuentran centradas en las coordenadas geográficas:

36° 31" de latitud norte

6° 11" de longitud oeste

1.2. ACCESOS

A las instalaciones de la Factoría SULFOIL se puede acceder:

A.1.) *Por la carretera comarcal 8888.* Esta carretera comarcal recorre el municipio de Puerto Real de norte a sur, pasando por el sur de la factoría, desde donde se puede acceder a la misma.

A.2.) *desde El Puerto de Santa María a través de la nacional 4444 existente,* la cual, en su Km. 5,5 posee una derivación de entrada a la factoría por su zona este.

1.3. DATOS METEREOLÓGICOS.

La influencia de las condiciones meteorológicas resulta decisiva en la evolución de gran cantidad de accidentes, en particular en aquellos en los que se produce la dispersión de sustancias tóxicas o inflamables. Por lo tanto, para una correcta evaluación de los efectos de un accidente resulta imprescindible contar los datos meteorológicos fiables de la zona.

Los datos meteorológicos empleados en este estudio provienen del Instituto Nacional de Meteorología. Con base en esta fuente, los principales datos meteorológicos que caracterizan la zona son los siguientes:

A. Temperatura

La temperatura de la zona es suave y templada, sin oscilaciones considerables, con inviernos moderados y veranos cálidos. En la Tabla 1.1 se indican las características más importantes en cuanto a las temperaturas de la zona.

TABLA 1.1

TEMPERATURAS DE LA ZONA

Características	Temperatura (°C)
Temperatura media anual	18,2
Temperatura media diaria máxima	21,3
Temperatura media de las máximas del mes más cálido	27,9
Temperatura media diaria de las mínimas	15,2
Temperatura media de las mínimas del mes más frío	9,9

B. Pluviosidad

La pluviosidad media anual es del orden de 600 mm, siendo máxima en invierno y mínimas en verano.

C. Humedad ambiental

La humedad relativa media es más bien elevada (72 %) y es aún más pronunciada en las noches de invierno (76 – 77 %), lo cual implica la aparición de nieblas matinales de relativamente rápida disipación.

D. Viento

Las condiciones de vientos de la zona se caracterizan por las indicadas en la tabla 1.2., presentándose la probabilidad de ocurrencia de cada estabilidad atmosférica y la velocidad de viento media asociada a la misma.

TABLA 1.2
RESUMEN DE LA MATRIZ DE ESTABILIDAD

ESTABILIDAD	PORCENTAJE DE OCURRENCIA (%)	VELOCIDAD MEDIA PONDERADA DE VIENTO (m/s)
A	0,2	1,5
B	6,9	2,7
C	9,1	4,9
D	61,6	7,4
E	8,8	3,5
F	13,4	1,9

La estabilidad atmosférica sigue la denominación Pasquill y ha sido calculada en función de la radiación térmica, la nubosidad, la velocidad del viento y el período del día.

Con base en la citada distribución, los escenarios identificados en la factoría SULFOIL han sido evaluados para las siguientes condiciones meteorológicas representativas:

- D (Atmósfera neutra) y velocidad de viento 6,6 m/s. Representativa de las atmósferas inestables y neutras (A, B, C y D), con velocidad de viento calculada como la media ponderada de dichas estabilidades.
- F (Atmósfera muy estable) y velocidad de viento 2,7 m/s. Representativa de las atmósferas estables (E y F) con velocidad de viento obtenida como la media ponderada de las mismas.

Temperatura: 18,2 °C

Humedad relativa: 72 %

1.4. DATOS DE POBLACIÓN

Con el objeto de poder determinar en qué medida las consecuencias derivadas de los efectos físicos de un accidente afectan a la población, se incluyen a continuación los datos de poblacionales del área de influencia de las instalaciones industriales de SULFOIL.

La población de derecho de Puerto Real se sitúa en 2003 en 37.033 habitantes. Otros núcleos de población cercano que se considerarán en el estudio son San Fernando, Cádiz y El Puerto de Santa María. La tabla siguiente indica las poblaciones de dichas áreas (datos del Instituto Estadístico Andaluz actualizado el 29/01/2003).

TABLA 1.3

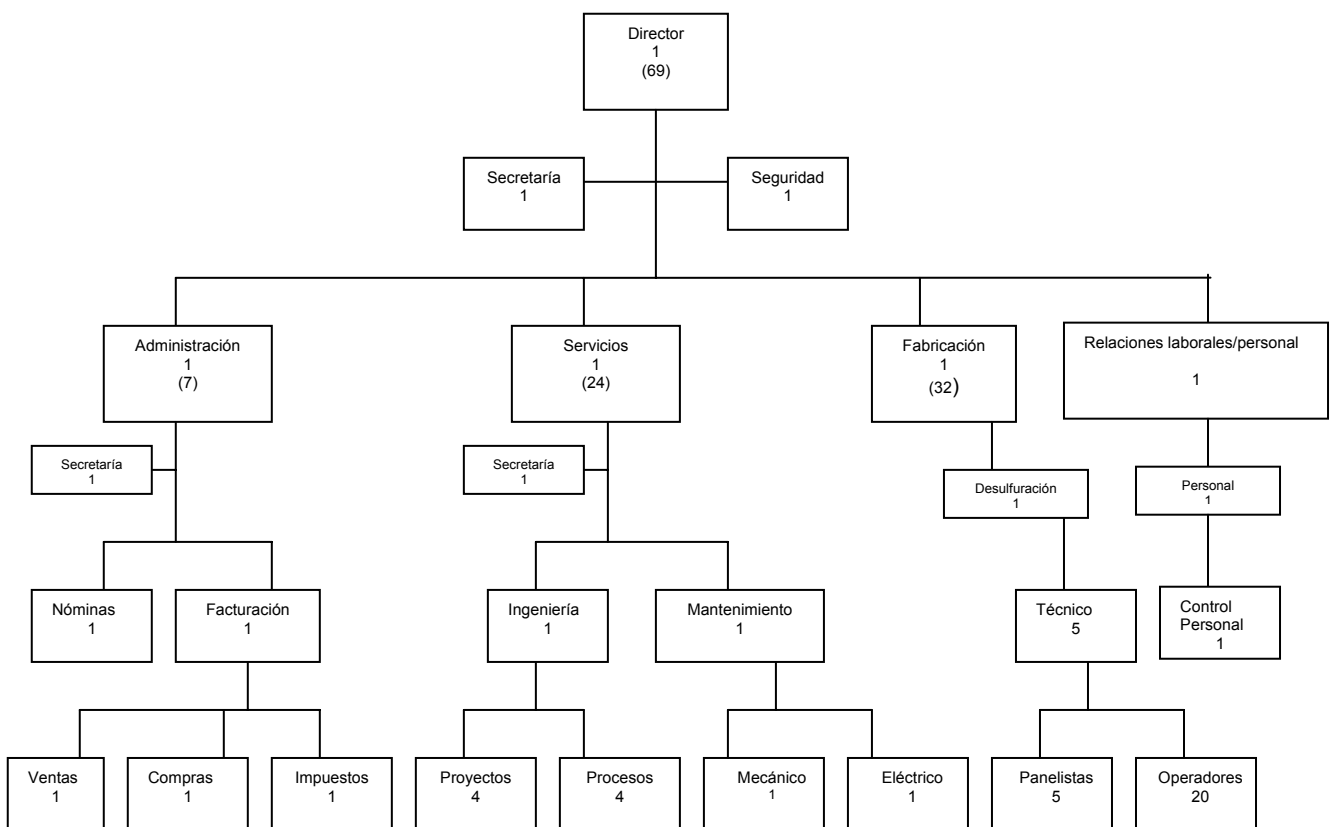
DATOS POBLACIONALES DE LA ZONA (2003)

Área	Población (habitantes)
Puerto Real	37.033
San Fernando	88.490
Cádiz	134.989
Puerto Santa María	69.656

1.5. PERSONAL DE LA EMPRESA

La planta dispone de 69 empleados. Se trabaja a turnos de 8 horas, las 24 horas del día, cada turno trabaja 6 días y descansa 4, de modo que existen cinco turnos. Cada uno de los turnos consta actualmente de cuatro operadores, un panelista de control y un técnico de fabricación.

El organigrama es:



1.6. DESCRIPCIÓN DE LA FACTORÍA Y PROCESOS

1.6.1 Edificios (ver plano 1)

Edificio de Administración y talleres:

El edificio comprende las oficinas de administración, taller mecánico, taller eléctrico y almacén de repuestos. Se trata de un edificio de una sola planta, con dos accesos principales en la zona de oficinas y otro en la zona de taller mecánico. Existen además accesos secundarios. El edificio consta de un sistema de protección contraincendios de rociadores, además de las BIEs y extintores pertinentes.

Edificio de Fabricación:

El edificio comprende las oficinas de fabricación, sala de control y sala de operarios. Se trata de un edificio de dos plantas. El edificio consta de un sistema de protección contraincendios de rociadores, además de las BIEs y extintores pertinentes.

Edificio de laboratorios:

El edificio de laboratorio comprende el laboratorio y almacén de productos de laboratorio. Se trata de un edificio de una sola planta con un acceso principal. El edificio consta de un sistema de protección contra incendios de rociadores, además de las BIEs y extintores portátiles pertinentes.

Subestación eléctrica:

Edificio de dos plantas con un acceso, que no está ocupado normalmente.

Área de tanques

Esta fase comprende un parque de tanques de almacenamiento para recibir, vía oleoducto, el gasoil con alto contenido de azufre. Consta de ocho tanques de 14.7 m de altura, 36.5 m de diámetro y una capacidad neta de 14000 m³.

El gasoil almacenado en estos tanques se bombea a la unidad de desulfuración mediante dos bombas iguales, una reserva de la otra, con una capacidad de 5000 m³/d y una presión de impulsión de 15 kg/cm², cada una.

1.6.2. Descripción de las instalaciones.

Descripción del proceso (ver Plano nº 2)

El gasoil con alto contenido en azufre, se almacena en tanques desde donde una bomba lo impulsa a la unidad de desulfuración, pasa por un coalescedor (DS-F-01) y se precalienta (DS-E-05), posteriormente es mezclado con hidrogeno antes de introducir la mezcla en el horno (DS-H-01), desde donde se envía al reactor (DS-R-01) en el que tendrá lugar mediante una reacción catalítica, la transformación del azufre contenido en el gasóleo en sulfuro de hidrógeno. A la salida del reactor, pasa al tren de intercambiadores (DS-E-02/01/03/04) y posteriormente a los separadores de baja (DS-V-03) y alta presión (DS-V-04), la fase líquida (gasóleo desulfurado), se separa de la fase gaseosa que contiene hidrógeno y la mayor parte del sulfuro de hidrogeno. La corriente gaseosa se envía a un absorbedor (DS-C-01) donde se elimina el sulfuro de hidrogeno y el hidrógeno resultante se recicla al reactor, tras pasar por un compresor (DS-CO-01). El gasoleo desulfurado, pasa a un stripper (DS-C-02) para eliminar las fracciones ligeras, el producto resultante se envía a los filtros de sal (DS-C-03 y DS-C-04) con el fin de extraerle el agua disuelta.

Por último, zona de regeneración de aminas, tiene como finalidad la eliminación del sulfuro de hidrogeno contenido en la corriente de amina rica en azufre producida en el proceso, con objeto de devolver a la unidad de desulfuración una amina pobre con una cantidad mínima de sulfuro de hidrogeno, enviando el sulfuro de aufre eliminado a una planta externa de recuperación de azufre.

Esquemáticamente podemos resumir el proceso en el siguiente digrama de bloque:

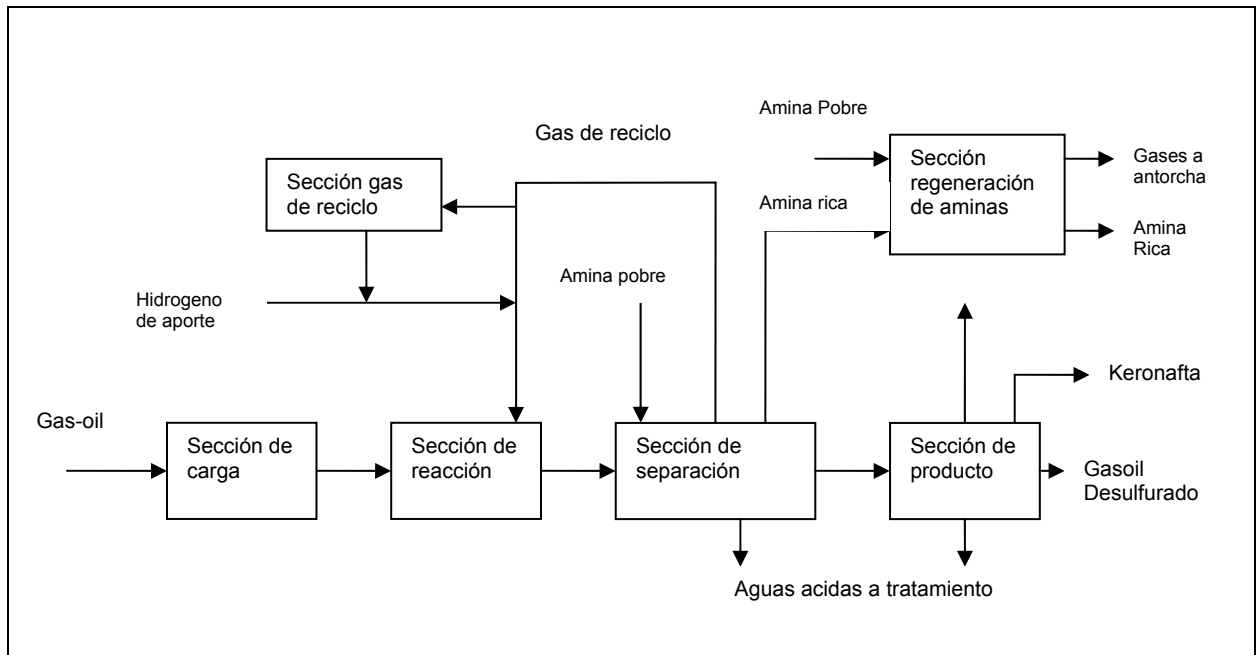


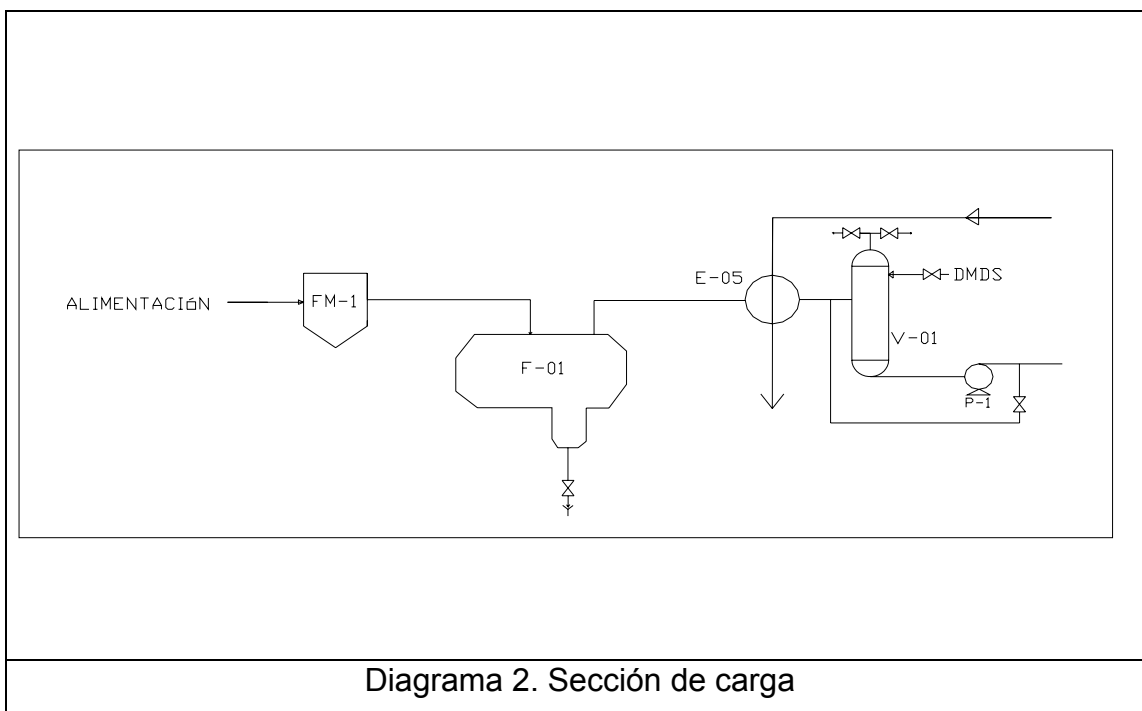
Diagrama 1. Diagrama de bloques del proceso

A. Unidad de desulfuración del gasoil

El proceso se divide en las siguientes secciones:

➤ *Sección de carga:* La unidad de desulfuración tiene como objetivo la producción de un gasóleo que contenga un máximo de 500 ppm en peso de azufre. Otras propiedades que se desean para el gasóleo producto son: color ASTM de 2,0 como máximo, "flash point" mínimo de 60°C y un contenido máximo de agua de 200 ppm en peso.

La alimentación a la unidad (gasóleos) procedente del área de tanques pasa, en primer lugar, a través de los filtros (DS-FM-01) y del coalescedor (DS-F-1), y se precalienta en los cambiadores (DS-E-5), con el fondo caliente del stripper de gasóleo, entrando en el botellón de cargas (DS-V-001), del que aspiran las bombas de carga (DS-P-01 A/B).(ver diagrama 2)



Sección de reacción: La alimentación se precalienta de nuevo en unos cambiadores (DS-E-01) con la corriente efluente del reactor (DS-R-01), y se une con el gas de reciclo precalentado, que consiste en una mezcla de gas de reciclo e hidrógeno de aporte. Esta corriente de dos fases alimenta al horno (DS-H-01), para completar el calentamiento necesario, pasando posteriormente al reactor. El sistema de quemadores del horno emplea gas natural como combustible. A medida que la alimentación y el gas de reciclo fluyen a través del reactor, se producen las siguientes reacciones:

- de saturación de olefinas
- saturación de poliaromáticos
- desulfuración
- desnitrogenación.

Estas reacciones son exotérmicas y originan un aumento de la temperatura en el reactor, con el fin de prolongar la vida del catalizador las reacciones se controlan a la temperatura más baja posible de manera que se puedan alcanzar los objetivos del proceso. Esto se consigue mediante el control de la temperatura de entrada a los lechos del reactor y la corriente de salida del horno, además de la introducción de gas de enfriamiento que proviene, como gas de reciclo, del compresor DS-CO-001.

El reactor consiste en dos lechos de catalizador con una zona interna de enfriamiento. El lecho superior está formado por diferentes capas de catalizadores. El catalizador del lecho inferior convierte el nitrógeno orgánico, azufre y compuestos de oxígeno presentes en la alimentación, en amoníaco, sulfuro de hidrógeno y agua, respectivamente. También se hidrogenan las olefinas y algunos compuestos poliaromáticos.

El reactor se opera con las temperaturas de entrada a los lechos del catalizador iguales, con el fin de obtener una utilización eficaz del catalizador. La temperatura media del lecho, por otra parte, se ajusta para alcanzar un rendimiento de desulfuración adecuado.

La corriente efluente del reactor se enfría sucesivamente en una serie de cambiadores (DS-E-02 y DS-E-03) con el gas de reciclo y gas de aporte procedente de los compresores de reciclo y aporte, con la alimentación fresca y con el gasóleo hidrotratado del separador frío de baja presión. El enfriamiento final de la corriente efluente del reactor se lleva a cabo en un aerorrefrigerante (DS-E-04) antes de entrar en la sección de separación del gas de reciclo.

Aguas arriba del aerorrefrigerante se inyecta agua de lavado (DS-V-02), con el fin de minimizar la corrosión y prevenir los depósitos de sal de amonio. El agua de lavado también elimina amoníaco del gas de reciclo.

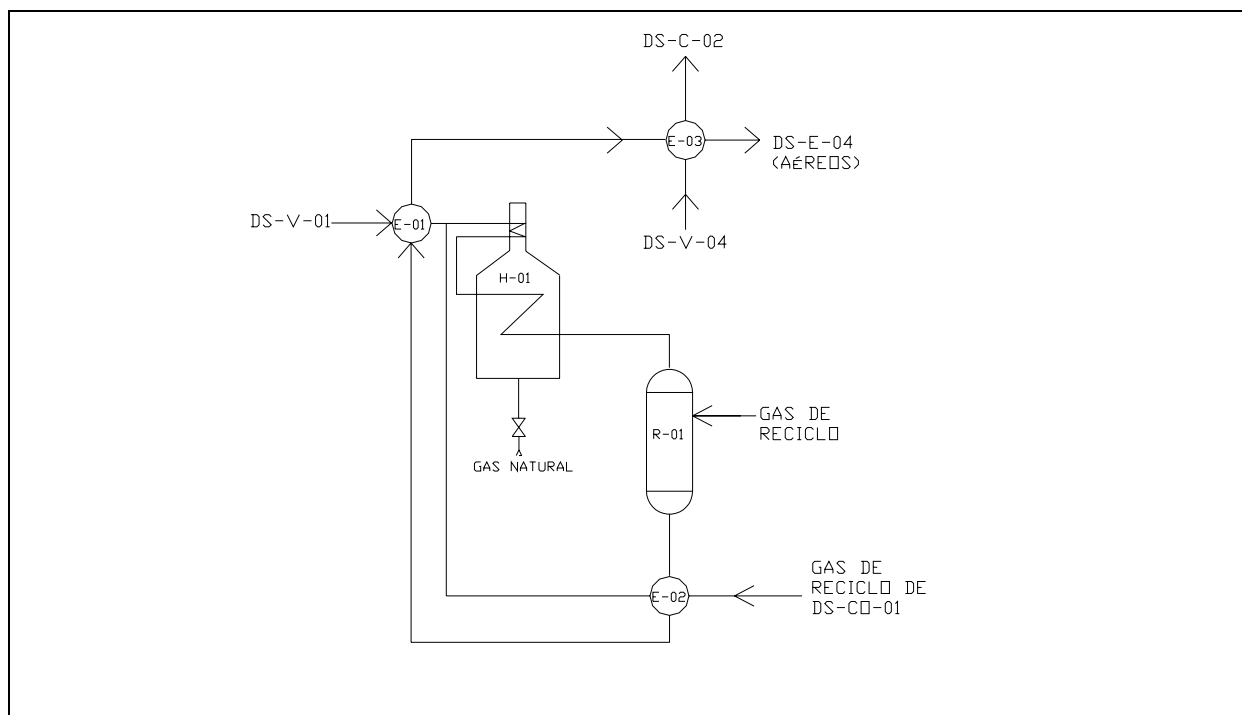


Diagrama 3. Sección de reacción.

➤ *Sección gas de reciclo(ver diagrama 4)*

- Separación líquido- vapor: La corriente que entra al separador frío de alta presión (DS-V-03) se separa en una corriente gaseosa, que se envía al absorbedor de aminas (DS-C-01), y en dos corrientes líquidas, una de hidrocarburos y otra de agua ácida. Ambas corrientes son enviadas al separador de baja presión (DS-V-04). La de aguas ácidas con el fin de reducir el contenido de sulfuro de hidrogeno disuelto, y la de hidrocarburos para eliminar algunos ligeros. Del botellón de baja, se obtiene una corriente de agua ácida se envía al exterior para tratamiento, pasando previamente por el acumulador de reflujo del stripper de gasóleo (DS-V-06) y la corriente de gasóleo desulfurado y aún sin estabilizar, que se envía al stripper (DS-C-02).

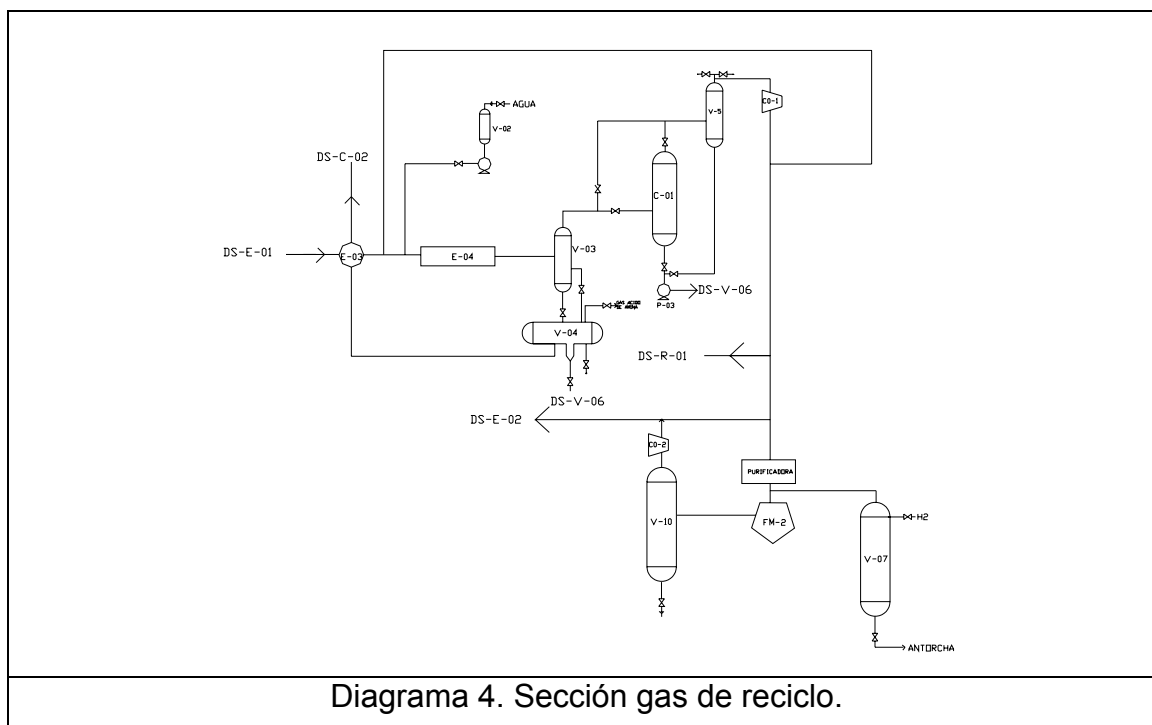
- Gas de reciclo: La corriente gaseosa del separador frío de alta presión (DS-V-03) se envía al absorbedor de amina (DS-C-01), en el cual se absorbe la mayor parte del sulfuro de hidrógeno de la corriente gaseosa.

La corriente gaseosa exenta de sulfuro de hidrógeno que está compuesta por hidrógeno e hidrocarburos ligeros fundamentalmente, se alimenta al depósito de succión del compresor de reciclo (DS-CO-01). Los hidrocarburos condensados se eliminan de dicho depósito antes de que fluya a la succión del compresor.

De la salida del compresor se extrae una purga para mantener la pureza en el hidrógeno de reciclo enviándose a la unidad de recuperación de hidrógeno. Esta unidad es del tipo membrana y el gas residual que sale de la misma se envía al horno para quemarlo.

El resto de la descarga del compresor se divide nuevamente en tres corrientes. La primera se recicla a la línea de gas, justo antes de la inyección de agua de lavado. La segunda se utiliza como gas de enfriamiento del reactor. Finalmente, la tercera junto con el hidrógeno de aporte se precalienta en sendos intercambiadores con la corriente efluente del reactor, antes de hidrogenar la carga a la entrada del horno.

- Hidrógeno de aporte: El hidrógeno de aporte se une a la corriente que fluye de la unidad de recuperación de hidrógeno y una vez comprimida en el compresor se mezcla con el gas de reciclo en el punto adecuado de la descarga del compresor de gas de reciclo. Normalmente la presión de la unidad se controlará por la adición de hidrógeno de aporte. (Ver diagrama 4).



➤ *Sección de producto. (Diagrama 5).*

El líquido del separador frío de alta presión (DS-V-03) fluye a la sección de baja presión de la unidad, que consiste en un separador frío de baja presión (DS-V-04), un sistema de stripping (DS-C-02) y un sistema de secado con sal del gasóleo producto.

En el separador frío de baja presión se eliminan algunos ligeros y se obtiene una corriente líquida de hidrocarburos y una corriente de aguas ácidas que se envía al botelón acumulador de reflujo (DS-V-06). El sistema stripper/ secador se usa para controlar el “flash-point” y el contenido en agua del gasóleo producto.

La corriente líquida de hidrocarburos procedente del separador frío de baja presión se precalienta por medio de intercambiadores (DS-E-03) con el efluente del reactor y se introduce en el stripper de gasóleo (DS-C-02), este equipo ha sido diseñado para producir un gasóleo producto con un “flash- point” mínimo de 60°C. El vapor de media presión se inyecta por la parte inferior del stripper, para arrastrar ligeros.

La corriente de cabeza del stripper se condensa parcialmente en el aerorrefrigerante (DS-E-06). Este condensado se recoge en el acumulador de reflujo del stripper (DS-V-06). La corriente líquida de este acumulador de reflujo retorna como reflujo al stripper de gasóleo.

Por otra parte, el agua ácida del separador frío de baja presión DS-V-003, se alimenta al acumulador de reflujo del stripper de gasóleo, donde dispone de un tiempo adicional para mejorar la separación hidrocarburo- agua.

El gasóleo producto húmedo sale por fondos del stripper de gasóleo y se enfría en cambiadores (DS-E-05) con la alimentación a la unidad y posteriormente pasa por un enfriador (DS-E-08), un aerorrefrigerante (DS-E-09) y un coalescedor (DS-F-02) donde se separa el agua libre. Desde este último se alimenta a los lechos de sal (DS-C-03 y DS-C-04) con el fin de extraerle el agua disuelta.

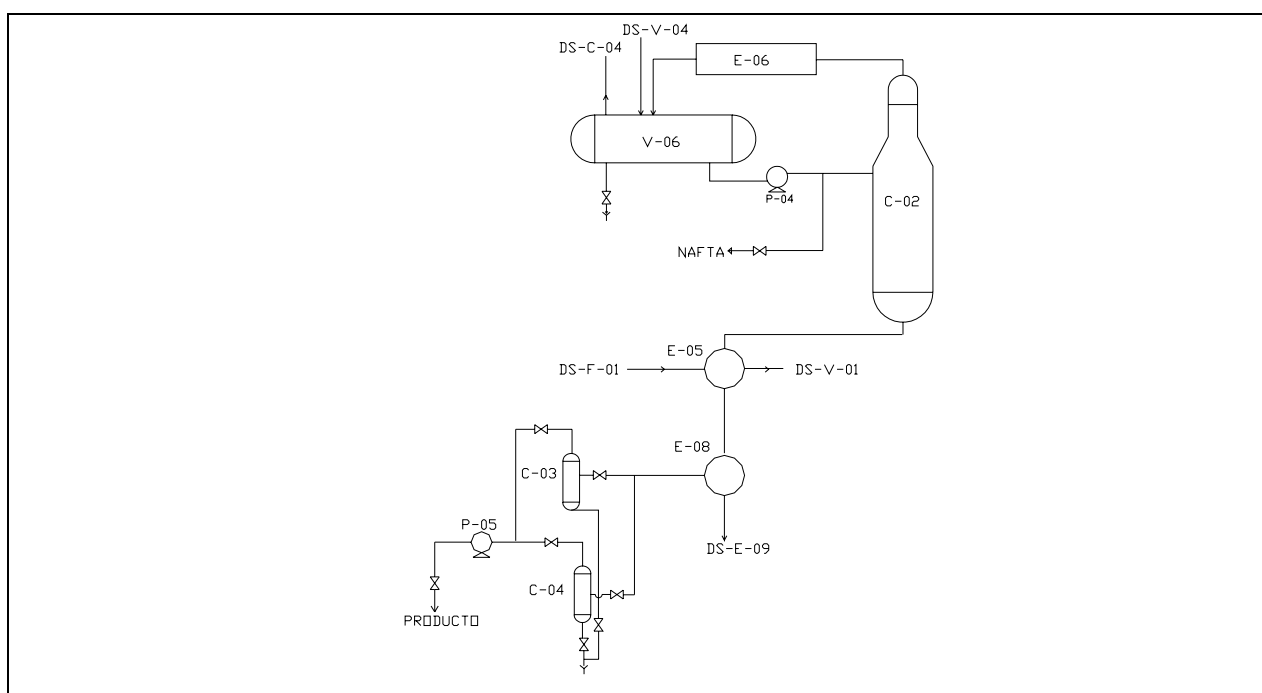


Diagrama 5. Sección de producto.

➤ *Sección almacenamiento de gasoil desulfurado.*

El gasóleo producto seco obtenido por el fondo del secador, es enviado finalmente a los tanques de almacenamiento de gasoil desulfurado comercial. Consta de cinco tanques de 14.7 m de altura, 36.5 m de diámetro y una capacidad neta de 14000 m³. La salida de producto al mercado se realiza mediante oleoducto y por barco.

B. Unidad de regeneración de aminas (ver diagrama 6)

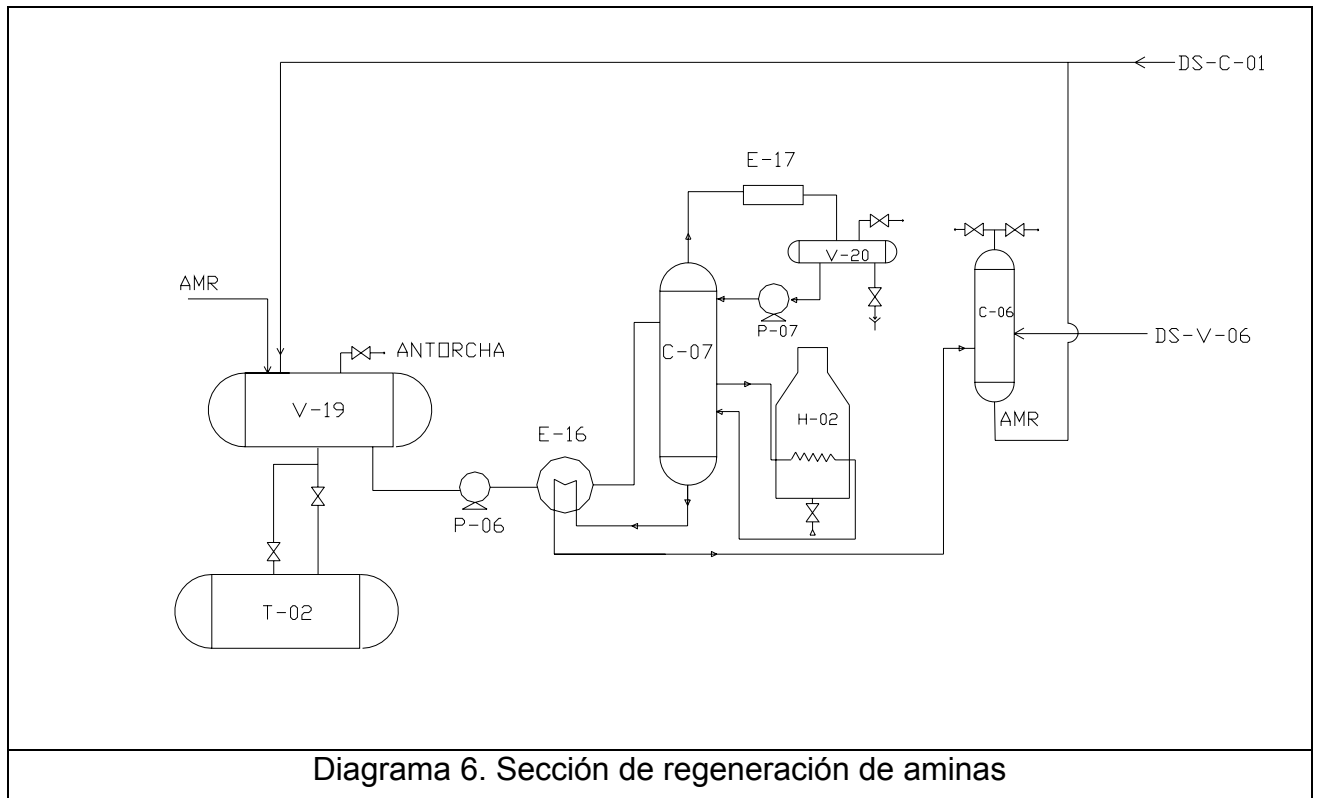
Tiene como finalidad la eliminación de sulfuro de hidrógeno contenido en la corriente de amina rica, con objeto de devolver a la unidad de desulfuración una amina pobre con una cantidad mínima de sulfuro de hidrógeno, enviando el sulfuro de hidrógeno eliminado a una planta externa de recuperación de azufre. La columna regeneradora (DS-C-07) dispone de 20 platos y el calor aportado en fondos se realiza a través del horno reboiler (DS-H-02) que calienta el fondo de la columna mediante una línea de 2" mediante una bomba para devolverlo posteriormente a la columna.

Los fondos de la columna son bombeados mediante las bombas al precalentador (DS-E-16) y se hace pasar por un sistema de filtración mecánica y un filtro de carbón activo antes de reenviarlas a la unidad de desulfuración.

Los vapores de cabeza no condensados en el botellón de reflujo que contiene la mayor parte de sulfuro de hidrógeno absorbido en la amina rica, son enviados a una planta externa de recuperación de azufre.

La dietanolamina (DEA) fresca a introducir en el circuito por pérdidas en las purgas es almacenada en el tanque (DS-T-02), que cuenta con atmósfera inerte de nitrógeno y serpentines de calefacción con vapor de baja presión para mantener la amina en estado líquido. Desde allí es aportada de forma discontinua al recipiente de carga de amina rica (DS-V-19).

Todas las corrientes de drenaje de aguas aceitosas y DEA de la unidad son conducidas a través de un sistema cerrado a los botellones de drenaje desde donde se mandan al exterior para tratamiento.



C. Instalaciones de servicios auxiliares

La función del sistema de servicios auxiliares es la de proveer de los servicios de aire, hidrógeno, vapor, agua, gas natural, nitrógeno y fluido de transferencia de calor a las unidades de producción.

D. Almacenamientos y cubetos en las distintas unidades

En la unidad de Hidrodesulfuración se dispone de los siguientes depósitos de almacenamiento:

TABLA 1.4

Depósito	Sustancia	capacidad (m ³)	Presión diseño (Kg/cm ² m)	Temperatura diseño (°C)
DS-T-1	DMDS	0,5	10,2/vacío total	120
DS-V-01	Gasoil	160	10,2/vacío total	120
DS-T-02	DEA	39	Atmosférica	60

1.7. RELACIÓN DE SUSTANCIAS PELIGROSAS

Las sustancias peligrosas presentes en cantidades relevantes en el proceso o almacenamiento, siguiendo los criterios del Anexo I del R.D. 1254/1999 son las siguientes:

Hidrógeno, propano, butano, Isobutano, ácido sulfhídrico, amoniaco, metano, etano, pentano, isopentano.

En el apartado 2.2.2. se hace un análisis más detallado de dichas sustancias.

1.8. DESCRIPCIÓN DE LAS VÁLVULAS DE SEGURIDAD

En la tabla 1.5 se enumeran y describen las principales características de las válvulas de seguridad instaladas en los equipos que contienen sustancias clasificadas y peligrosas, indicando sus principales características.

TABLA1.5. VÁLVULAS DE SEGURIDAD

EQUIPO	SUSTANCIA	P (KG/CM ²) DE OPERACIÓN / TARADO	CAUDAL MÁXIMO DE DESCARGA(KG/H)	CAUSA DEL SALTO	DESTINO
DS-FM-01	Gasoil	3,7/10,2	5.910	Fuego externo	Colector antorcha
DS-C-06	LPG	6,3/8,4	9.300	Bloqueo y fuego externo	Colector antorcha
DS-F-01	Gasoil	3,7/10,2	19.500	Fuego externo	Colector antorcha
DS-V-01	Gasoil	2/10,2	10.400	Fuego externo y válvula abierta	Colector antorcha
DS-V-03	Gas ácido	46/52,2	35.527	Bloqueo, fallo eléctrico y fuego externo	Colector antorcha
DS-V-04	Gas ácido	7,4/15	52.690	Bloqueo, fallo eléctrico y fuego externo	Colector antorcha
DS-C-01	Hidrógeno, LPG	46/52,2	840	Fuego externo	Colector antorcha
DS-CO-01	Hidrógeno, LPG	64,2/70,6	29.297	Bloqueo	Colector antorcha
DS-V-07	Hidrógeno, LPG	26/44	21.666	Bloqueo y fuego externo	Colector antorcha
DS-CO-02	Hidrógeno, LPG	64,2/70,6	10.833	Bloqueo	Colector antorcha
DS-C-02	Nafta	8,7/10,2	33.000	fuego externo, válvula abierta	Colector antorcha
DS-V-06	Gas ácido	8,4/10,2	9.827	Bloqueo, fallo eléctrico, fuego externo, válvula abierta	Colector antorcha
DS-C-03/04	Gasoil	4,5/11,2	49.600	fuego externo, válvula abierta	Colector antorcha

1.9. BANDEJA DE TUBERÍAS Y CONDUCCIONES DE FLUIDOS

En el presente apartado se describen las principales líneas de conducción dentro de la unidad.

L1: Línea de gasoil desde límite de baterías hasta el botellón de carga (DS-V-01). La línea cuenta con una válvula antirretorno, válvula de cierre mediante activación del sistema de emergencia, válvulas de accionamiento manual y válvulas de control.

L2: Línea de gasoil desde el botellón de carga hasta el horno (DS-H-01). Cuenta con válvulas de retención, válvula de aislamiento por fuego y válvulas manuales de corte.

L3: Línea de entrada de gasoil al reactor (DS-R-01) procedente del horno. Cuenta con válvula antirretorno.

L4: Línea de salida del reactor hasta el separador de alta (DS-V-03). No cuenta con válvulas.

L5: Línea de reciclo de hidrógeno desde el compresor (DS-CO-01) a la línea de carga de gasoil al horno (DS-H-01). Cuenta con válvula de control de flujo y válvula de accionamiento manual.

L6: Línea de hidrógeno de quench para el reactor. La línea cuenta con válvula antirretorno y válvula automática para el control de flujo.

L7: Línea de gasoil desde el separador de baja (DS-V-04) al stripper de gasoil (DS-C-02). Cuenta con válvula de control de flujo y válvula de accionamiento manual.

L8: Línea de gasoil que sale del stripper y va a los lechos de sal (DS-C-03/04) para secado. La línea cuenta con válvulas de control así como válvulas de accionamiento manual.

L9: Línea de hidrogeno con sulfuro de hidrogeno desde el separador de alta DS-V-003 al absorbedor de amina de alta presión (DS-C-01). Cuenta con válvulas antirretorno y válvulas de accionamiento manual.

L10: Línea de hidrógeno de la impulsión del compresor (DS-CO-01). Cuenta con válvulas antirretorno, válvula de control de presión, válvula de accionamiento manual y válvula de seguridad.

L11: Línea del compresor DS-CO-02 de hidrógeno fresco. Cuenta con válvula antirretorno, válvula de control automática, válvula de accionamiento manual y válvula de seguridad.

L12: Líneas de gas residual a la unidad de regeneración de aminas procedentes del separador de baja presión (DS-V-04) y del botellón de cabeza del stripper (DS-V-06). Cuentan con válvulas de control de presión.

L13: Línea de amina rica en sulfhídrico que conecta el absorbedor de aminas de baja presión con la unidad de regeneración de aminas. Cuentan con válvula de control automática y con válvula de aislamiento por fuego.

En la tabla 1.6 se encuentra la información más relevante de estas líneas, indicándose la naturaleza del fluido, así como sus propiedades más representativas en las condiciones habituales del proceso.

TABLA 1.6. PRINCIPALES LÍNEAS DE CONDUCCIÓN DE SUSTANCIAS EN LA FACTORÍA

Línea	Origen	Destino	Sustancia %(molar)	Caudal (Kg/h)	Presión (Kg/cm ² g)	T (°C)	Diámetro
L1	L.B.	DS-V-01	Gasoil	219.117	2,7	54	10"
L2	DS-V-01	DS-H-01	Gasoil	219.117	72,87	154	14"
L3	DS-H-01	DS-R-01	11,75% H ₂ ;88,25 % Gasoil	248.365	58,6	378	14"
L4	DS-R-01	DS-V-03	2,18% SH ₂ ;42% H ₂ ; 40 % Gasoil	260.366	51,4	398	16"
L5	DS-CO-01	L2	100% H ₂	29.248	53,4	381	8"
L6	DS-CO-01	DS-R-01	100 % H ₂	11.976	64,2	89	6"
L7	DS-V-04	DS-C-02	4,1% SH ₂ ; 95,9% Gasoil	225.965	12,8	53	8"
L8	DS-C-02	DS-C-03/04	100% Gasoil	205.695	4,9	49	8"
L9	DS-V-03	DS-C-01	3% SH ₂ ; 61,6% H ₂ + 35,4% GLP	32.525	45,4	53	8"
L10	DS-CO-01	L5-L6	100% H ₂	28.821	64,2	89	8"
L11	DS-CO-002	L10	100% H ₂	12.400	64,2	114	4"
L12	DS-V-06	Unidad de aminas	100% SH ₂	6.733	7,4	49	8"
L13	DS-C-06	Unidad de aminas	1,7% SH ₂ ; 4% DEA +94,3% A.P	41.196	5,2	64	6"

2. IDENTIFICACIÓN DE ESCENARIOS

2.1. INTRODUCCIÓN

2.1.1. OBJETO

En el presente apartado se ha determinado la relación de accidentes graves que representan el riesgo de las instalaciones de Sulfoil y que son objeto de un detallado análisis y consecuencias en el presente Informe de Seguridad.

La identificación de accidentes graves y el análisis de efectos y consecuencias que se realizará en el Estudio de Seguridad, permitirá a SULFOIL S.A. dar un amplio cumplimiento a las exigencias del Artículo 9º de RD. 1254/1999, donde se indica que el industrial deberá:

- *“ Demostrar que ha identificado los peligros de accidentes graves y que ha tomado las medidas necesarias para su prevención y, en caso de ocurrir, para la limitación de sus consecuencias”*
- *“Demostrar que el diseño, la construcción, la explotación y el mantenimiento de toda instalación, zona de almacenamiento y equipos, relacionados con el riesgo de accidentes graves, presenta seguridad y fiabilidad suficientes”.*

2.1.2. ALCANCE

Para la Identificación de Accidentes grave en las instalaciones de Sulfoil se han seguido las indicaciones de la Guía de la Directriz General XI de la Unión Europea, en la que se recoge la información y las recomendaciones a tener en cuenta en la implantación de la directiva SEVESO II, y que amplía el ámbito y el alcance de la Identificación de fuentes de riesgos en los siguientes aspectos:

- En distintas fases de la actividad (diseño, ingeniería, montaje, explotación, cese de actividad, abandono, etc.)
- Fallos o desviaciones de las condiciones normales del proceso.
- Fuentes de riesgos externas: fenómenos naturales, transporte de mercancías peligrosas, otras actividades de riesgo.
- Seguridad de la planta: actuaciones prohibidas, intrusismo, sabotaje, etc.
- Efecto dominó.

El proceso de identificación es completado con el análisis de las fuentes de riesgos que puedan originar un accidente grave en las instalaciones de SULFOIL.

Las fuentes de riesgos, definidas como condiciones o sucesos que amenazan la operación segura del establecimiento, se han clasificado en las siguientes categorías, cada una de las cuales ha sido objeto de análisis específicos :

- Fuentes de riesgos operacionales, entre las que se incluyen los fallos en base de operación, mantenimiento, fallos técnicos en equipos y contenciones, etc.
- Fuentes de riesgos relacionadas con el diseño, construcción y gestión de la seguridad, como errores de diseño, procedimientos operacionales no adecuados, mantenimiento no adecuado, etc.
- Fuentes de riesgos externas, tales como accidentes en actividades colindantes, transporte, riesgos naturales o intervenciones no autorizadas.

2.2. METODOLOGÍA DE IDENTIFICACIÓN DE ESCENARIOS DE ACCIDENTES GRAVES.

Para la identificación de los accidentes graves en las instalaciones a estudio, así como para el Análisis de las Fuentes de Riesgo que afectan a sus instalaciones, se han aplicado las siguientes técnicas:

- **Estudio exhaustivo de las instalaciones:** Se ha llevado a cabo un análisis detallado de las instalaciones, equipos y actividades de la empresa relevantes desde el punto de vista de la seguridad, así como las fuentes de accidentes graves, las condiciones en las que se pueden producir dichos accidentes y las medidas preventivas y mitigadoras propuestas.
- **Análisis de las sustancias peligrosas presentes:** El análisis de las sustancias presentes, o que pudieran estar presentes, en un establecimiento resulta relevante en la identificación de los accidentes que pueden derivar en mayores consecuencias.

Basándose en esto, se ha realizado un análisis de las sustancias presentes o que pudieran generarse en caso de accidente o pérdida de control de un proceso en las distintas instalaciones de Sulfoil, de acuerdo a los criterios recogidos en el R.D. 1254/1999.

- **Análisis histórico de accidentes ocurridos en zonas similares:** Para el aprovechamiento de la experiencia histórica de accidentes ocurridos en plantas similares, se ha realizado una búsqueda en la base de datos Facts de TNO sobre los accidentes producidos en sistemas similares a los existentes en las instalaciones de Sulfoil, así como para las sustancias presentes.

La base de datos Facts (Failure and Accidents Technical information System) incluye más de 16000 accidentes y permite una amplia variedad de búsquedas relativas al manejo de productos peligrosos. Para cada accidente, indica: Identificación (registro, fuente, fecha), actividad (durante la que se ha producido el accidente), localización (Compañía, dirección, etc.), causa, descripción del desarrollo del accidente.

- **Análisis históricos de accidentes ocurridos en las instalaciones de Sulfoil:** El análisis histórico de informes de incidentes / accidentes ocurridos en las instalaciones ha permitido identificar aquellas situaciones de riesgo que resultan más relevantes en relación a los accidentes graves. Para cada accidente se ha realizado su causa.
- **Entrevistas técnicas con los responsables de las instalaciones:** En el proceso de identificación de accidentes se ha contado con la colaboración de técnicos del establecimiento en materia de seguridad, procesos y operación, lo que ha permitido identificar las fuentes de riesgos relacionadas con la operación y explotación de la unidad e instalación.
- **Análisis de las fuentes externas de riesgos** que pueden afectar a las instalaciones: el análisis del entorno inmediato ha permitido identificar las principales causas externas que pueden desencadenar un accidente grave en la instalación objeto de análisis.
- **Criterio de selección de escenarios,** apoyado en datos de fallo genéricos de plantas similares.

2.2.1. Estudio exhaustivo de las instalaciones y procesos

Se ha llevado a cabo un análisis detallado de las instalaciones, equipos y actividades de la planta relevantes desde el punto de vista de la seguridad, así como de las fuentes de riesgo de accidentes graves, las condiciones en las que se pueden producir dichos accidentes y las medidas preventivas y mitigadoras previstas.

Para ello, se han analizado y revisado los manuales de operación de las instalaciones, contemplándose los siguientes aspectos:

- Estudio de los procesos, operaciones básicas y reacciones químicas que pueden, en una situación fuera de control, originar un accidente grave, para lo cual, se han tenido en consideración la ingeniería de procesos y sistemas de seguridad.
- Procedimientos de operación en distintas fases de la actividad (operación normal, arranque/ parada, operaciones excepcionales, emergencias, etc.), así como procedimientos de seguridad.

- Diseño e ingeniería de equipos y sistemas que procesan o almacenan sustancias peligrosas (materiales, cimentaciones, estanqueidad, equipos a presión y temperatura, etc.)
- Sistema de corrección y tratamiento de contaminantes y residuos, tanto en operación normal como ante emergencias.
- Servicios auxiliares esenciales en la prevención y mitigación de consecuencias de accidentes.

Partiendo del estudio detallado que se ha llevado a cabo de las instalaciones y equipos de las distintas unidades, se concluye que los principales riesgos se centran en los equipos y líneas que vinculan sustancias peligrosas. En este sentido, a continuación se nombran en la tabla 2.1. los equipos con mayor nivel de riesgo, en la unidad de desulfuración, así como las sustancias involucradas que son objeto de un análisis más detallado.

TABLA 2.1

Equipo	Descripción	Sustancia/s involucrada/s
DS-V-01	Botellón de carga	gasoil
DS-H-01	Horno	gas natural
DS-R-01	Reactor	Gasoil/hidrógeno/S _H ₂
DS-V-03	Separador alta presión	Gasoil/hidrógeno/S _H ₂
DS-C-01	Absorbedor de amina	Hidrógeno/ S _H ₂ / Amina
DS-V-04	Separador de baja presión	Gasoil/ gas ácido
DS-CO-01/02	Compresor gas de recicló/ hidrógeno	Gas de recicló/ Hidrógeno
DS-C-02	Stripper gasoil	Gasoil/hidrógeno/S _H ₂
DS- V-19	Recipiente de carga	Amina/ S _H ₂
DS-C-07	Columna regeneradora	Amina/ S _H ₂
DS-V-20	Botellón de reflujo	S _H ₂
DS-T-2	Tanque de almacenamiento de DEA	Amina
DS-H-02	Horno reboiler	Amina/ gas natural

2.2.2. Análisis de las sustancias peligrosas.

El análisis de las sustancias presentes, o que pueden estar presentes, en un establecimiento resulta relevante en la identificación de los accidentes que pueden derivar en mayores consecuencias.

Con base en ello, se ha realizado un análisis de las sustancias presentes o que puedan generarse en caso de accidente o pérdida de control de un proceso en las distintas instalaciones de SULFOIL, de acuerdo con los criterios recogidos en el R.D. 1254/1999.

Asimismo, se ha llevado a cabo un análisis de las propiedades físicas, químicas y toxicológicas de las sustancias peligrosas presentes en las instalaciones de la Planta, para lo cual se han tenido en cuenta los siguientes aspectos.

- Identificación de la sustancia o preparado
- Composición/ información sobre los componentes
- Identificación de los peligros
- Primeros Auxilios
- Medidas de lucha contra incendios
- Medidas que deben tomarse en caso de vertido accidental
- Manipulación y Almacenamiento
- Control de exposición/ protección individual
- Propiedades físicas y químicas
- Estabilidad y reactividad
- Información toxicológica y ecológica
- Consideraciones relativas a la eliminación
- Informaciones relativas al transporte y reglamentarias

Las sustancias peligrosas presentes en cantidades relevantes en el proceso o almacenamiento, siguiendo los criterios del Anexo I del R.D. 1254/ 1999 se recogen en el cuadro adjunto (tabla 2.2):

TABLA 2.2

SUSTANCIAS PELIGROSAS CLASIFICADAS EN LA UNIDAD DE DESULFURACIÓN
Clasificación R.D. 1254/1999
Sustancias nombradas (Parte 1 Anexo I)
- Hidrógeno - Propano - Butano - Isobutano
Categorías de sustancias peligrosas (parte 2 Anexo I)
1. Muy tóxica
- Ácido sulfhídrico ¹
2. Tóxica
- Amoníaco ²
3. Comburente
-
4. Explosiva
-
5. Explosiva
-
6. Inflamable
-
7.a. Muy inflamable
-
7.b. Líquido muy inflamable
-
8. Extremadamente inflamable
- Metano - Etano - Pentano - Isopentano
9. Sustancias peligrosas para el medio ambiente con las siguientes frases de riesgos:
9i. (R50): muy tóxico para los organismos acuáticos 9ii. (R51): tóxico para los organismos acuáticos (R53): puede provocar a largo plazo efectos negativos para el medio ambiente acuático
10. Cualquier clasificación distinta de las anteriores en combinación con los siguientes enunciados de riesgos:
10i. (R14/15): reacciona violentamente con el agua 10ii. (R29): en contacto con el agua libera gases tóxicos

¹ Clasificada como sustancia muy tóxica si se encuentra en concentración mayor al 10 % y como tóxica si la concentración es mayor o igual al 5% y menor al 10% (R.D. 1254/1999)

² Considerada como tóxica en concentraciones iguales o superiores al 5% (R.D. 1254/1999)

TABLA 2.3

SUSTANCIAS PELIGROSAS CLASIFICADAS EN LA UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AMINA
Clasificación R.D. 1254/1999
Sustancias nombradas (Parte 1 Anexo I)
- Gas natural
Categorías de sustancias peligrosas (parte 2 Anexo I)
1. Muy tóxica
- Ácido sulfhídrico ¹
2. Tóxica
- Dióxido de azufre
3. Comburente
-
4. Explosiva
-
5. Explosiva
-
6. Inflamable
-
7.a. Muy inflamable
-
7.b. Líquido muy inflamable
-
8. Extremadamente inflamable
-
9. Sustancias peligrosas para el medio ambiente con las siguientes frases de riesgos:
9i. (R50): muy tóxico para los organismos acuáticos 9ii. (R51): tóxico para los organismos acuáticos (R53): puede provocar a largo plazo efectos negativos para el medio ambiente acuático
10. Cualquier clasificación distinta de las anteriores en combinación con los siguientes enunciados de riesgos:
10i. (R14/15): reacciona violentamente con el agua 10ii. (R29): en contacto con el agua libera gases tóxicos

¹ Utilizado como combustible al reactor

Adicionalmente en la unidad hay presencia de otras sustancias que, aun no encontrándose clasificadas por el R.D. 1254/1999, se relacionan a continuación por sus características peligrosas:

- Gasoil: clasificado como sustancia nociva por su carácter cancerígeno categoría 3 (R.D. 363/1995 y posteriores modificaciones).
- Dietanolamina (DEA): clasificado como nociva e irritante por el R.D. 363/1995 y posteriores modificaciones.
- Hidróxido sódico: clasificado como corrosivo por el R.D. 363/1995 y posteriores modificaciones.
- Otros compuestos no clasificados en la legislación y que se han tenido en cuenta en el estudio son: dimetildisulfuro (DMDS) y Nafta (por requerimiento de la empresa contratante).

2.2.3. Análisis histórico de accidentes

Para el aprovechamiento de la experiencia histórica de accidentes ocurridos en plantas similares, se ha realizado una búsqueda en la base de datos Facts de TNO sobre los accidentes producidos en sistemas similares a los existentes en las instalaciones de Sulfoil , así como para las sustancias presentes.

La base de datos Facts (Failure and accidents Technical information System) incluye más de 16000 accidentes y permite una amplia variedad de búsquedas relativas al manejo de productos peligrosos. Para cada accidente, indica:

- Identificación (registro, fuente, fecha)
- Actividad (durante la que se ha producido el accidente)
- Localización (Compañía, dirección, etc.)
- Causa y Descripción del desarrollo del accidente

A continuación se presenta una tabla con los accidentes producidos en sistemas similares a los existentes en las distintas unidades de SULFOIL, según la base de datos FACTS (Failure and Accidents Technical information System). En el ANEXO II se incluye un breve resumen de dichos accidentes.

TABLA 2.4

SUSTANCIA INVOLUCRADA	REFERENCIA
HIDRÓGENO	Acc. # 1.693 Acc. # 4.552 Acc. # 3.439 Acc. # 10.805 Acc.# 8.974 Acc. # 10.267 Acc. # 10.871
ÁCIDO SULFHÍDRICO	Acc. # 4.099 Acc. # 1.273 Acc. # 1.685 Acc. # 4.556 Acc.# 19 Acc. # 515 Acc. # 456 Acc. # 835 Acc. # 7.754 Acc. # 5.224 Acc. # 4.808
GASOIL	Acc.# 4.255 Acc. # 9.094 Acc. # 9.906 Acc. # 9.895 Acc. # 7.942
DIÓXIDO DE AZUFRE	Acc. # 4.099
OTROS GASES INFLAMABLES	Acc. # 5.572

TABLA 2.4 (CONT.)

SUSTANCIA INVOLUCRADA	REFERENCIA
GAS NATURAL	Acc. # 1.977 Acc. # 2.247 Acc. # 4.099 Acc. # 8.313 Acc.# 9.265 Acc. # 12.704 Acc. # 14.771 Acc. # 14.966
DIETANOLAMINA	Acc. # 10.977
SULFURO DE HIDROGENO	Acc.# 19 Acc. # 515 Acc. # 4.099 Acc. # 9.390 Acc. # 12.361 Acc. # 13.123 Acc. # 13.199 Acc.# 13.615 Acc. # 13.957 Acc. # 15.705 Acc. # 17.073

2.2.4. Registro de accidentes/ incidentes más relevantes ocurridos en Sulfoil

El análisis histórico de informes de incidentes / accidentes ocurridos en las instalaciones de SULFOIL S.A. indicados en la tabla 2.5. han permitido identificar aquellas situaciones de riesgo que resultan más relevantes en relación a los accidentes graves.

TABLA 2.5

Fecha	Localización	Accidente/incidente
11/3/85	Línea salida de la E-S	Incendio de una manta impregnada con gasoil durante u operación de soldadura
10/8/87	Encendido del horno de regeneración de aminas	EXPLOSIÓN por ACUMULACIÓN de gases de combustión en puesta en marcha de la unidad
11/6/89	Horno DS-H-02de regeneración de aminas	Explosión debido a apagado de la llama piloto, apagado de quemadores de combustible y escape de gas
20/4/97	R-01(reactor desulfuración)	Fuego de gasoil e hidrógeno por la cabeza de reactor, c posterior deflagración de nube
11/5/99	Bridas cambiador DS- E-1	Fuga de vapores de hidrógeno y gasoil por las bridas de cambiadores durante la puesta en marcha de la unidad
3/12/00	Brida de salida del reactor DS-R-01	Fuga de gasoil vaporizado al subir la presión de trabajo del circulo de reacción(según instrucciones)

2.2.5. Entrevistas técnicas con los responsables de Sulfoil.

En el proceso de identificación de accidentes se ha contado con la colaboración de técnicos del establecimiento en materia de seguridad, procesos y operación, lo que ha permitido identificar las fuentes de riesgos relacionadas con la operación y explotación de la unidad e instalación.

TABLA 2.6.

SULFOIL		Instalación: Unidad de desulfuración			
Fuente de riesgo: Riesgo de accidente generados al superarse los valores límites de parámetros de procesos					
Situación de Riesgo	Fase de operación	Localización	Causa	Sustancia	Consecuencias
Presión					
No detectados. Todos los equipos disponen de válvulas de seguridad que descargan a antorcha	Normal	Unidad de desulfuración	Alta Presión	Hidrocarburos	Descarga segura a antorcha
Temperatura					
Alta temperatura en el horno provoca apagado en el horno y corte de la carga	Normal	Horno	Alta Temperatura	Combustible/ Gasoil	Parada unidad
Niveles					
Bajo nivel en el botellón separador de alta presión podría provocar, si no funciona una válvula automática y de corte, alta presión en sección de baja presión y salto de válvulas de seguridad	Normal	Botellón alta Presión	Bajo nivel	-	Descarga segura a antorcha
Alto nivel en botellón de aspiración del compresor provoca la parada de éste	Normal	Compresor	Alto nivel	-	Sin consecuencias
Otros					
Bajo flujo al horno provoca alta temperatura y disparo del horno	Normal	Horno	Bajo flujo	Gasoil	Parada del horno y la unidad

TABLA 2.6. (CONT)

SULFOIL		Instalación: Unidad de desulfuración			
Fuente de riesgo: Riesgo de accidente asociados a modos específicos de operación					
Situación de Riesgo	Fase de operación	Localización	Causa	Sustancia	Consecuencias
Puesta en marcha de la unidad					
No detectados. El horno dispone de detector de llama. En el encendido no se quitan las juntas ciegas hasta que no están encendidos todos los pilotos	-	-	-	-	-
Parada de la unidad					
No detectados. La unidad se detiene parando el compresor que está enclavado con corte de carga y apagado del horno	-	-	-	-	-
Parada de emergencia de la Unidad					
No detectados. La unidad se detiene parando el compresor que está enclavado con corte de carga y apagado del horno	-	-	-	-	-
Carga / descarga de reactor					
Riesgo de incendio del catalizador que presenta naturaleza pirolítica. Se lleva a cabo en atmósfera de Nitrógeno.	Cambio de catalizador	Reactor	Naturaleza pirolítica	catalizador	Incendios
Otros					
No detectados	-	-	-	-	-

SULFOIL		Instalación: Unidad de desulfuración			
Fuente de riesgo: Riesgo de accidente asociados a la falta de suministro					
Situación de Riesgo	Fase de operación	Localización	Causa	Sustancia	Consecuencias
Fallo o parada en otras Unidades					
La carga a la unidad proviene del área de tanques. En caso de no disponer de carga la unidad tiene un botellón de carga que permite tener un cierto tiempo para parar con orden la unidad	Normal	Desulfuración	Fallo de carga	Gasoil	Sin consecuencias
Suministro eléctrico					
Fallo de suministro	Normal	Servicios auxiliares	Fallo de suministro	-	Parada segura
Aire de instrumentación					
Ante fallo de suministro se produce la parada segura de la unidad. Las válvulas pasan a posición segura	Normal	Servicios auxiliares	Fallo de suministro	-	Parada segura
Agua					
No hay enclavamiento por falta de agua de refrigeración. La unidad parará por alta temperatura en el compresor	Normal	Servicios auxiliares	Fallo de suministro	-	Parada segura
Vapor					
El balance de vapor de la unidad es nulo. El problema de suministro de vapor sería operacional en el stripper(producto fuera de especificaciones)	Normal	Servicios auxiliares	Fallo de suministro	-	Parada segura

TABLA 2.6. (CONT)

TABLA 2.6.(CONT)

SULFOIL		Instalación: Regeneración de Aminas			
Fuente de riesgo: Riesgo de accidente generados al superarse los valores límites de parámetros de proceso					
Situación de Riesgo	Fase de operación	Localización	Causa	Sustancia	Consecuencias
Presión					
No detectados. Los equipos descargan a antorcha	Normal	-	Alta presión	-	Sin consecuencias
Temperatura					
Apagado del horno reboiler origina una parada de la plata	Normal	-	Alta temperatura	-	Parada de la plata
Nivel					
Bajo caudal de paso en horno con riesgo de rotura de tubos	Normal	Horno	Bajo caudal de carga	-	Posible rotura de tubos

TABLA 2.6. (CONT)

SULFOIL		Instalación: Regeneración de Aminas			
Fuente de riesgo: Riesgo de accidente asociados a modos específicos de operación					
Situación de Riesgo	Fase de operación	Localización	Causa	Sustancia	Consecuencias
Puesta en marcha de la Unidad					
Riesgo de explosión en el horno por entrada de combustible sin mecheros encendido	Arranque	Horno DS-H-02	No seguir procedimiento de arranque	Combustible	Explosión confinada
Parada de la unidad controlada/ de emergencia					
No detectados	-	-	-	-	-
Otros					
No detectados	-	-	-	-	-

Otras fuentes de riesgos que se pueden dar en cualquier sección:

- Riesgos de accidentes asociados a *transformaciones químicas* de las sustancias presentes ya sea por proximidad entre sustancias incompatibles, Sustancias inestables, presencia de impurezas ... no han sido detectadas
- Riesgos asociados a la *presencia de fuentes de ignición o acumulación de cargas electrostáticas* en las proximidades de las sustancias inflamables o combustibles, no existe situación de riesgo ya que todos los equipos y las descargas de cisternas de las sustancias peligrosas implicadas en el proceso disponen de toma a tierra.
- Fallos técnicos en equipos o sistemas que puedan generar riesgos de *pérdida de control del proceso*. No detectados ya que el sistema de control disponer de baterías con autonomía suficiente para llevar a cabo una parada ordenada de la unidad.
- Existencia de áreas en condiciones normales u ocasionales pueden presentar riesgo de *formación de atmósferas peligrosas* debido a la presencia de gases, vapores o polvo inflamable. No se han detectado.
- Riesgo de *accidentes asociados a recipientes a presión*. No se han detectados dado que todos los equipos disponen de válvulas de seguridad con descarga a antorcha.

2.2.6. Fuentes externas de riesgos.

El análisis del entorno inmediato ha permitido identificar las principales causas externas que pueden desencadenar un accidente grave en la instalación objeto de análisis.

- Instalaciones próximas: No existen instalaciones industriales próximas, no existiendo por tanto tal riesgo.
- Accidentes en el transporte de mercancías: posible en el área de tanques, única área donde esta permitida la circulación de tales vehículos
- Fuentes de riesgos naturales: ya sean fenómenos meteorológicos (tormentas, lluvias torrenciales, rayos, viento...) o naturales (terremotos, inundaciones)
- Impacto sobre las instalaciones de elementos externos (aviones, proyectiles...)
- Atentados y sabotajes.

2.3. CRITERIO GENERAL DE SELECCIÓN DE ACCIDENTES.

Los escenarios identificados son el resultado del análisis sistemático de todas las posibles localizaciones de accidentes para la planta objeto de estudio según el método descrito en el apartado 2.2.

Para el presente estudio, se han examinado las líneas principales de proceso, así como las de conexión entre los diferentes equipos que transportan sustancias peligrosas por sus características de inflamabilidad, adoptándose los siguientes modos de fallo:

A. Tuberías

- Rotura total, considerada para diámetros de tuberías menores o iguales a 6".
- Fuga de gran magnitud, considerando un área de orificio de un 10% de la sección transversal de la tubería. Dichos orificios son característicos de una grieta en una soldadura o de un escape en la junta de una brida.
- Fuga de pequeña magnitud, considerando un área de orificio de un 1% de la sección transversal de la tubería. Dichos orificios son característicos de picaduras por corrosión o de escapes importantes de bombas, válvulas, etc.

B. Tanques o recipientes

- Fractura caracterizada por la rotura de la conexión más grande de la parte del líquido, con las mismas consideraciones indicadas anteriormente para tuberías.
- Fuga, caracterizada por la rotura de la conexión de un instrumento, con orificios típicos de 1" de diámetro.

Los escenarios de fallo en tanques y recipientes se asimilan al fallo en una tubería conectada a ellos. Esto es debido a que las medidas de mitigación de ambos tipos podrían ser: aislamiento del elemento afectado, parada del proceso, absorción de la fuga con agua pulverizada, etc.

En este sentido, la duración de una fuga depende del tiempo requerido para la detección y realización de acciones como parada del proceso, cierre de las válvulas de emergencia, etc, teniendo en cuenta los sistemas de seguridad automáticos o la intervención humana. En este estudio se utilizan los siguientes criterios generales:

TABLA 2.7

Situación	Duración de la fuga para	
	Rotura total	Escape
Válvula operada remotamente. Supervisión directa o detectores.	2 min.	5 min.
Válvula manual. Supervisión directa o detectores.	5 min.	10 min.
Válvula operada remotamente. No hay supervisión directa ni detector.	5 min.	10 min.
Válvula manual. No hay supervisión directa ni detector.	10 min.	20 min.
No hay posibilidades de anular el escape.	30 min.	30 min.

En función de estos criterios se determina la duración máxima asociada a cada escenario, duraciones que en ciertas situaciones pueden verse reducidas por condiciones específicas del escenario analizados (como el tiempo requerido para el vaciado total del inventario existente en un elemento de la instalación durante una fuga).

En este sentido, en el caso de fugas de gases inflamables, en general, la duración de la fuga no resulta ser un factor determinante en la severidad del accidente, ya que el tiempo de formación de la nube inflamable (mapa de gas comprendida entre los límites superior e inferior de inflamabilidad) suele ser muy corto.

Esta hipótesis, sin embargo, no puede extenderse a las fugas tóxicas, en las que los efectos producidos dependen de la dosis recibida, es decir, de la concentración y tiempo de exposición, determinados en función de los criterios anteriormente expuestos.

2.4. ESCENARIOS IDENTIFICADOS.

Los criterios generales expuestos en el apartado anterior se ha usado para identificar los escenarios de accidentes a incluir en el Estudio de Seguridad de SULFOIL S.A.

Se identifican escenarios correspondientes a fugas de hidrógeno, sulfhídrico, gasoil, gas natural, dimetildisulfuro, dietanolamina y naftas basándose en los parámetros representativos de sus posibles consecuencias:

- Diámetro de la tubería.
- Presión y temperatura del sistema.
- Composición de la corriente del proceso.

2.4.1. Relación de accidentes identificados (ver Plano N° 3)

1. Fuga en la línea (10") de suministro de gasoil al botellón de carga DS-V-01
2. Fuga de la línea (16") de salida del reactor DS-R-01
3. Fuga de la línea (10") de recirculación de hidrógeno a la entrada del horno DS-H-01
4. Fuga en la línea (8") de salida del separador de alta presión (DS-V-03) al absorbedor de amina (DS-C-01)
5. Fuga en la línea (8") de salida del botellón (DS-V-06) de cabeza del stripper de gasoil.
6. Fuga en la línea (12") de salida de cabeza del stripper de gasoil (DS-C-02)
7. Rotura/fuga de la línea (2") de aporte de gas natural al horno (DS-H-01)
8. Formación de atmósfera explosiva en el horno (DS-H-01)
9. Rotura/fuga de la línea (2") de alimentación a la unidad de purificación de hidrógeno.
10. Rotura/fuga de la línea (2") de salida de dimetil disulfuro.
11. Rotura/fuga de línea (3") de nafta procedente de la cabeza del stripper de gasoil.
12. Rotura/ fuga de la línea (3") de reposición de DEA
13. Rotura/fuga en la línea (3") de gas ácido de alimentación al separador.
14. Rotura/ fuga de la línea (2") de aporte de gas natural al horno reboiler (DS-H-02).
15. Formación de atmósfera explosiva en el horno DS-H-02

En la tabla siguiente (tabla 2.8) se describen los puntos de fallos encontrados con sus características principales y sus composiciones.

TABLA 2.8. IDENTIFICACIÓN DE LOS PUNTOS DE FALLO

CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	Composición (%p)	Diámetro	Presión	T (°C)	Caudal (Kg/s)	Estado (L/V/G/S)
001	Fuga en la línea(10") de suministro de gasoil al botellón de carga DS-V-01	Gasoil	10"	2 Kg/cm ²	152	60,87	L
002	Fuga en la línea(16") de salida del reactor DS-R-01	88,9 % Gasoil, 1.3% SH ₂ , 1.5 % H ₂ 8,3% Hidrocarburos Ligeros	16"	52,4 Kg/cm ²	398	72,33	L-G
003	Fuga en la línea(10") de recirculación de H ₂ a la entrada del horno DS-H-01	12,64% Hidrógeno, 83,65% Hidrocarburos Ligeros, 3,71% Gasoil	10"	64,5 Kg/cm ²	381	8,14	G
004	Fuga en la línea(8") de salida del separador de alta presión DS-V-03 al absorbedor de amina de A.P. DS-C-01	11,57% Hidrógeno, 80,5% Hidrocarburos Ligeros, 7,93% Gasoil	8"	46,4 Kg/cm ²	54	9,87	G
005	Fuga en la línea(8") de salida del botellón DS-V-06 de cabeza del stripper de gasoil	11,11% SH ₂ , 88,89% Hidrocarburos Ligeros	8"	9,4Kg/cm ²	49	2,05	G
006	Fuga en la línea(12") de salida cabeza del stripper de gasoil DS-C-02	3,1% SH ₂ , 29% Hidrocarburos Ligeros, 41% C6+, 26,9% H ₂ O	12"	8,7Kg/cm ²	175	9,69	G
007	Rotura/fuga de la línea (2") de aporte de gas natural al horno	Gas natural	2"	3.28Kg/cm ²	35	0,06	G
008	Formación de atmósfera explosiva en el horno DS-H-01	Gas natural	-	-	-	-	G
009	Rotura/fuga de la línea(2") de alimentación a la unidad de purificación de hidrógeno	12,61% H ₂ , 43,82% CH ₄ , 43,57 % C ₂ ⁺	2"	61Kg/cm ²	90	032	G

TABLA 2.8. IDENTIFICACIÓN DE LOS PUNTOS DE FALLO (CONTINUACIÓN)

CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	Sustancias	Diámetro	Presión (Kg/cm²)	T (°C)	Caudal (Kg/s)	Estado (L/V/G/S)
010	Rotura/fuga en la línea(2") de salida de DMDS	DMDS	2"	6	17	1,34	L
011	Rotura/fuga de una línea de nafta (3") procedente de la cabeza del stripper de gasoil	79% C ₆ ; 1,37 % SH ₂ ; 19,63 % GLP	3"	14,1	49	2,48	L
012	Rotura/fuga de la línea (3") de reposición de DEA fresca	DEA	3"	2	35	1,39	L
013	Rotura/fuga en la línea (3") de gas ácido de alimentación al separador	SH ₂	3"	0,7	49		G
014	Rotura/fuga de la línea (2") de aporte de gas natural al horno recoiler DS-H-02	Gas natural	2"	3.28	35	0,06	G
015	Formación de atmósfera explosiva en el horno DS-H-02	Gas natural	-	-	-	-	G

2.4.2. Escenarios de accidente

Para cada uno de los puntos de fallo seleccionados recogidos en la tabla 2.8, se consideran los diferentes escenarios de accidente que se corresponde con los modos de fallo indicados en el criterio general de selección de accidentes.

Para indicar estos modos de fallo, en los capítulos siguientes se añade el número correspondiente a cada punto de fallo, una letra asociada al tipo de rotura considerada:

- a: para rotura total (sólo en caso de líneas de diámetro $\leq 6''$)
- b: para rotura del 10%
- c: para rotura del 1%

En aquellas líneas en la que se ha considerado la posible rotura total de la línea (diámetro $\leq 6''$), no se ha estudiado la rotura del 1% dada su escasa relevancia en cuanto a nivel de consecuencias respecto a los escenarios ya estudiados.

En el capítulo siguiente se evalúan los efectos físicos y consecuencias derivados de cada uno de los escenarios de accidente descritos anteriormente.

3. ANÁLISIS DE EFECTOS Y CONSECUENCIAS

3.1. METODOLOGÍA

En este capítulo se detallan los modelos y resultados de los cálculos de efectos físicos y consecuencias para los escenarios considerados con base en la metodología general que posteriormente se desarrollará. Dicho análisis comprende dos fases:

- En una primera fase se evalúan los efectos físicos (radiación térmica, sobrepresión, dispersión) de las distintas hipótesis incidentales planteadas.
- En una segunda fase, se determinan las consecuencias de tales efectos basándose en la vulnerabilidad de las personas ante los efectos de los accidentes.

Dada la gran diversidad de parámetros que afectan al posible desarrollo de un accidente, se hace necesario antes de proceder a utilizar los modelos de cálculos de efectos y consecuencias, definir completamente las evoluciones que se van a estudiar para cada accidente identificado, aplicando la técnica de árbol de sucesos.

Es por ello, que para el cálculo de consecuencias asociadas a los escenarios identificados se deben analizar al menos los siguientes factores:

- A. Desarrollos del accidente y sus posibles consecuencias. En esta fase, se determinan las posibles evoluciones de un accidente en cuanto a sus efectos físicos (formación de charco, evaporación, ignición, dispersión, etc.) y, por tanto, sus posibles consecuencias.
- B. Condiciones de contorno. Para cada una de las evoluciones, se definen para qué condiciones atmosféricas (estabilidad, velocidad del viento, etc.) o de proceso (arranque, operación, parada, etc.) se realiza el análisis.

Los sucesos iniciadores considerados en los escenarios de accidente que se han identificado, se corresponden con rotura parcial o total de tuberías y fuga de la sustancia transportada.

En general, los modelos de efectos físicos comprenden todos aquellos modelos que describen el comportamiento de una sustancia química en una fuga: velocidad de fuga, formación de charco, evaporación flash, dispersión, etc.

Para el cálculo de los efectos físicos derivados de los accidentes identificados en la factoría, se han empleado los modelos desarrollados en las “Notas Técnicas de Prevención” (NTP) [3], en la “Guía técnica” (Seveso II) [4] y en la bibliografía existente como es el caso del “Methods for the calculation of the physical effects of the scape of dangerous material –liquids and gases-“ [1], conocido como “Yellow Book” o “Análisis de Riesgos en Instalaciones industriales” [2].

Por otra parte, los modelos de consecuencias se utilizan para predecir los daños a las personas o a los materiales debidos a la exposición a los eventuales efectos físicos.

- Daños por quemaduras y posibles muertes debidas a la radiación de calor por incendio de charco, ignición de nubes inflamables, o BLEVEs
- Daños y posibles muertes debidas a los efectos directos de las sobrepresiones originadas por explosiones o asociadas a los efectos secundarios de éstas.
- Daños y posibles muertes derivadas de la exposición e inhalación de gases tóxicos.

Los modelos de consecuencias utilizados en el presente estudio se describen el manual denominado: “Methods for the determination of posible damage to people and objects from releases of hazardous materials” conocido como “Green Book” [5].

Para cada uno de estos fenómenos pueden considerarse tres tipos de distancias de consecuencias:

- Zonas de Intervención (Z.I.) y de Alerta (Z.A.), definidas por la Directriz Básica” al objeto de planificar emergencias
- Zonas de Letalidad, que suministran una más completa información acerca del nivel de consecuencias asociadas a los accidentes.
- CL_{01} , Concentración a l que el 1% de las personas expuestas a ellas sufren efectos letales. Se emplea como valor umbral para la zona de letalidad.

3.1.1. Cálculo de efectos.

3.1.1.1. Cálculo de fugas

Los modelos de fugas utilizados para el cálculo de los escenarios identificados en la sección 2.4, son los siguientes:

- Escapes de líquidos: Para fugas de tuberías que transportan líquidos.
- Escapes de gas/ vapor: Para fugas en tuberías que transportan gas/ vapor.

Para todas estas fugas, se han utilizado los modelos recogidos en las NTP 362 y la NTP 385.

Para elaborar los cálculos de los escapes en los diferentes escenarios se ha hecho uso de los siguientes datos: caudales de proceso, presiones y temperaturas de operación, así como de los elementos de seguridad existentes en la unidad de hidrodesulfuración, los cuales determinan los caudales y duraciones efectivas de las fugas.

Dado que las máximas distancias de consecuencias asociadas a las nubes inflamables gaseosas o líquidas con una alta evaporación inicial, se alcanzan en un corto intervalo de tiempo desde que se inicia la fuga, no resulta necesario tomar en consideración las reacciones subsiguientes del sistema, como cierre de válvulas o parada del proceso, para realizar una correcta evaluación de las consecuencias derivadas de dichos accidentes. En el caso de que se generen explosiones, sin embargo, la duración de la fuga puede resultar relevante en la determinación de la masa de gas.

Asimismo, las roturas producidas aguas debajo de bombas o compresores, como ocurre en el escenario nº 12, pueden resultar teóricamente en caudales de fuga muy superiores a las capacidades de las bombas, de forma que como norma general se limita, en estos casos, el caudal de fuga a la máxima capacidad de bombeo o, en caso de no disponer de dicho dato, a 1.5 veces el caudal normal de operación.

3.1.1.2. Cálculo de la evaporación.

Cuando una fuga tiene lugar en estado líquido sólo una determinada fracción, a determinar, se evapora y dispersa. La metodología de cálculo en estos casos requiere evaluar los siguientes conceptos que determinan la emisión total de vapor a la atmósfera:

- Flash.

Las sustancias que, en las condiciones de proceso, se comportan como gases licuados a presión, sufren una evaporación inmediata, o “flash”, al expandirse hasta las condiciones atmosféricas, como consecuencia de la fuga. La cantidad evaporada es la necesaria para alcanzar el equilibrio termodinámico a las condiciones atmosféricas, de forma que la energía necesaria para la vaporación proviene del calor sensible del líquido que se enfría hasta su temperatura de ebullición.

- Arrastre de aerosol.

Como consecuencia del proceso flash, se forman gotas muy pequeñas de la sustancia (aerosol), que pueden ser arrastradas y evaporadas antes de llegar al suelo. Trae como consecuencia un aumento en la densidad de la nube de vapor.

- Derrame de líquido en el suelo.

La cantidad de sustancia que no es evaporada ni arrastrada como aerosol, llega al suelo y forma charcos.

Es importante determinar el tamaño final del charco, y el período que tarda en alcanzarse, tanto para el cálculo de la evaporación desde él, como para los efectos derivados de la ignición y su posterior incendio, si la sustancia es inflamable.

- Evaporación de la sustancia derramada.

Al proceso de evaporación contribuyen simultáneamente varios mecanismos de transferencia de materia y de energía:

- a) Transmisión de calor desde el suelo: Para aquellas sustancias que tienen un punto de ebullición inferior a la temperatura del suelo sobre el que se vierte, se produce una evaporación debida a la transmisión de calor que existe desde el suelo al seno del líquido. La velocidad de evaporación por este mecanismo presenta un máximo, dado que la temperatura del suelo va disminuyendo progresivamente.
- b) Convección hacia el aire.
El aire, al fluir sobre la sustancia líquida, arrastrará vapores de ésta a consecuencia de procesos de transporte convectivo de materia. La energía necesaria para poder producir la evaporación se toma, en su mayor parte, del calor sensible del líquido que, por tanto, se irá enfriando, con lo que disminuirá su presión de vapor, y con ésta, la tendencia a evaporarse.

La cantidad total que se dispersa es la suma de la obtenida en los procesos de “flash”, arrastre de aerosol y evaporación.

3.1.1.3. Cálculo de la dispersión.

Para el caso de fugas de gas o vapor, se produce una dispersión inmediata de estos a la atmósfera. Sin embargo, para el resto de las fugas, sólo una cierta fracción de ésta a determinar, se vaporiza y dispersa.

El cálculo de la dispersión se realiza tanto para las sustancias inflamables, cuyos efectos vienen determinados por las dimensiones de la nube de gas inflamable, como para las sustancias tóxicas, para las que los efectos dependen de la exposición durante un cierto período de tiempo a una determinada concentración de gas tóxico.

En este sentido, los modelos de dispersión, conocido el caudal de fuga además de los datos meteorológicos y topográficos, estiman dónde se produce una cierta concentración de la sustancia analizada. En el caso de los escenarios analizados, el tratamiento realizado a las dispersiones depende de la naturaleza del fenómeno producido:

- a) Para fuga de gases (escenarios 3 y 4) a alta presión, el proceso de dispersión presenta dos etapas:
1. Zona de comportamiento como chorro libre turbulento. Caracterizada por una alta velocidad de gas y una rápida mezcla con el aire ambiente, predominando este comportamiento sólo a distancias relativamente próximas al punto de fuga.
 2. Zona de comportamiento gaussiano. Caracterizada por un proceso de dispersión natural. Este proceso de dispersión predomina una vez que la velocidad del gas fugado se aproxima a la velocidad del aire.
- b) Para fugas de gases a baja presión (escenario 7) y dada la densidad de los mismos, el modelo de dispersión aplicado es el modelo gaussiano de cálculo de dispersión de gases neutros.
- c) Por otra parte, para las fugas gaseosas analizadas en los escenarios 5, 6 y 10 se ha considerado un comportamiento como gas pesado, debido a que el gas presenta una densidad superior a la del aire. Asimismo, para la fuga contemplada en el escenario 2 se ha considerado una dispersión como gas denso dada la densidad del vapor formado tras el flash y el arrastre de aerosol.

Para cualquier de los casos evaluados, los resultados obtenidos al aplicar los modelos de dispersión permiten conocer la concentración en el aire de un gas tóxico o inflamable en cualquier punto. La concentración calculada puede ser la concentración instantánea para cualquier punto de interés o promediada para un tiempo representativo de la duración del fenómeno. La primera opción es útil para el estudio de la dispersión de un gas o vapor inflamable, la segunda opción es útil para el estudio de las consecuencias de la fuga de un sustancia tóxica, en cuyo caso sería necesario conocer las dosis que puede llegar a ser inhalada en un período de tiempo determinado.

Para los escenarios accidentales seleccionados se han determinado:

- Distancia a la que se alcanzan los límites de inflamabilidad (LII/LSI)
- Cantidad de sustancia inflamable presente entre los límites de inflamabilidad

- Distancia a la que se alcanzan los valores umbrales correspondientes a las sustancias tóxicas, medido mediante el valor de IPVS que indica la concentración inmediatamente peligrosa para la vida o la salud.

Los resultados obtenidos del cálculo de la dispersión servirán como base para la determinación de las Zonas de Letalidad, Intervención y Alerta, al aplicar los modelos de consecuencias.

3.1.1.4. Cálculo de la radiación.

El incendio es el más frecuente de los riesgos de la industria química. La intensa radiación térmica que produce puede tener efectos letales, producir quemaduras severas y causar daños materiales considerables en la planta. Los efectos del fuego dependen de la intensidad de la radiación térmica y del tiempo de exposición.

Para poder determinar las consecuencias asociadas al incendio de charcos es necesario determinar los niveles de radiación originados por este tipo de fenómenos. Para ello, se hace uso de los modelos de cálculo de radiación, que predicen dónde se produce un nivel dado de radiación, conocidas las dimensiones y forma del charco formado.

Cuando se produce un vertido de un líquido se forma un charco en el suelo que puede tener dos consecuencias, cuando se trata de un producto inflamable a una temperatura superior a su punto de inflamación:

- Si el charco entra en contacto con un punto de ignición, el líquido se inflamará. Este fenómeno es conocido como “pool-fire”.
- Si la evaporación del charco es rápida (especialmente si la temperatura de ebullición del líquido es inferior a la temperatura ambiente) se formará una nube de vapor que puede originar una explosión o una deflagración.

Cuando se produce un escape de gas inflamable las consecuencias pueden ser las siguientes:

- Una explosión, si la cantidad de gas en un espacio abierto es elevada o si la cantidad de gas es pequeña pero confinada.
- Un incendio, si la cantidad de gas dentro de los límites de inflamabilidad es pequeña. Se pueden dar los siguientes casos: “flash fire” (inflamación instantánea de una nube de gas), “jet-fire” (inflamación de un gas que se

escapa a alta velocidad) o un “fire-ball” (su origen es una BLEVE, a consecuencia de la súbita despresurización de un depósito)

Para realizar el cálculo de los niveles de radiación, es necesario conocer las propiedades de la sustancia involucrada, las dimensiones del charco o de la nube de gas formada, así como datos meteorológicos de la zona. Los parámetros representativos usados para el cálculo son:

Temperatura ambiente: 18,2 ° C

Humedad relativa: 72%

Para el cálculo de la radiación emitida por un pool fire se considerará en todos los casos un diámetro medio en el tiempo ya que el diámetro máximo sería subestimar los resultados y que este diámetro se mantiene un instante muy breve en el tiempo.

3.1.1.5. Cálculo de sobrepresiones.

Los modelos de cálculo de ondas de presión predicen dónde se produce un determinado nivel de sobrepresión, conocidas las propiedades de la sustancia involucrada y la cantidad de sustancia afectada.

Los cálculos se han realizado con el modelo desarrollado en la NTP 321, “modelo TNT equivalente” para calcular: la cantidad de materia que se encuentra en los límites de explosividad y las distancias a las que se alcanza una determinada sobrepresión.

Se ha asumido que la cantidad total de sustancia que participa en la explosión es la que se encuentra entre los límites de inflamabilidad. Asimismo, se considera que el centro de la explosión se produce en el punto medio de la nube.

3.1.2. Cálculo de consecuencias.

Los modelos de consecuencias se usan para calcular el tipo y extensión del daño sobre la salud resultante de los efectos provocados por cada escenario de accidente. Los efectos dependen del carácter de la sustancia involucrada, manifestándose como concentraciones letales, en caso de sustancias tóxicas, como radiación térmica, en caso de sustancias inflamables, y como niveles de sobrepresión o alcance de los proyectiles, en el caso de las explosiones.

La clasificación de zonas de vulnerabilidad se establece con base en una mayor o menor gravedad de los daños producidos.

Según la “Directriz Básica” se definen dos tipos de zonas:

- a) Zona de Intervención: es aquella en la que las consecuencias de los accidentes producen un nivel de daños que justifica la aplicación inmediata de medidas de protección.
- b) Zona de Alerta: es aquella en la que las consecuencias de los accidentes provocan efectos que, aunque perceptibles por la población, no justifican la intervención.

Como se ha indicado, la delimitación de las dos áreas anteriores depende del tipo de fenómeno, o fenómenos, que puedan producir los daños, así como de la intensidad con que se manifiesten, cuantificada mediante valores umbrales de la magnitud física responsable del fenómeno.

3.1.2.1. Sustancias tóxicas.

Los efectos de un producto tóxico sobre las personas pueden ir desde una simple irritación hasta la muerte. En el presente estudio se han evaluado los efectos producidos por la inhalación de sustancias tóxicas en estado gas o vapor. Dichos efectos dependen para cada sustancia estudiada de la concentración de la misma en el aire y de la duración de la exposición.

La mayor parte de los modelos que estudian las consecuencias de las sustancias tóxicas sobre las personas se han derivado de experiencias sobre animales, relacionando la dosis recibida con la proporción de muertes de individuos sujetos a exposición.

Las consecuencias están expresadas como el porcentaje de personas expuestas que pueden sufrir cierto grado de daño, en función de la concentración de sustancia y del tiempo de exposición. Estos modelos de consecuencias se recogen en el “Green Book” [5] donde también se desarrollan métodos para la conversión de los resultados de experimentos sobre animales al modelo empleado para las personas.

3.1.2.2. Sustancias inflamables.

La fuga de una sustancia inflamable puede provocar diferentes desarrollos de accidente, en función de la magnitud de la fuga, el tipo de ignición producido, así como las características del entorno en el que se da.

Las figuras 4.1 y 4.2 indican, en forma de árbol de sucesos, las distancias evoluciones accidentales que pueden originarse para fugas líquidas y gaseosas, respectivamente. El cálculo de las consecuencias vendrá dado, por lo tanto, en función del fenómeno ocurrido.

FIGURA 4.1. ÁRBOL DE SUCESOS DE FUGA DE LÍQUIDO INFLAMABLE

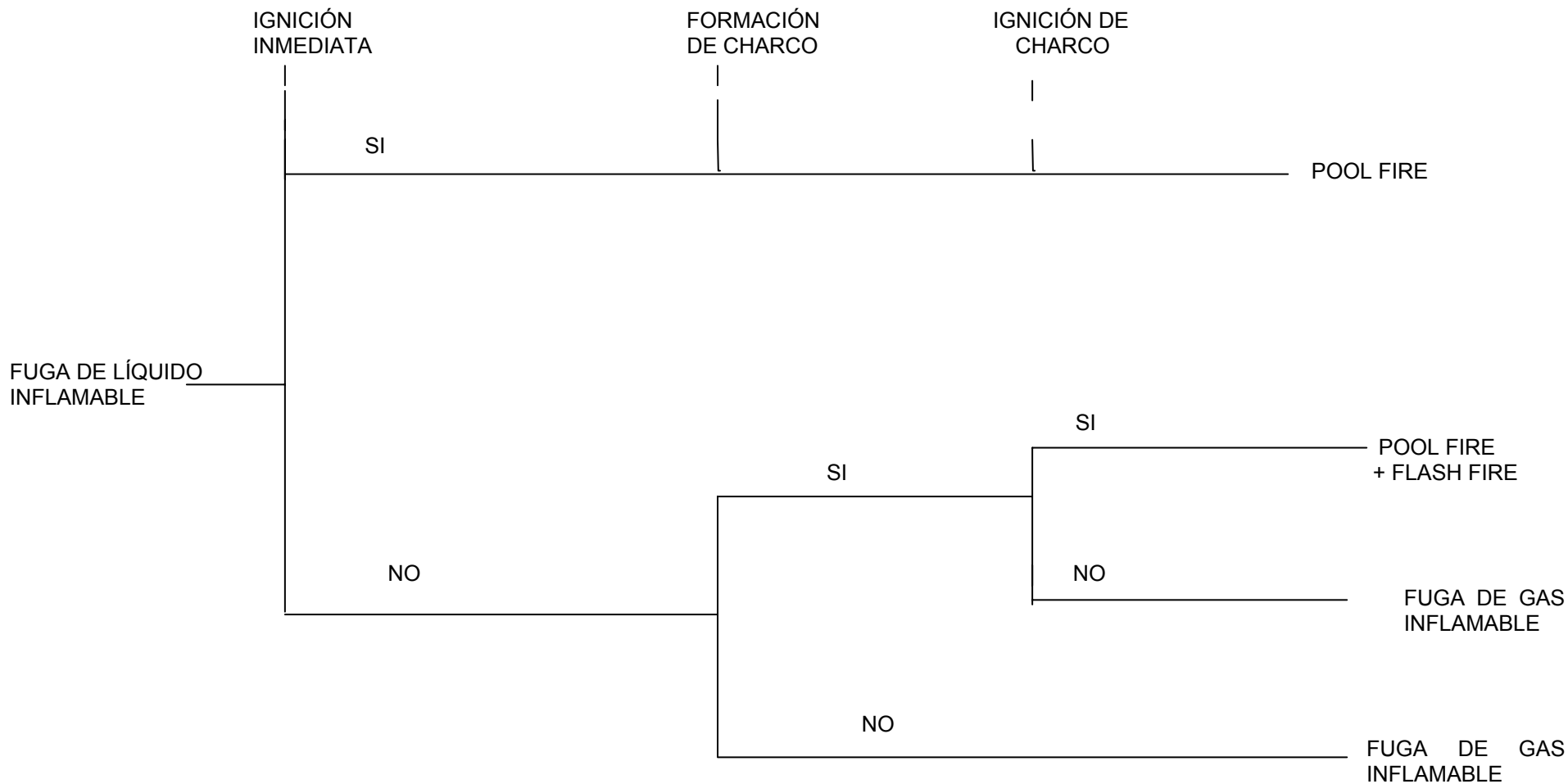
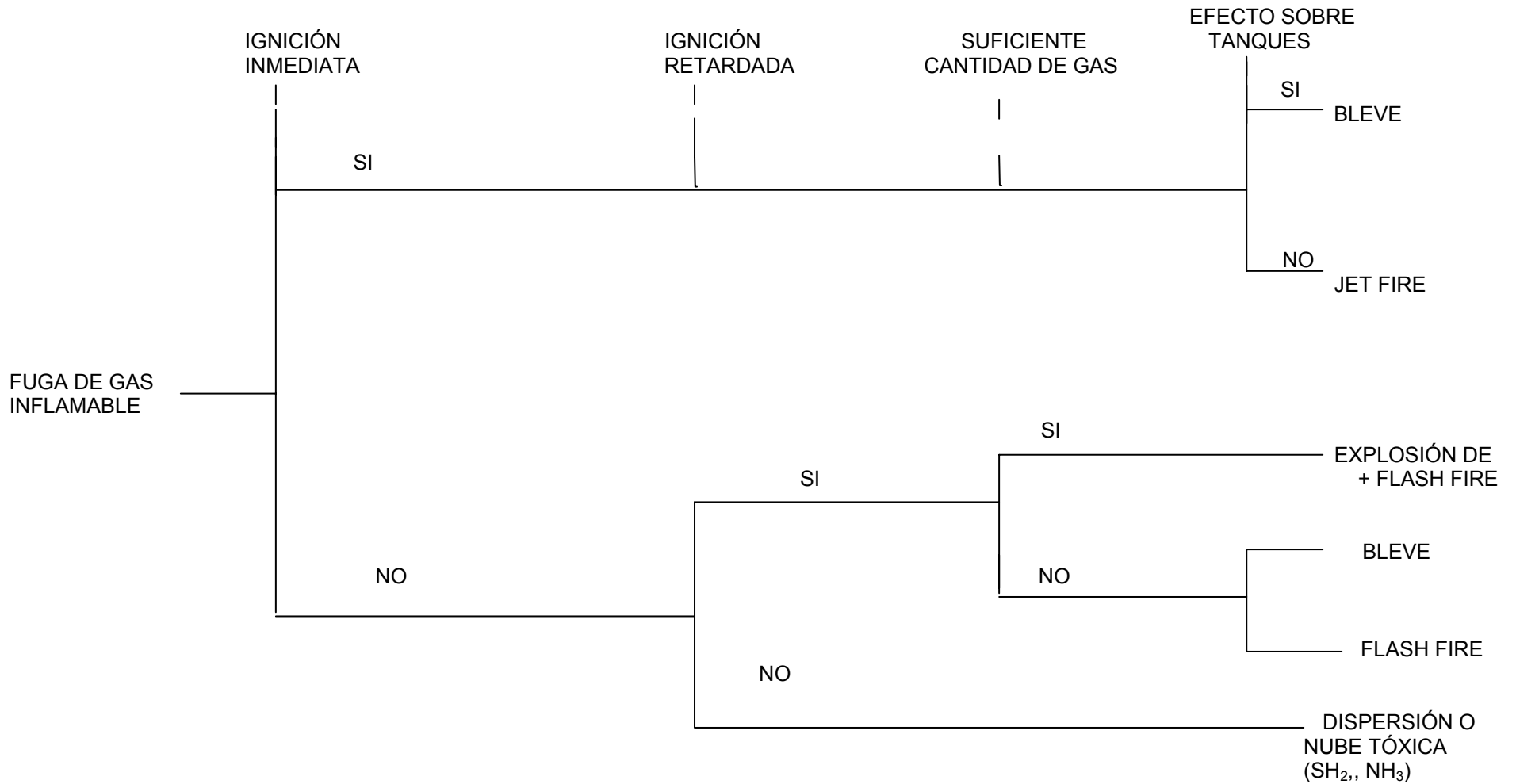


Figura 4.2. ÁRBOL DE SUCESOS DE FUGA DE GAS INFLAMABLE Y/O TÓXICO



A. Charco de fuego (Pool fire)

Se produce charco inflamable por la ignición (inmediata o retardada) del charco formado como consecuencia de la fuga líquida de una sustancia inflamable.

Los modelos de consecuencias que se utilizan toman en consideración el nivel de radiación recibida y el tiempo de exposición de la misma.

Dichos modelos de consecuencias debidos a la radiación térmica, se derivan de experiencias sobre animales y relacionan la dosis de radiación recibida con la proporción de muertes de individuos sujetos a exposición.

A partir de esta función, se determina el nivel de radiación correspondiente al 1% de letalidad de los individuos expuestos, que resulta ser 20 kW/m^2 , asociada a un tiempo de exposición de unos 10 segundos.

Además de las citadas Zonas de Letalidad, se calculan las distancias correspondientes a las Zonas de Intervención y Alerta, definidas por valores de radiación de 5 y 3 kW/m^2 respectivamente, según define la "Directriz Básica".

B. Flash fire

En el cálculo de los efectos derivados de la inflamación de una nube de gas, se establece que sólo se puede producir la ignición de la masa de gas en la zona comprendida entre los límites superior e inferior de inflamabilidad de la sustancia considerada. Dado que en la mayoría de los escenarios evaluados se ven involucradas mezclas de sustancias inflamables, para la determinación de los límites de inflamabilidad se ha usado un valor medio ponderado. En este sentido, el vapor de agua involucrado en algunos escenarios se ha tratado como sustancia inerte, lo que puede considerarse como una hipótesis conservadora, dado el carácter inhibitor que tiene sobre la combustión.

Se considera que la distancia que determina el radio de letalidad es aquella para la que se produce un 100% de muertes, en tanto que fuera de ella los efectos debidos a la radiación son inapreciables. Esto se debe a que la exposición a la radiación causada por la ignición de la nube de gas inflamable es prácticamente instantánea.

En este sentido, no se han considerado Zonas de Intervención ni de Alerta para este tipo de fenómenos dado que la legislación actual no define valores umbrales para dichas zonas.

C. Jet fire

Se corresponde con el fenómeno físico de la formación de un dardo de fuego, originado por la ignición inmediata de una fuga gaseosa o líquida dotada de alta velocidad de salida.

Se definen las Zonas de Vulnerabilidad de manera análoga a las mencionadas para pool fire, 5 kW/m² para la Z.I. y 3 kW/m² para Z.A.

Se establece, por último, que en el interior del fuego se produce un 100% de letalidad.

3.1.2.3. Sustancias que pueden provocar explosiones.

Las explosiones pueden originarse tanto por fugas de sustancias inflamables, como por la alta inestabilidad asociada a determinadas sustancias con carácter explosivo, o por la formación de mezclas explosivas en el interior de equipos de proceso.

En el caso de las primeras, la explosión se extenderá a la masa de gas comprendida entre los límites superior e inferior de explosividad. Sin embargo, para que el nivel de sobrepresiones asociado sea importante, se requiere que la sustancia posea una cierta reactividad, y además, se dé un alto grado de confinamiento de la nube, situación que se corresponde, fundamentalmente, con áreas en las que exista cierta densidad de edificios.

Por otra parte, una explosión puede causar daños al hombre por radiación térmica y devastación. Entre los efectos asociados a las explosiones, los más graves, y los que se han determinado en este proyecto son los asociados a la devastación. Esta puede generar tres tipos de efectos: onda expansiva, proyección de fragmentos y desplazamiento total del cuerpo.

Se ha considerado que las personas que se encuentran en el interior de los edificios tienen un gran riesgo de muerte en el caso de que la explosión produzca la destrucción de éstos.

Para la evaluación de las distancias de consecuencias correspondientes, los umbrales de sobrepresión local estática definidos en la legislación se corresponden con 125 mbar para Zona de Intervención y 50 mbar para Zona de Alerta. Asimismo, la Zona de Letalidad 1% se corresponde con una sobrepresión de 100 mbar (basada en los daños producidos, principalmente, por la destrucción de las edificaciones). Según se indica en la tabla 3.1.

A las distancias de consecuencias obtenidas como resultado del cálculo de sobrepresiones, hay que sumarle la distancia, respecto del punto de fuga, a la que se encuentra el centro de la explosión. Se ha asumido que el centro de la explosión se sitúa en el punto medio de la nube inflamable.

Por último, se estudiará también el efecto dominó, entendiendo como tal, la concentración de efectos que multiplica las consecuencias debido fenómenos peligrosos. Pueden afectar , además de los equipos vulnerables exteriores, otros recipientes, tuberías o equipos del mismo establecimiento o de otros establecimientos próximos, de tal manera que se produzca una nueva fuga, incendio...que a su vez provoque nuevos fenómenos peligrosos.

TABLA 3.1
VALORES UMBRALES PARA Z.I. Y Z.A.

Tipo de consecuencia	Radiación	Sobrepresión local estática	Deflagración ¹	Toxicidad
Z.I. (Zona de intervención)	5 kW/m ²	125 mbar	LII (Limite inferior de Inflamabilidad)	IPVS
Z.A. (Zona de Alerta)	3 kW/m ²	50 mbar	-	25% IPVS ²
EFEECTO DOMINÓ ³	8 Kw/m ²	160 mbar	-	-

¹ No definido en la Directriz Básica. Se corresponde con la zona en la que se producirán un 100% de letalidades.

² Valor umbral estimado al no existir referencia legal de aplicación.

³ Datos obtenidos del art. 8 R.D. 1196/2003.

3.2. ANÁLISIS DE EFECTOS Y CONSECUENCIAS

3.2.1. Introducción

En este capítulo se resumen los resultados obtenidos en los cálculos de los efectos y el alcance de las consecuencias de las hipótesis identificadas con base en la metodología general anteriormente expuesta.

Dicho análisis comprende dos fases:

- En una primera fase se evalúan los efectos físicos (radiación térmica, sobrepresión, dispersión) de las distintas hipótesis incidentales planteadas.
- En una segunda fase, se determinan las consecuencias de tales efectos basándose en la vulnerabilidad de las personas ante los efectos de los accidentes.

El cálculo detallado de estos efectos y consecuencias puede verse en el apartado “ANEXO DE CÁLCULO” en el ANEXO I al final de esta memoria.

3.2.2. Análisis de escenarios

ESCENARIO Nº 1 Fuga en la línea (10") de suministro de gasoil al botellón de carga DS-V-001

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	10"
- Temperatura (°C)	152
- Presión (kg/cm ²)	3
- Caudal normal (kg/h)	219.117
- Estado	Líquido
- Composición	100% gasoil

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga con base en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

1.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 80 mm.

1.c. Fuga del 1%, con diámetro de orificio de 25 mm.

El tiempo de fuga asignado al escenario 1.b es de 5 minutos, ya que se trata de una rotura parcial, controlable mediante el cierre de una válvula operada remotamente y a que las dimensiones de la fuga hace que ésta sea fácilmente detectada.

Para el escenario 1.c es de 10 minutos, ya que no se dispone de supervisión directa ni elementos de detección directa, que identifiquen la causa de la fuga de forma rápida.

Los efectos de la descarga líquida de gasoil son la formación de un charco inflamable y su posterior incendio. Las condiciones de operación y las propiedades del gasóleo impiden la evaporación de una cantidad apreciable y, por tanto, la formación de una nube inflamable.

En la tabla siguiente se presentan los cálculos realizados mediante el programa EFFECTS:

ESCENARIO 1.b	
Sustancia	Gasoil
Diámetro de tubería	10"
Diámetro de orificio (mm)	80 (fuga del 10%)
Temperatura (°C)	152
Presión (kg/cm ²)	3
Caudal proceso (Kg/s)	60,86
Fuga	
Tiempo (s)	300
Modelo de fuga	Fuga líquida isoterma
Caudal de fuga(Kg/s)	80
Radiación térmica: Pool-fire	
Radio Pool-fire (m)	9,3
Distancias ¹ a:	
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	34
Efecto dominó: 8 kW/m ² (m)	64
ZI: 5 kW/m ² (m)	82
ZA: 3 kW/m ² (m)	95

¹ Distancias consideradas desde el centro del charco

ESCENARIO 1.c	
Sustancia	Gasoil
Diámetro de tubería	10"
Diámetro de orificio (mm)	25 (fuga del 1%)
Temperatura (°C)	152
Presión (kg/cm ²)	3
Caudal proceso (Kg/s)	60,86
Fuga	
Tiempo (s)	600
Modelo de fuga	Fuga líquida isoterma
Caudal de fuga(Kg/s)	7,9
Radiación térmica: Pool-fire	
Radio Pool-fire (m)	6,48
Distancias ¹ a:	
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	29,5
Efecto dominó: 8 kW/m ² (m)	43,5
ZI: 5 kW/m ² (m)	80
ZA: 3 kW/m ² (m)	91

¹ Distancias consideradas desde el centro del charco

ESCENARIO Nº 2 Fuga en la línea (16") de salida del reactor DS-R-001

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	16"
- Temperatura (°C)	398
- Presión (kg/cm ²)	53,4
- Caudal normal (kg/h)	260.352
- Estado	Líquido + gas
- Composición	gasoil + SH ₂ + LPG

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga con base en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

2.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 129 mm.

2.c. Fuga del 1%, con diámetro de orificio de 40 mm.

Al producirse la rotura, la mezcla bifásica existente en el reactor es descargada impulsada por la presión dada por el hidrógeno existente en el reactor y los aportes de enfriamiento y alimentación.

El tiempo de fuga asignado a cada escenario es el requerido para el vaciado del inventario del reactor, considerándose para la fuga del 1% que esta duración no será superior a 30 minutos.

Dada la temperatura de operación, los efectos de la descarga son una evaporación flash importante, con arrastre del resto de la fuga como aerosol.

La dispersión de la nube inflamable se ha calculado mediante un modelo de gas denso dada la densidad del vapor generado. Por otra parte, las consecuencias asociadas a nube tóxica no resultan relevantes debido a la baja concentración de SULFURO DE HIDRÓGENO en la línea.

En la tabla siguiente se presentan los cálculos obtenidos:

ESCENARIO 2.b		
Sustancia	Gasoil + SH ₂ + LPG	
Diámetro de tubería	16"	
Diámetro de orificio (mm)	129 (fuga del 10%)	
Temperatura (°C)	398	
Presión (kg/cm ²)	53,4	
Caudal proceso (Kg/s)	72,32	
Fuga		
Duración ¹ (s)	50	
Modelo de cálculo	Fuga isotérmica	
Caudal de fuga (kg/s)	233,43	
Evaporación		
Evaporación flash (Kg/s)	128,7	
Formación de aerosol (kg/s)	64,4	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Caudal fuga (kg/s)	233,43	233,43
Distancias a:		
LII: 1 (% volumen)	867	1757,62
LSI: 5 (% volumen)	473,7	939,53
Sobrepresiones: UVCE³		
Masa TNT equivalente(kg)	3.128	
Distancias ² a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	143	
Efecto dominó: (m)	133	
ZI:125 mbar (m)	139	
ZA: 50 mbar (m)	366	
Radiación térmica: Jet Fire		
Longitud del jet fire (m)	36,6	
Distancias ² a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	11	
ZI: 5 kW/m ² (m)	22	
ZA: 3 kW/m ² (m)	29	
E.D: 8000 kW/m ² (m)	17,5	

ESCENARIO 2.c		
Sustancia	Gasoil + SH ₂ + LPG	
Diámetro de tubería	16"	
Diámetro de orificio (mm)	40 (fuga del 1%)	
Temperatura (°C)	398	
Presión (kg/cm ²)	53,4	
Caudal proceso (Kg/s)	72,32	
Fuga		
Duración ¹ (s)	1.800	
Modelo de cálculo	Fuga isotérmica	
Caudal de fuga (kg/s)	11	
Evaporación		
Evaporación flash (Kg/s)	7,7	
Formación de aerosol (kg/s)	3,85	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Caudal fuga (kg/s)	11	11
Distancias ² a:		
LII: 1 (% volumen)	1057	2159
LSI: 5 (% volumen)	578	1154
Sobrepresiones: UVCE³		
Masa TNT equivalente(kg)	5.305,4	
Distancias ² a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	171	
Efecto dominó: 160 mbar (m)	159	
ZI:125 mbar (m)	166	
ZA: 50 mbar (m)	436	
Radiación térmica: Jet Fire		
Longitud del jet fire (m)	11,5	
Distancias a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	15	
ZI: 5 kW/m ² (m)	29	
ZA: 3 kW/m ² (m)	37	
E.D: 8000 kW/m ² (m)	23	

- 1 Tiempo de vaciado del reactor
- 2 Distancias consideradas desde el punto de fuga
- 3 Se han considerado las distancias de consecuencias más desfavorables de la aplicación de un modelo semicontínuo.

ESCENARIO N°3 Fuga en la línea (10") de recirculación de hidrógeno a la entrada al horno

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	10"
- Temperatura (°C)	381
- Presión (Kg/cm ²)	65,5
- Caudal normal (kg/h)	29.297
- Estado	gas
- Composición	H ₂ + GLP + Gasoil

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga con base en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

3.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 80 mm.

3.c. Fuga del 1%, con diámetro de orificio de 25 mm.

Los tiempos máximos de fuga asignados para cada uno de los escenarios son de 2 minutos para el 3.b y de 5 minutos para el 3.c. La elección de dicha duración máxima antes del control de la fuga se fundamenta en la existencia de una supervisión directa y que pueda realizarse el control de la fuga deteniendo los compresores de hidrógeno.

El cálculo del caudal de fuga se ha realizado aplicando el modelo de "chorro libre turbulento", debido a las condiciones de operación que suponen una fuga de gas a gran velocidad.

Las consecuencias asociadas al jet fire, en el caso de que se produzca la ignición directa de la fuga, se han calculado tomando como hipótesis conservadora, que el dardo de fuego se produce a nivel del suelo.

La dispersión de la nube se ha calculado suponiendo que el chorro de gas incide sobre equipos cercanos al punto de fuga, aplicando posteriormente el modelo de dispersión gaussiano. En la tabla siguiente se presenta los cálculos realizados:

ESCENARIO 3.b		
Sustancia	H ₂ + LPG + Gasoil	
Diámetro de tubería	10"	
Diámetro de orificio (mm)	80 (fuga del 10%)	
Temperatura (°C)	381	
Presión (Kg/cm ²)	65,5	
Caudal proceso (Kg/s)	8,14	
Fuga		
Duración (s)	120	
Modelo de cálculo	Chorro libre turbulento	
Caudal de fuga (kg/s)	5,7	
Radiación térmica: Jet Fire		
Longitud del jet fire (m)	31	
Distancias a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	3	
ZI: 5 kW/m ² (m)	5,7	
ZA: 3 kW/m ² (m)	7,3	
E.D: 8000 kW/m ² (m)	4,5	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 2 (% volumen)	149,3	284
LSI: 8,7 (% volumen)	86,1	160,5
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	202	
Distancias ¹ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	57,5	
ZI:125 mbar (m)	55,7	
ZA: 50 mbar (m)	146,6	
E.D: 160 mbar (m)	53,4	

¹ Distancias consideradas desde el punto de fuga.

ESCENARIO 3.c		
Sustancia	H ₂ + LPG + Gasoil	
Diámetro de tubería	10"	
Diámetro de orificio (mm)	25 (fuga del 1%)	
Temperatura (°C)	381	
Presión (Kg/cm ²)	65,5	
Caudal proceso (Kg/s)	8,14	
Fuga		
Duración	300	
Modelo de cálculo	Chorro libre turbulento	
Caudal de fuga (kg/s)	0,57	
Radiación térmica: Jet Fire		
Longitud del jet fire (m)	9,7	
Distancias a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	1,4	
ZI: 5 kW/m ² (m)	2,8	
ZA: 3 kW/m ² (m)	3,7	
E.D: 8 kW/m ² (m)	2,2	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 2 (% volumen)	88,7	165,6
LSI: 8,7 (% volumen)	51,2	93,7
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	50,5	
Distancias a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	36,3	
ZI:125 mbar (m)	35,2	
ZA: 50 mbar (m)	92,5	
E.D.: 160 mbar (m)	33,6	

ESCENARIO N°4: Fuga en la línea (8") de salida del separador de alta presión DS-V-003 al absorbedor de amina de Alta Presión DS-C-001.

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	8"
- Temperatura (°C)	54
- Presión (kg/cm ²)	47,4
- Caudal normal (kg/h)	35.527
- Estado	gas
- Composición	H ₂ + GLP + Gasoil

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga con base en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

4.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 64 mm.

4.c. Fuga del 1%, con diámetro de orificio de 20 mm.

Los tiempos máximos de fuga asignados para cada uno de los escenarios son de 2 minutos para el 4.b y de 5 minutos para el 4.c. La elección de dicha duración máxima antes del control de la fuga se fundamenta en la existencia de una supervisión directa.

Puede asumirse la detección directa de la fuga, debido a que la línea cuenta con alarma de alto/bajo flujo. En este sentido, el control de la fuga se realizaría mediante la parada del proceso. Hay que destacar, no obstante, que las máximas distancias de consecuencias asociada a la nube inflamable se alcanzan en un corto intervalo de tiempo desde que se inicia la fuga, por lo que las posibles actuaciones sobre el sistema no resultan críticas sobre las distancias de consecuencias resultantes.

La dispersión de la nube inflamable se ha calculado suponiendo que el chorro de gas incide sobre equipos cercanos al punto de fuga, aplicando posteriormente el modelo semicontinuo de dispersión de gases neutros debido a la rápida dilución con aire que alcanza la salida.

En la tabla siguiente se presentan los cálculos realizados:

ESCENARIO 4.b		
Sustancia	H ₂ + LPG + Gasoil	
Diámetro de tubería	8"	
Diámetro de orificio (mm)	64 (fuga del 10%)	
Temperatura (°C)	54	
Presión (kg/cm ²)	47,4	
Caudal proceso (Kg/s)	9,86	
Fuga		
Duración (s)	120	
Modelo de cálculo	Chorro libre turbulento	
Caudal de fuga (kg/s)	3,22	
Radiación térmica: Jet Fire		
Longitud del jet fire (m)	24,8	
Distancias a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	2,13	
ZI: 5 kW/m ² (m)	4,25	
ZA: 3 kW/m ² (m)	5,50	
E.D: 8 kW/m ² (m)	3,36	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 2 (% volumen)	120,5	227,4
LSI: 8,7 (% volumen)	69,5	128,6
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	114	
Distancias ¹ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	47,53	
ZI:125 mbar (m)	46,1	
ZA: 50 mbar (m)	121,25	
E.D: 160 mbar(m)	44,12	

ESCENARIO 4.c		
Sustancia	H ₂ + LPG + Gasoil	
Diámetro de tubería	8"	
Diámetro de orificio (mm)	20 (fuga del 1%)	
Temperatura (°C)	54	
Presión (kg/cm ²)	47,4	
Caudal proceso (Kg/s)	9,86	
Fuga		
Duración (s)	300 s	
Modelo de cálculo	Chorro libre turbulento	
Caudal de fuga (kg/s)	0,322	
Radiación térmica: Jet Fire		
Longitud del jet fire (m)	7,75	
Distancias a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	1,1	
ZI: 5 kW/m ² (m)	2,1	
ZA: 3 kW/m ² (m)	2,8	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 2 (% volumen)	71,6	132,6
LSI: 8,7 (% volumen)	41,3	75,0
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	28,5	
Distancias ¹ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	29,1	
ZI:125 mbar (m)	28,4	
ZA: 50 mbar (m)	75	
E.D: 160 mbar (m)	27,8	

¹ Distancias consideradas desde el punto de fuga.

ESCENARIO N°5: Fuga en la línea (8") de salida del botellón DS-V-006 de cabeza del stripper de gasoil

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	8"
- Temperatura (°C)	49
- Presión (kg/cm ²)	9,4
- Caudal normal (kg/h)	7.370
- Estado	gas
- Composición	H ₂ S + GLP

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

5.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 64 mm.

5.c. Fuga del 1%, con diámetro de orificio de 20 mm.

El tiempo de fuga asignado es la suma del tiempo necesario para que se produzca la detección de la misma y la parada del proceso aguas arriba, y del tiempo de descarga del inventario de la fase gas del stripper. Se asume que el tiempo necesario para la detección de la fuga es de 5 y 10 minutos para el escenario 5.b y 5.c. respectivamente. Se han considerado la supervisión directa para la fuga del 10% dados los controladores y las alarmas de presión existentes en la línea.

La dispersión se ha calculado mediante modelo de gases densos, dada la densidad del vapor generado.

Para el cálculo de consecuencias, además de los efectos inflamables se han considerado los efectos tóxicos, dado el contenido de sulfuro de hidrogeno en la línea. Para determinar las dimensiones de la nube tóxica de sulfuro de hidrogeno, se ha calculado la dosis recibida en función de la distancia al punto de fuga.

Los cálculos realizados se presentan en la siguiente tabla.

ESCENARIO 5.b		
Sustancia	H ₂ S + LPG + C ₆ ⁺	
Diámetro de tubería	8"	
Diámetro de orificio (mm)	65 (fuga del 10%)	
Temperatura (°C)	49	
Presión (kg/cm ² a)	9,4	
Caudal proceso (Kg/s)	2,05	
Fuga		
Duración ¹ (s)	525	
Caudal de fuga ² (kg/s)	3,22	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 2 (% volumen)	170	325
LSI: 8,7 (% volumen)	98	184
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	285	
Distancias ³ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	64,7	
Efecto dominó: 160 mbar (m)	59,8	
ZI:125 mbar (m)	62,7	
ZA: 50 mbar (m)	165	
Nube tóxica		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias ³ a :		
ZI: IPVS ⁴ (400 mg/m ³)	173	331
ZA: 0,25 IPVS ⁴ (100 mg/m ³)	291,1	567,3
CL ₀₁ ⁴ : (270 mg/m ³)	200,5	385,5

¹ Se ha asignado una duración de 2 minutos necesarios para la detección de la fuga y detención del proceso, correspondiendo el resto a la descarga adiabática del contenido de la fase gaseosa del stripper.

² Caudal correspondiente a la fuga isotérmica

³ Distancias consideradas desde el punto de fuga

⁴ Valores correspondiente al sulfuro de hidrogeno (H₂S) para un tiempo de exposición de 30 minutos.

ESCENARIO 5.c		
Sustancia	H ₂ S + LPG + C ₆ ⁺	
Diámetro de tubería	8"	
Diámetro de orificio (mm)	20 (fuga del 10%)	
Temperatura (°C)	49	
Presión (kg/cm ² a)	9,4	
Caudal proceso (Kg/s)	2	
Fuga		
Duración ¹ (s)	1.800	
Caudal de fuga ² (kg/s)	0,56	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 2 (% volumen)	111	214,1
LSI: 8,7 (% volumen)	65,6	121,1
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	91,8	
Distancias ³ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	44,2	
Efecto dominó: 160 mbar (m)	41,1	
ZI:125 mbar (m)	42,8	
ZA: 50 mbar (m)	122,8	
Nube tóxica		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias ³ a :		
ZI: IPVS ⁴ (400 mg/m ³)	274,7	534,3
ZA: 0,25 IPVS ⁴ (100 mg/m ³)	462,2	915,9
CL ₀₁ ⁴ : (270 mg/m ³)	318,4	622,5

¹ Se ha asignado una duración de 2 minutos necesarios para la detección de la fuga y detención del proceso, correspondiendo el resto a la descarga adiabática del contenido de la fase gaseosa del stripper.

² Caudal correspondiente a la fuga isotérmica

³ Distancias consideradas desde el punto de fuga

⁴ Valores correspondiente al sulfuro de hidrogeno (H₂S) para un tiempo de exposición de 30 minutos.

ESCENARIO N°6: Fuga en la línea (12") de salida de cabeza del stripper de gasoil DS-C-002

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	12"
- Temperatura (°C)	175
- Presión (kg/cm ² a)	9,7
- Caudal normal (kg/h)	34.884
- Estado	gas
- Composición	H ₂ S + HC ligeros + C ₆ ⁺ + H ₂ O

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

6.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 96 mm.

6.c. Fuga del 1%, con diámetro de orificio de 30 mm.

El tiempo de fuga asignado es la suma del tiempo necesario para que se produzca la detección de la misma y la parada del proceso aguas arriba, y el tiempo de descarga diabática del inventario de la fase gas del stripper de gasoil. Se asume que el tiempo necesario para la detección de la fuga es de 2 para el escenario 6.b y 10 minutos para 6.c. En este caso se ha considerado la supervisión directa para la fuga del 10% dados los controladores y alarmas de presión existentes en la línea.

La dispersión se ha calculado mediante modelo de gases densos, dada la densidad del vapor generado.

Para el cálculo de consecuencias, además de los efectos inflamables se han considerado los efectos tóxicos, dado el contenido de sulfuro de hidrogeno en la línea. Para determinar las dimensiones de la nube tóxica de sulfuro de hidrogeno, se ha calculado la dosis recibida en función de la distancia al punto de fuga.

Los cálculos realizados se presentan en la siguiente tabla.

ESCENARIO 6.b		
Sustancia	H ₂ S + HC ligeros + C ₆ ⁺ + H ₂ O	
Diámetro de tubería	12"	
Diámetro de orificio (mm)	96 (fuga del 10%)	
Temperatura (°C)	175	
Presión (kg/cm ² a)	9,7	
Caudal proceso (Kg/s)	9,67	
Fuga		
Duración ¹ (s)	260	
Caudal de fuga ² (kg/s)	12,4	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 1,1 (% volumen)	205,5	395,5
LSI: 7,5 (% volumen)	100,1	187,7
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	50,8	
Distancias ³ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	36,3	
ZI:125 mbar (m)	35,2	
ZA: 50 mbar (m)	92,5	
E.D: 160 mbar (m)	33,7	
Nube tóxica		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias ³ a :		
ZI: IPVS (180 mg/m ³)	274,7	534,1
ZA: 0,25 IPVS (45 mg/m ³)	462,1	915,6
CL ₀₁ : (120 mg/m ³)	319,8	625,3

¹ Se ha asignado una duración de 2 minutos necesarios para la detección de la fuga y detención del proceso, correspondiendo el resto a la descarga adiabática del contenido de la fase gaseosa del stripper.

² Caudal de fuga correspondiente a la fuga isoterma

³ Distancias consideradas desde el punto de fuga

ESCENARIO 6.c		
Sustancia	H ₂ S + HC ligeros + C ₆ ⁺ + H ₂ O	
Diámetro de tubería	12"	
Diámetro de orificio (mm)	30 (fuga del 1%)	
Temperatura (°C)	175	
Presión (kg/cm ² a)	9,7	
Caudal proceso (Kg/s)	9,69	
Fuga		
Duración ¹ (s)	1.800	
Caudal de fuga ² (kg/s)	1,71	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 1,1 (% volumen)	178,6	342
LSI: 7,5 (% volumen)	87	162,4
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	35	
Distancias ³ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	32,3	
ZI:125 mbar (m)	31,3	
ZA: 50 mbar (m)	82,5	
E.D: 160 mbar (m)	29,8	
Nube tóxica		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Caudal medio fuga gaseosa (kg/s)	1,71	1,71
Distancias ³ a :		
ZI: IPVS (180 mg/m ³)	100,1	462
ZA: 0,25 IPVS (45 mg/m ³)	78	792
CL ₀₁ : (120 mg/m ³)	128,2	541

¹ Se ha asignado una duración de 10 minutos necesarios para la detección de la fuga y detención del proceso, correspondiendo el resto a la descarga adiabática del contenido de la fase gaseosa del stripper.

² Caudal de fuga correspondiente a la fuga isoterma

³ Distancias consideradas desde el punto de fuga

ESCENARIO N°7: Rotura de la línea (2") de aporte de gas natural al horno (DS-H-001)

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	2"
- Temperatura (°C)	35
- Presión (kg/cm ²)	4,28
- Caudal normal (kg/h)	211,4
- Estado	gas
- Composición	gas natural

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

7.a. Rotura total, con diámetro de orificio de 50 mm.

7.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 16 mm.

Se han considerado duraciones de fuga de 2 y 5 minutos respectivamente par las hipótesis a y b. La elección de dichas duraciones se fundamenta, por un lado, en la existencia de supervisión directa en la línea, por la pérdida de presión y caudal, así como en la posibilidad de anular la fuga remotamente mediante cierre de la válvula automática, desde el control del suministro de gas natural.

El cálculo del caudal de fuga se ha realizado aplicando el modelo de "chorro libre turbulento" de Effects debido a las condiciones de operación, al tratarse de una fuga de gas a gran velocidad. En el caso de rotura total, se ha limitado el caudal de fuga al caudal máximo que circula por la línea.

Las consecuencias del "jet fire", en el caso de que se produzca la ignición directa de la fuga, se han calculado tomando la hipótesis más conservadora, consistente en que el dardo de fuego se produce a nivel del suelo.

Los efectos asociados a la formación de la nube inflamable en caso de que se produzca la ignición retardada de la fuga. Para ello, se ha considerado

que el chorro de gas incide sobre los equipos cercanos al punto de fuga, perdiendo de esta manera su alta velocidad inicial, dispersándose posteriormente como un gas neutro. Para la realización de estos últimos cálculos se ha considerado como criterio conservador que la nube formada se desarrolla a nivel del suelo.

En las tablas siguientes se presentan los resultados obtenidos.

ESCENARIO 7.a		
Sustancia	Gas natural	
Diámetro de tubería	2"	
Diámetro de orificio (mm)	50 (Rotura total)	
Temperatura (°C)	35	
Presión (kg/cm ² a)	4,28	
Caudal proceso (Kg/s)	0,06	
Fuga		
Duración (s)	120	
Modelo de cálculo	Chorro libre turbulento	
Caudal de fuga (kg/s)	0,68	
Radiación térmica: Jet Fire		
Longitud del jet fire (m)	12,3	
Distancias a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	1,1	
ZI: 5 kW/m ² (m)	2,1	
ZA: 3 kW/m ² (m)	2,8	
E.D: 8 kW/m ² (m)	1,7	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Rango de distancias/anchura a:		
LII: 5 (% volumen)	73,6	136,4
LSI: 15,4 (% volumen)	47,6	87
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	82,8	
Distancias ¹ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	42,7	
Efecto dominó: 160 mbar (m)	39,7	
ZI:125 mbar (m)	41,4	
ZA: 50 mbar (m)	109	

¹ Distancias consideradas desde el punto de fuga

ESCENARIO 7.b		
Sustancia	Gas natural	
Diámetro de tubería	2"	
Diámetro de orificio (mm)	16 (Fuga 10%)	
Temperatura (°C)	35	
Presión (kg/cm ² a)	4,28	
Caudal proceso (Kg/s)	0,06	
Fuga		
Duración (s)	300	
Modelo de cálculo	Chorro libre turbulento	
Caudal de fuga (kg/s)	0,07	
Radiación térmica: Jet Fire¹		
Longitud del jet fire (m)	3,93	
Distancias ² a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	0,54	
ZI: 5 kW/m ² (m)	1,07	
ZA: 3 kW/m ² (m)	1,4	
E.D: 8 kW/m ² (m)	0,85	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Rango de distancias/anchura a:		
LII: 5 (% volumen)	43,8	79,7
LSI: 15,4 (% volumen)	28,4	50,8
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	20,8	
Distancias ¹ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	26,95	
Efecto dominó: 160 mbar (m)	25	
ZI:125 mbar (m)	26,13	
ZA: 50 mbar (m)	68,75	

¹ Distancias consideradas desde el punto de fuga

ESCENARIO Nº 8: Formación de atmósfera explosiva en el horno DS-H-01

Este proceso puede producirse debido al fallo de los sistemas de detección y control en el horno que conllevan la formación de una mezcla rica en gases combustibles que puedan dar lugar a una explosión.

Se ha considerado la hipótesis de explosión confinada de una nube de gas natural. La masa explosiva involucrada en la reacción es 2,54 Kg., que se corresponden con la cantidad de combustible inyectada por un quemador durante un tiempo estimado de fallo de 2 minutos.

Para simplificar los cálculos consideramos que la expansión de gases producidas por la explosión se encuentra limitada en dos direcciones. En estas circunstancias se incrementan sustancialmente los efectos de la explosión confinada en comparación con los que derivarían en el caso de una explosión no confinada, para la misma cantidad de materia explosiva en la nube.

Este escenario ha sido estudiado por medio de la aplicación del modelo de cálculo de explosiones de Multi-Energy, desarrollado por TNO. Este modelo calcula los efectos destructores de una explosión de gas inflamable teniendo en cuenta el grado de confinamiento de la nube, así como el nivel de reactividad de la sustancia contenida en la misma.

ESCENARIO Nº 8	
Sustancia	Gas natural
Masa Explosiva (Kg)	2,54
Volumen de la nube ³ (m ³)	450
Sobrepresiones¹: CVE	
Máxima sobrepresión (bar)	0,13
Distancias ² (m) a:	
DL ₀₁ : 100 mbar	3,8
ZI: 125 mbar	2,25
ZA: 50 mbar	4,7
E.D: 160 mbar	2,1

¹ Sobrepresiones exteriores en caso de que se produzcan o existan en el horno zonas abiertas al exterior.

² Distancias consideradas desde el centro de la nube

³ Volumen del hogar del horno

ESCENARIO N° 9: Rotura de la línea (2") de alimentación a la unidad de purificación de hidrogeno.

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	2"
- Temperatura (°C)	90
- Presión (kg/cm ²)	64,9
- Caudal normal (kg/h)	1.179
- Estado	gas
- Composición	H ₂ + CH ₄ + GLP

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

9.a. Rotura total, con diámetro de orificio de 50 mm.

9.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 16 mm.

El tiempo máximo de fuga asignado para este escenario es de 2 y 5 minutos., respectivamente. La elección de esta duración máxima antes del control de la fuga se fundamenta en el hecho de que ésta puede ser detectada, y que la línea cuenta con indicadores de flujo, y que puede ser controlada mediante el cierre automático de una válvula de aislamiento.

La dispersión de la nube inflamable se ha calculado aplicando un modelo de gases neutros dada la densidad del vapor generado.

En la tabla siguiente se presentan los cálculos realizados.

ESCENARIO 9.a		
Sustancia	H ₂ + CH ₄ + GLP	
Diámetro de tubería	2"	
Diámetro de orificio (mm)	50 (Rotura total)	
Temperatura (°C)	90	
Presión (kg/cm ² a)	64,9	
Caudal proceso (Kg/s)	0,44	
Fuga		
Duración (s)	120	
Caudal de fuga ¹ (kg/s)	0,66	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Rango de distancias ² (m) a:		
LII: 5 (% volumen)	72,7	140
LSI: 15,4 (% volumen)	47,1	86
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	80,35	
Distancias ¹ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	42	
ZI:125 mbar (m)	40,8	
ZA: 50 mbar (m)	107,5	
E.D: 160 mbar (m)	39,3	

¹ Distancias consideradas desde el punto de fuga

ESCENARIO 9.b		
Sustancia	H ₂ + CH ₄ + GLP	
Diámetro de tubería	2"	
Diámetro de orificio (mm)	16 (Fuga 10%)	
Temperatura (°C)	90	
Presión (kg/cm ² a)	64,9	
Caudal proceso (Kg/s)	0,44	
Fuga		
Duración (s)	300	
Caudal de fuga ¹ (kg/s)	0,18	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Rango de distancias ² (m) a:		
LII: 5 (% volumen)	63,15	116,5
LSI: 15,4 (% volumen)	40,9	74,25
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	55,1	
Distancias ² a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	37,24	
ZI:125 mbar (m)	36,1	
ZA: 50 mbar (m)	95	
E.D: 160 mbar (m)	34,6	

¹ Distancias consideradas desde el punto de fuga

ESCENARIO Nº 10: Rotura de la línea (2") de salida de dimetildisulfuro del depósito DS-V-011

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	2"
- Temperatura (°C)	17
- Presión (kg/cm ² a)	7
- Caudal normal (kg/h)	1,34
- Estado	líquido
- Composición	dimetil disulfuro

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

10.a. Rotura total, con diámetro de orificio de 50 mm.

10.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 16 mm.

Para ambas hipótesis accidentales, se produce el derrame del inventario total del tanque en un corto período de tiempo, lo que hace que no se considere actuación alguna sobre la fuga.

El análisis de consecuencias se basa en el carácter tóxico e inflamable del dimetil disulfuro. En relación con el carácter inflamable, al producirse la ignición accidental del dimetil disulfuro se genera una nube tóxica de dióxido de azufre (SO₂). El cálculo de la dispersión atmosférica de la nube de dióxido de azufre generada se ha realizado tomando en consideración la elevación de la nube como consecuencia del calor de combustión liberado, haciendo uso de la ecuación de Briggs (capítulo 7 del "Yellow Book"), considerando que el 50 % de la energía se transfiere a la nube, quedando el resto como radiación térmica. El tiempo de exposición considerado es el requerido para que se produzca la combustión de todo el DMDS, que es de 5 minutos.

Si por el contrario, no se produce la ignición del charco, se genera una nube tóxica e inflamable de DMDS. El cálculo de la dispersión de la nube tóxica de DMDS se ha realizado aplicando un modelo de gas denso, con un tiempo de exposición de 30 minutos.

En la tabla siguiente se presentan los cálculos realizados

.

ESCENARIO 10. a/b		
Sustancia	DMDS	
Diámetro de tubería	2"	
Diámetro de orificio (mm)	50	
Temperatura (°C)	Ambiente	
Presión (kg/cm ²)	7	
Caudal proceso (Kg/s)	1,34	
Fuga		
Modelo de cálculo	Fuga líquida isoterma	
Cantidad fugada ¹ (kg)	450	
Nube tóxica: DMDS		
Estabilidad/velocidad del viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias ² a :		
CL ₀₁ : 683,7 g/m ³	44,8	81,5
CL ₅₀ : 2.192 g/m ³	20,9	51,8
Evaporación		
Evaporación desde charco(Kg/s)	0,084	
Radio del charco (m)	11,7	
Radiación térmica: Pool fire		
Radio Pool Fire (m)	11,7	
Producción de SO ₂ ³ (kg/s)	1,41	
Distancias ⁴ (m) a:		
DL ₀₁ : 20 kW/m ²	39	
ZI: 5 kW/m ²	72	
ZA: 3 kW/m ²	87	
E.D: 8 kW/m ²	65,5	
Nube tóxica: SO₂		
Estabilidad/velocidad del viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias ⁴ a :		
ZI: IPVS ⁵ (572 mg/m ³)	48,3	88,2
ZA: 0,25 IPVS ⁵ (143 mg/m ²)	78,31	146,3
CL ₀₁ ⁵ : 261 mg/m ³	62,8	115,8

- ¹ Se corresponde con el inventario existente en el depósito DS-V-011
- ² No se ha definido IPVS para el DMDS, correspondiendo los valores indicados a un tiempo de exposición de 30 minutos.
- ³ Producción media de SO₂ durante los 5 minutos requeridos para la combustión completa del DMDS
- ⁴ Distancias consideradas desde el centro del charco
- ⁵ Valores correspondientes a un tiempo de exposición de 5 minutos.

ESCENARIO N° 11: Rotura de la línea (3") de nafta procedente de la cabeza del stripper de gasoil DS-V-006.

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	3"
- Temperatura (°C)	49
- Presión (kg/cm ²)	15
- Caudal normal (kg/h)	8.939
- Estado	líquido
- Composición	NAFTA

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

11.a. Rotura total, con diámetro de orificio de 76 mm.

11.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 24 mm.

El caudal del proceso viene fijado por un controlador de caudal, por lo que el caudal de la fuga se ha limitado a este caudal de proceso en ambos escenarios 11.a y 11.b. Dado que la fuga se produciría en campo abierto, se ha considerado que no habría posibilidad de anular el escape, habiéndose asignado un tiempo de fuga de 30 minutos.

Los efectos de la fuga de nafta son la evaporación inicial en la descarga con arrastre de una cantidad similar como aerosol. Asimismo, se evalúa la formación de un charco y su posterior ignición.

La dispersión de la nube inflamable se ha calculado mediante un modelo de gases densos, dada la densidad del vapor generado. Se evalúan asimismo las consecuencias tóxicas asociadas al contenido de sulfuro de hidrogeno de la nube.

En las tablas siguientes se presentan los resultados obtenidos:

ESCENARIO N° 11.a/b		
Sustancia	Nafta	
Diámetro de tubería	3"	
Diámetro de orificio (mm)	76 (Rotura total)	
Temperatura (°C)	49	
Presión (kg/cm ² a)	15	
Caudal proceso (Kg/s)	2,48	
Fuga		
Duración ¹ (s)	1800	
Caudal de fuga ² (kg/s)	2,48	
Evaporación		
Evaporación flash (kg/s)	0,14	
Formación de aerosol	0,14	
Radiación térmica: Pool-fire		
Radio Pool-fire (m)	4,25	
Distancias ³ (m) a:		
DL ₀₁ : 20 kW/m ²	23	
Efecto dominó: 8 kW/m ² (m)	62,5	
ZI: 5 kW/m ²	74	
ZA: 3 kW/m ²	84	
Nube inflamable⁴		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Caudal de fuga gaseosa (kg/s)	0,5	0,5
Distancia (m):		
LII: 0,025	201	387,1
LSI: 0,1126	114,3	215,3
Nube tóxica		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Caudal de fuga H ₂ S(kg/s)	0,034	0,034
Distancias ⁵ (m) a:		
ZI: IPVS (425 mg/m ³)	25,3	45,2
ZA : 0,25 IPVS (106 mg/m ³)	42,6	77,5
CL ₀₁ : (289 mg/m ³)	29,3	52,5

- ¹ Se ha asignado la máxima duración de fuga
- ² El caudal de proceso viene determinado por un control de flujo. El caudal de fuga es en este caso igual al caudal de proceso.
- ³ Distancias consideradas desde el punto de fuga.
- ⁴ Valores correspondientes a la mezcla de gases inflamables
- ⁵ Valores de toxicidad asociados al H₂S para un tiempo de exposición de 30 minutos.

ESCENARIO Nº 12: Rotura de la línea (3") de reposición de DEA.

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	3"
- Temperatura (°C)	35
- Presión (kg/cm ²)	3
- Caudal normal (kg/h)	5.000
- Estado	líquido
- Composición	Dietanolamina

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

12.a. Rotura total, con diámetro de orificio de 76 mm.

12.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 24 mm.

El tiempo de fuga asignado es de 2 minutos para ambas hipótesis dada la magnitud de la fuga. La elección de dicha duración se fundamenta en la existencia de supervisión directa durante las operaciones de reposición de DEA fresca y que la fuga se detendría parando la bomba de trasiego de DEA. El caudal de fuga se ha calculado mediante el modelo Outflow de Effects. Si bien no se indican los resultados correspondientes a la rotura del 10%, dada su escasa relevancia en cuanto a nivel de consecuencias respecto al escenario considerado.

Como consecuencia de la fuga se originará un charco de DEA. En este sentido, la DEA presenta una temperatura de flash point de 138 °C, por lo que la posibilidad de que se genere un incendio es muy remota.

Asimismo, es necesario indicar que en caso de incendio se generarán como productos de combustión monóxido de carbono, dióxido de carbono, óxidos de nitrógeno y amoníaco que dada la temperatura de los gases se sobrelevarán por la flotabilidad adquirida no produciendo concentraciones importantes a nivel del suelo.

Dada la baja presión de vapor de la DEA y la temperatura de ésta (35°C) no se producirá una evaporación significativa ni la formación de una nube inflamable.

En la tabla siguiente se muestran los resultados obtenidos:

ESCENARIO N° 12 a/b	
Sustancia	DEA fresca
Diámetro de tubería	3"
Diámetro de orificio (mm)	76 (rotura total)
Temperatura (°C)	35
Presión (kg/cm ²)	3
Caudal proceso (Kg/s)	1,4
Fuga	
Duración (s)	120
Modelo de cálculo	Fuga líquida isoterma
Caudal de fuga ¹ (kg/s)	2,1
Radiación térmica: Pool fire	
Radio pool fire (m)	2,35
Distancias ² (m) a:	
ZI: 5 kW/m ²	8,4
ZA: 3 kW/m ²	12

¹ El caudal se ha limitado a 1,5 veces el caudal normal del proceso ya que la rotura se produce aguas debajo de la bomba.

² Distancias consideradas desde el punto de fuga.

ESCENARIO N° 13: Rotura o fuga de la línea (3") de gas ácido de alimentación al regenerador.

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	3"
- Temperatura (°C)	49
- Presión (kg/cm ²)	2,3
- Caudal normal (kg/h)	294
- Estado	gas
- Composición	H ₂ S + NH ₃ + H ₂ O

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

13. a. Rotura total, con diámetro de orificio de 76 mm.

13. b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 24 mm.

Si bien no se indican los resultados correspondientes a la rotura del 10%, dada su escasa relevancia en cuanto a nivel de consecuencias respecto al escenario considerado.

El tiempo de fuga asignado es de 2 minutos. La elección de dicha duración máxima se fundamenta en la existencia de supervisión directa y la posibilidad de aislar la fuga mediante el cierre de la válvula operada remotamente.

La dispersión de la nube se ha calculado mediante modelos de gases neutros dada la densidad del vapor generado, considerándose tanto los efectos asociados al carácter tóxico como al inflamable.

Hay que destacar, no obstante, que dada la pequeña magnitud de la fuga no se llega a formar una nube inflamable dado que las concentraciones alcanzadas se encuentran muy por debajo de los límites de inflamabilidad.

Para el cálculo de consecuencias de la nube tóxica se ha considerado un tiempo de exposición de 5 minutos representativo del tiempo de fuga.

ESCENARIO N° 13		
Sustancia	H ₂ S + NH ₃ + H ₂ O	
Diámetro de tubería	3"	
Diámetro de orificio (mm)	76 (rotura total)	
Temperatura (°C)	90	
Presión (kg/cm ² a)	2,3	
Caudal proceso (Kg/s)	0,082	
Fuga		
Duración (s)	120	
Modelo de cálculo	Fuga isoterma	
Caudal de fuga (kg/s)	0,164	
Nube tóxica		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Caudal de fuga H ₂ S(kg/s)	0,164	0,164
Distancias ¹ (m) a:		
ZI: IPVS (413 mg/m ³)	15,7	29,4
ZA : 0,25 IPVS (103 mg/m ³)	26,5	50,4
CL ₀₁ : (315 mg/m ³)	17,7	32,6

¹ Distancias consideradas desde el punto de fuga.

ESCENARIO N° 14: Rotura de la línea (2") de aporte de gas natural al horno reboiler (DS-H-02).

Condiciones de operación

- Diámetro de la tubería	2"
- Temperatura (°C)	35
- Presión (Kg/cm ²)	4,28
- Caudal normal (Kg/h)	211,4
- Estado	gas
- Composición	gas natural

Efectos y consecuencias

Se han planteado dos hipótesis de fuga basándose en los criterios expuestos en el apartado 2.4.2.

14.a. Rotura total, con diámetro de orificio de 50 mm.

14.b. Fuga del 10%, con diámetro de orificio de 16 mm.

Se han considerado duraciones de fuga de 2 y 5 minutos respectivamente par las hipótesis a y b. La elección de dichas duraciones se fundamenta, por un lado, en la existencia de supervisión directa en la línea, por la pérdida de presión y caudal, así como en la posibilidad de anular la fuga remotamente mediante cierre de la válvula automática, desde el control del suministro de gas natural.

El cálculo del caudal de fuga se ha realizado aplicando el modelo de "chorro libre turbulento" de Effects debido a las condiciones de operación, al tratarse de una fuga de gas a gran velocidad. Las consecuencias del "jet fire", en el caso de que se produzca la ignición directa de la fuga, se han calculado tomando la hipótesis más conservadora, consistente en que el dardo de fuego se produce a nivel del suelo.

Los efectos asociados a la formación de la nube inflamable en caso de que se produzca la ignición retardada de la fuga. Para ello, se ha considerado que el chorro de gas incide sobre los equipos cercanos al punto de fuga, perdiendo de esta manera su alta velocidad inicial, dispersándose

posteriormente como un gas neutro. Para la realización de estos últimos cálculos se ha considerado como criterio conservador que la nube formada se desarrolla a nivel del suelo.

En las tablas siguientes se presentan los resultados obtenidos.

ESCENARIO 14.a		
Sustancia	Gas natural	
Diámetro de tubería	2"	
Diámetro de orificio (mm)	50 (Rotura total)	
Temperatura (°C)	35	
Presión (kg/cm ² a)	4,28	
Caudal proceso (Kg/s)	0,06	
Fuga		
Duración (s)	120	
Modelo de cálculo	Chorro libre turbulento	
Caudal de fuga (kg/s)	0,68	
Radiación térmica: Jet Fire		
Longitud del jet fire (m)	12,3	
Distancias a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	1,1	
ZI: 5 kW/m ² (m)	2,1	
ZA: 3 kW/m ² (m)	2,8	
ED: 8 kW/m ² (m)	1,9	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 5 (% volumen)	73,6	136,4
LSI: 15,4 (% volumen)	47,6	87
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	82,8	
Distancias ¹ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	42,7	
ZI:125 mbar (m)	41,4	
ZA: 50 mbar (m)	109	
ED: 160 mbar (m)	39,7	

ESCENARIO 14.b		
Sustancia	Gas natural	
Diámetro de tubería	2"	
Diámetro de orificio (mm)	16 (Fuga 10%)	
Temperatura (°C)	35	
Presión (kg/cm ² a)	4,28	
Caudal proceso (Kg/s)	0,06	
Fuga		
Duración (s)	300	
Modelo de cálculo	Chorro libre turbulento	
Caudal de fuga (kg/s)	0,07	
Radiación térmica: Jet Fire¹		
Longitud del jet fire (m)	3,93	
Distancias ² a :		
DL ₀₁ : 20 kW/m ² (m)	0,54	
ZI: 5 kW/m ² (m)	1,07	
ZA: 3 kW/m ² (m)	1,4	
E.D: 8 kW/m ² (m)	1,9	
Nube inflamable		
Estabilidad/velocidad de viento	D/(6,6 m/s)	F/(2,7 m/s)
Distancias a:		
LII: 5 (% volumen)	43,8	79,7
LSI: 15,4 (% volumen)	28,4	50,8
Sobrepresiones: UVCE		
Masa TNT equivalente(kg)	20,8	
Distancias ¹ a :		
DL ₀₁ :100 mbar (m)	26,95	
ZI:125 mbar (m)	26,13	
ZA: 50 mbar (m)	68,75	
ED: 160 mbar (m)	39,7	

¹ Distancias consideradas desde el punto de fuga

ESCENARIO Nº 15: Formación de atmósfera explosiva en el horno

DS-H-02

Este suceso puede producirse debido al fallo de los sistemas de detección y control en el horno que conllevan la formación de una mezcla rica en gases combustibles que puedan dar lugar a una explosión.

Se ha considerado la hipótesis de explosión confinada de una nube de gas natural. La masa explosiva involucrada en la reacción es 2,54 Kg., que se corresponden con la cantidad de combustible inyectada por un quemador durante un tiempo estimado de fallo de 2 minutos.

Para simplificar los cálculos se supone que la expansión de gases producidas por la explosión se encuentra limitada en dos direcciones. En estas circunstancias se incrementan sustancialmente los efectos de la explosión confinada en comparación con los que derivarían en el caso de una explosión no confinada, para la misma cantidad de materia explosiva en la nube.

Este escenario ha sido estudiado por medio de la aplicación del modelo de cálculo de explosiones de Multi-Energy, desarrollado por TNO. Este modelo calcula los efectos destructores de una explosión de gas inflamable teniendo en cuenta el grado de confinamiento de la nube, así como el rendimiento de la combustión contenida en la misma.

ESCENARIO Nº 15	
Sustancia	Gas natural
Masa Explosiva (Kg)	2,54
Volumen de la nube (m ³)	180
Sobrepresiones¹: CVE	
Máxima sobrepresión (bar)	0,5
Distancias ² (m) a:	
DL ₀₁ : 100 mbar	15,5
Efecto dominó: 160 mbar	9,83
ZI: 125 mbar	10,9
ZA: 50 mbar	21,8

¹ Sobrepresiones exteriores en caso de que se produzcan o existan en el horno zonas abiertas al exterior.

² Distancias consideradas desde el centro de la nube

3.3. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS.

A continuación se resumen los datos obtenidos en el análisis de efectos y consecuencias de los escenarios considerados en el presente Estudio de Seguridad. En la tabla 3.2 se muestran para cada uno de los escenarios la sustancia que interviene así como el diámetro de orificio considerando en la fuga y el caudal resultante, como primera indicación de la magnitud del accidente.

Asimismo, para cada uno de los efectos resultantes de las posibles evoluciones en que puede derivar cada accidente, se indican estabilidades atmosféricas, las Zonas de Intervención y Zonas de Alerta en base a los valores umbrales exigidos por la Directriz Básica.

Tabla 3.2. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

Escenario	Sustancia	D. de fuga mm	Q _{FUGA} (Kg/s)	Radio Charco (m)	Radiación (m)				Nube inflamable				Sobrepresión (m)		Toxicidad (m)			
					Pool-fire		Jet-fire		Nube inflamable				ZI 5KW/m ²	ZA 3KW/m ²	ZI (5KW/m ²)		ZA (3KW/m ²)	
					ZI 5KW/m ²	ZA 3KW/m ²	ZI 5KW/m ²	ZA (3KW/m ²)	Est. D		Est. F				Est.D	Est.F	Est.D	Est. F
									LII	LSI	LII	LSI						
1.b	Gasoil	80	80	9,3	82	95												
1.c	Gasoil	25	7,9	6,5	80	91												
2.b	Gasoil	129	233,4				22	29	867	474	1758	939,5	139	366				
2.c	Gasoil	40	11				29	37	1057	578	2159	1154	166	436				
3.b	LPG	80	5,7				5,7	7,3	149,3	86,1	284	160,5	55,7	147				
3.c	LPG	25	0,57				2,8	3,7	88,7	51,2	165,6	93,7	35,2	93				
4.b	LPG	64	3,22				4,25	5,5	120,5	69,5	227,4	128,6	46,1	121				
4.c	LPG	20	0,322				2,1	2,8	71,6	41,3	132,6	75	28,4	75				
5.b	C ₆ ⁺	65	3,22						170	98	325	184	62,7	165	173	331	291	567
5.c	C ₆ ⁺	20	5,52						111	65,6	214,1	121,1	94,3	248	274,7	534,3	462	916
6.b	C ₆ ⁺	96	12,4						205,5	100,1	395,5	187,7	35,2	92	274,7	534,3	462	916
6.c	C ₆ ⁺	30	1,71						178,6	87	342	162,4	31,3	82	100,1	462	78	792
7.a	G.N.	50	0,68				2,1	2,8	73,6	47,6	136,4	87	41,4	109				
7.b	G.N.	16	0,07				1	1,4	43,8	28,4	79,7	50,8	26,1	69				
8	G.N.												2,25	4,7				

Tabla 3.2. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS (CONT.)

Escenario	Sustancia	D. fuga (mm)	Q _{FUGA} (Kg/s)	Radio charco (m)	Radiación (m)				Nube inflamable				Sobrepresión (m)		Toxicidad (m)			
					Pool-fire		Jet-fire		Nube inflamable				ZI (5KW/m ²)	ZA (3KW/m ²)	ZI (5KW/m ²)		ZA (3KW/m ²)	
					ZI 5KW/m ²	ZA 3KW/m ²	ZI 5KW/m ²	ZA 3KW/m ²	Est. D		Est. F				Est.D	Est.F	Est. D	Est. F
									LII	LSI	LII	LSI						
9.a	CH ₄ +LPG	50	0,66						72,7	47,1	140	86	40,8	108				
9.b	CH ₄ +LPG	16	0,18						63,5	40,9	116,5	74,25	36,1	95				
10.a/b	DMSD	50	1,5	11,7	72	87									48,3	88,2	78	146
11.a/b	Nafta	76	2,48	4,25	74	84			201	114,3	387,1	215,3			25,3	45,2	43	77
12.a/b	DEA	76	2,1	2,35	8,4	12												
13.a/b	SH ₂	76	0,164												15,7	29,4	27	50
14.a	G.N	50	0,68				2,1	2,8	73,6	47,6	136,4	87	41,4	109				
14.b	G.N	16	0,07				1,07	1,4	43,8	28,4	79,7	50,8	26	69				
15	G.N.												10,4	22				

4. RELACIÓN DE ACCIDENTES GRAVES ESPERADOS.

4.1. DETERMINACIÓN DE LAS CATEGORÍAS DE ACCIDENTES

De acuerdo con los criterios expuestos de la Directriz Básica, los posibles accidentes pueden encuadrarse en tres categorías:

Categoría 1: Aquellos accidentes en los que de acuerdo con el Estudio de Seguridad, se prevea que tengan como consecuencia daños materiales en la instalación accidentada. No se manifiestan daños de ningún tipo en el exterior de la instalación.

Categoría 2: Aquellos accidentes en los que de acuerdo con el Estudio de Seguridad, se prevea que tengan como consecuencia posibles víctimas y daños materiales en la instalación. Las repercusiones exteriores se limitan a daños leves o efectos adversos sobre el medio ambiente en zonas limitadas.

Categoría 3: Aquellos accidentes en los que de acuerdo con el Estudio de Seguridad, se prevea que tengan como consecuencias posibles víctimas y daños materiales graves o alteraciones importantes en el medio ambiente en zonas extensas, en el exterior de la instalación.

En virtud de los resultados obtenidos en el presente Estudio de Seguridad, puede concluirse que los escenarios contemplados se encuentran dentro de las categoría de accidente 1, 2 y 3, tal como refleja la tabla 4.1.

Para establecer la categoría de cada accidente, se ha hecho uso de la mínima distancia existente entre los equipos y los límites de la instalación, así como de las distancias de consecuencias. De esta forma, se han considerado accidente de Categoría 3 aquéllos cuyas Zonas de Intervención o radios de letalidad sobrepasen los límites de batería de SULFOIL. Del resto de accidente se han considerado de Categoría 1 aquéllos cuyas zonas de consecuencias no resultan relevantes, siendo los demás clasificados como de Categoría 2.

Tabla 4.1. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS Y CATEGORÍAS DE ACCIDENTES

Escenario	Sustancia	Diámetro De fuga (mm)	Radiación (m)				Nube inflamable				Sobrepresión (m)		Toxicidad (m)				Categoría de accidente
			Pool-fire		Jet-fire								ZI (5KW/m ²)		ZA (3KW/m ²)		
			ZI (5KW/m ²)	ZA (3KW/m ²)	ZI (5KW/m ²)	ZA (3KW/m ²)	Est. D		Est. F		ZI 5KW/m ²	ZA 3KW/m ²	Est.D	Est.F	Est. D	Est.F	
							LII	LSI	LII	LSI							
1.b	Gasoil	80	82	95													2
1.c	Gasoil	25	80	91													2
2.b	Gasoil	129			22	29	867	474	1758	939,5	139	366					2
2.c	Gasoil	40			29	37	1057	578	2159	1154	166	436					2
3.b	LPG	80			5,7	7,3	149,3	86,1	284	160,5	55,7	147					2
3.c	LPG	25			2,8	3,7	88,7	51,2	165,6	93,7	35,2	93					2
4.b	LPG	64			4,25	5,5	120,5	69,5	227,4	128,6	46,1	121					2
4.c	LPG	20			2,1	2,8	71,6	41,3	132,6	75	28,4	75					2
5.b	C ₆ ⁺	65					170	98	325	184	62,7	165	173	331	291	567	3
5.c	C ₆ ⁺	20					269,8	155,6	524,2	296,4	94,3	248	274,7	534,3	462	916	3
6.b	C ₆ ⁺	96					205,5	100,1	395,5	187,7	35,2	92	274,7	534,3	462	916	3
6.c	C ₆ ⁺	30					178,6	87	342	162,4	31,3	82	100,1	462	78	792	3
7.a	G.N.	50			2,1	2,8	73,6	47,6	136,4	87	41,4	109					2
7.b	G.N	16			1	1,4	43,8	28,4	79,7	50,8	26,1	69					2
8	G.N										2,25	4,7					1

Tabla 4.1. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS Y CATEGORÍAS DE ACCIDENTES (CONT.)

Escenario	Sustancia	Diámetro De fuga (mm)	Radiación (m)				Nube inflamable				Sobrepresión (m)		Toxicidad (m)				Categoría de accidente
			Pool-fire		Jet-fire		Est. D		Est. F		ZI 5KW/m ²	ZA 3KW/m ²	ZI (5KW/m ²)		ZA (3KW/m ²)		
			ZI (5KW/m ²)	ZA (3KW/m ²)	ZI (5KW/m ²)	ZA (3KW/m ²)	LII	LSI	LII	LSI			Est.D	Est.F	Est. D	Est. F	

9.a	CH ₄ +LPG	50					72,7	47,1	140	86	40,8	108					2
9.b	CH ₄ +LPG	16					63,5	40,9	116,5	74,25	36,1	95					2
10.a/b	DMDS	50	72	87									48,3	88,2	78	146	2
11.a/b	Nafta	76	74	84			201	114,3	387,1	215,3			25,3	45,2	43	77	3
12.a/b	DEA	76	8,4	12													1
13.a/b	SH ₂	76											15,7	29,4	27	50	2
14.a	G.N	50			2,1	2,8	73,6	47,6	136,4	87	41,4	109					3
14.b	G.N	16			1,07	1,4	43,8	28,4	79,7	50,8	26	69					3
15	G.N.										10,4	22					3

4.2. ÁRBOLES DE SUCESOS.

Casi todos los escenarios identificados son consecuencia del suceso elemental correspondiente a la rotura total o parcial de una línea que transporta una sustancia considerada como peligrosa.

La metodología seguida par determinar las consecuencias de tales accidentes parte de evaluar la cantidad de sustancia fugada y el tiempo de fuga. Para ello, se hace uso tanto de las condiciones de presión y temperatura de los diferentes equipos como de las propiedades físicas y químicas de las sustancias involucradas.

Una vez calculado tanto el caudal de fuga como su tiempo de duración, se procede a calcular las cantidades evaporadas y dispersadas, en función de las condiciones meteorológicas representativas del entorno de la instalación. Por último, y en función de la sustancia involucrada en la fuga, se determinan las distancias de vulnerabilidad.

A la hora de evaluar los radios de vulnerabilidad, se contemplan los diferentes comportamientos que ocurren a raíz de la fuga de una sustancia considerada como peligrosa. Una vez analizadas las sustancias presentes en las instalaciones de SULFOIL S.A., se concluye que éstas se centran en sustancias inflamables o tóxicas, así como aquellas susceptibles de provocar explosiones. Las posibles evoluciones de los accidentes identificados en el presente Estudio de Seguridad se describen en las siguientes figuras:

Figura 4.1.Árbol de sucesos para la fuga de un líquido inflamable

Figura 4.2. Árbol de sucesos para la fuga de un gas inflamable y/o tóxico.

En el caso de que una sustancia presente características tanto de inflamabilidad como de toxicidad, se determinarán las consecuencias asociadas a ambas evoluciones.

FIGURA 4.1. ÁRBOL DE SUCESOS DE FUGA DE LÍQUIDO INFLAMABLE

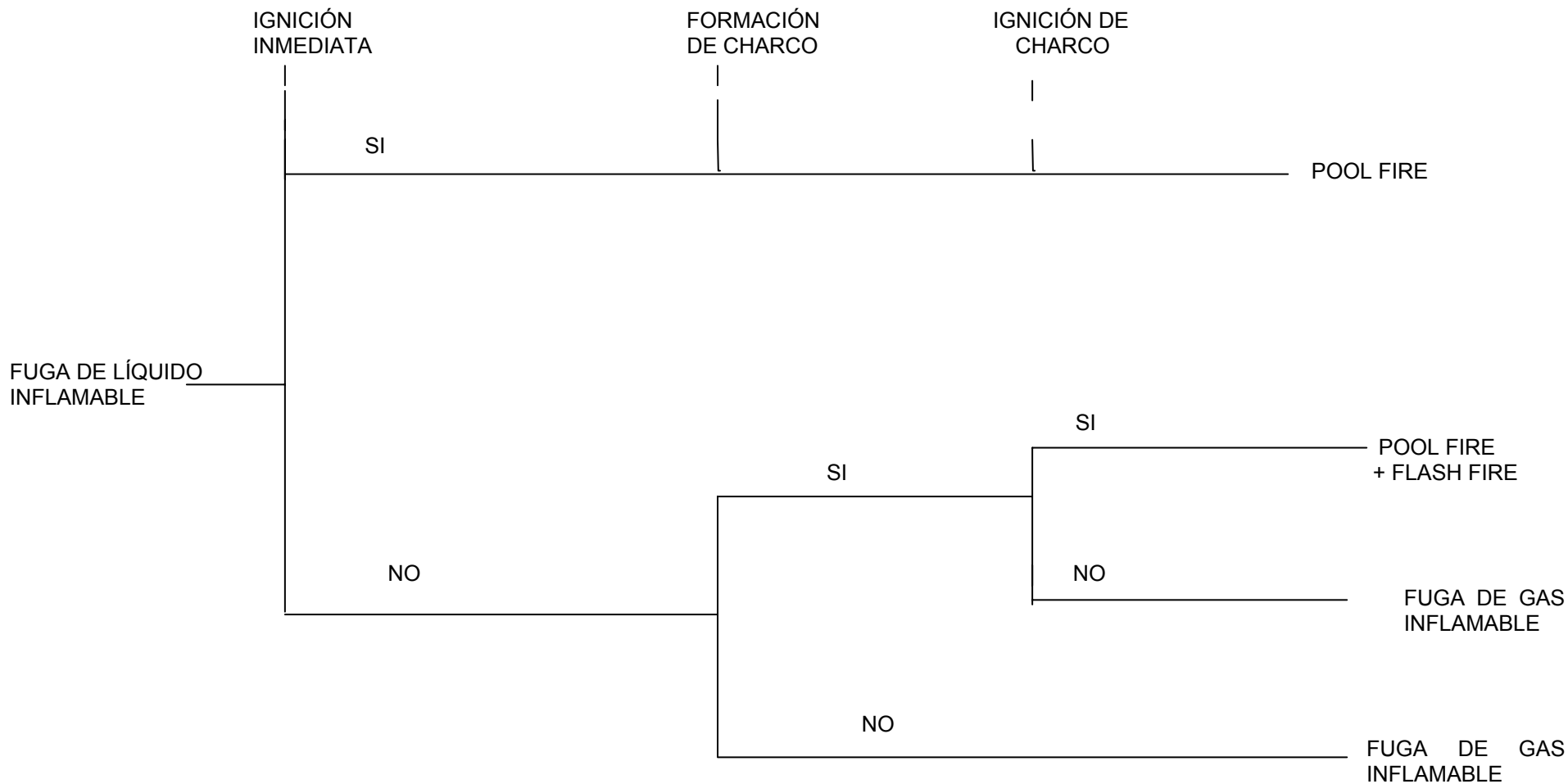
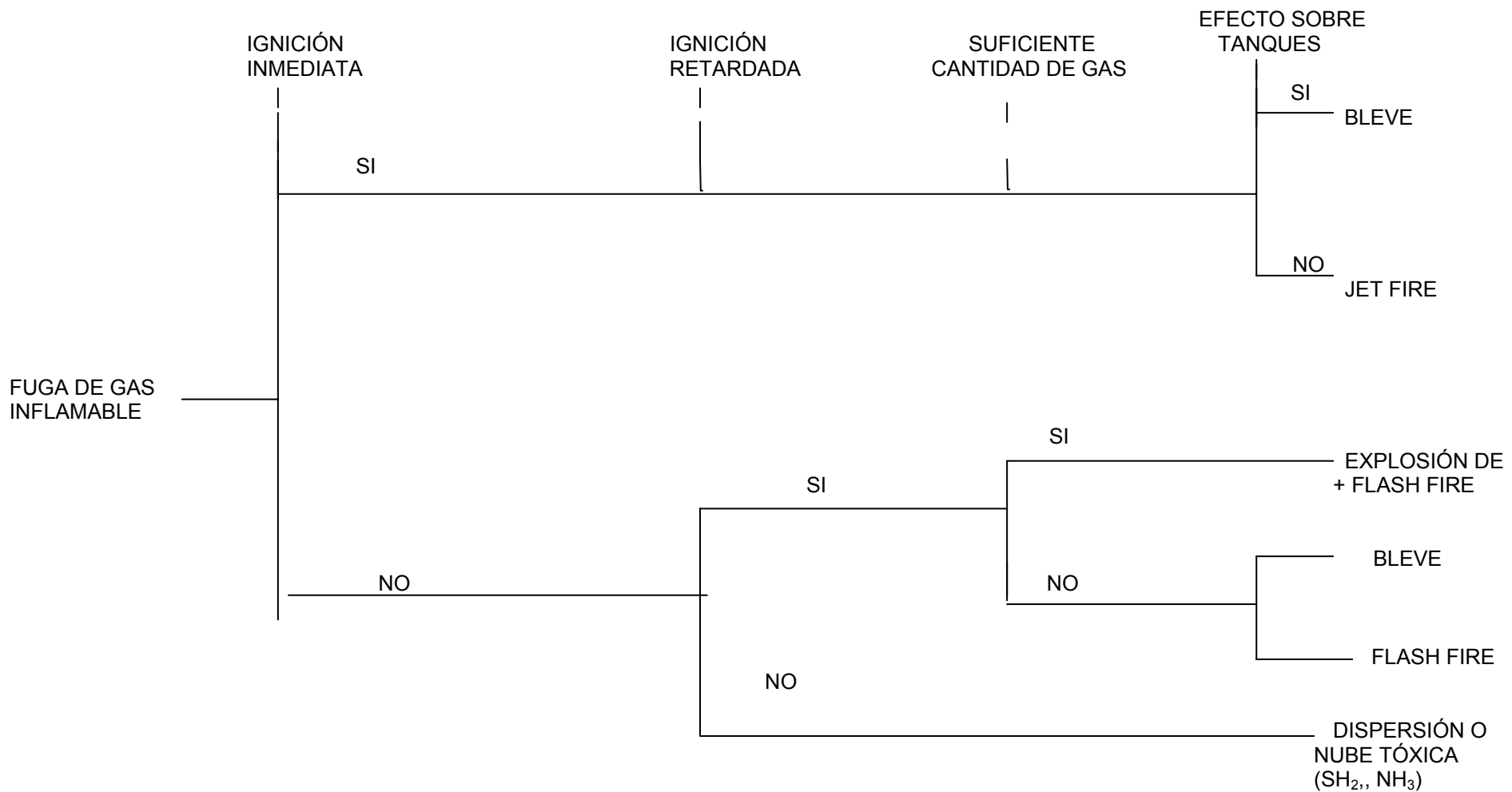


Figura 4.2. ÁRBOL DE SUCESOS DE FUGA DE GAS INFLAMABLE Y/O TÓXICO



4.3. REPRESENTACIÓN DE ZONAS DE VULNERABILIDAD.

En los planos 2 a 6 se representan los radios de consecuencias para los accidentes de categoría 3 más representativos por ser los que tienen mayores consecuencias. Estos radios se han representado con círculos que permitan una más fácil visualización del alcance de las consecuencias, con independencia de la dirección del viento dominante.

En dichos planos se indican las Zonas de intervención y Alerta (Z.I. y Z.A) y Zonas de Letalidad 1 % para el caso de sobrepresiones y fugas tóxicas, así como la denominación del escenario y la estabilidad del viento considerada (estabilidad D o estabilidad F) en caso de que esta sea relevante.

TABLA 4.2

ESCENARIOS DE ACCIDENTES REPRESENTADOS GRÁFICAMENTE

Escenario	Sustancia	Efectos producidos	Plano nº
5.b	C ₆ ⁺	Sobrepresión, nube tóxica	4
6.b	C ₆ ⁺	Sobrepresión, nube tóxica	5
11 a/b	Nafta	Pool fire, nube tóxica	6
14.a	Gas natural	Jet fire, sobrepresión	7
15	Gas natural	Sobrepresión	8

5. MEDIDAS DE PREVENCIÓN, CONTROL Y MITIGACIÓN.

La factoría a estudio se gobierna desde una Sala de Control (sistema digital de control distribuido). Por otra parte como condición de diseño se ha considerado que toda la instrumentación de protección de la unidad es independiente de la de control de la unidad. Asimismo, la planta ha sido diseñada de acuerdo con las normativas API, ASME, ANSI, ASTM y la legislación española vigente.

Por otra parte, los arranques y las paradas (de emergencia y planificadas) se realizan según procedimientos que garantizan el mínimo riesgo de operación.

Para la protección contra incendios se dispone de una red de agua a presión que conducida a través de tubería de acero al carbono, se conecta a la red general del Polígono. Dicha conexión se realiza desde dos puntos distintos lo que permite y asegura en todo momento el suministro de agua. Por otra parte, la red está dispuesta en forma de anillo permitiendo el vertido de agua a cualquier punto de la planta.

Completando la red de agua contra incendio se dispone de otras instalaciones fijas para la protección de equipos con riesgo así como una subestación eléctrica.

En este apartado haremos el estudio de las posibles medidas de prevención, control y mitigación de los accidentes graves anteriormente descritos para ello se ha tener en cuenta:

- Las medidas existentes en la unidad de supervisión y control del proceso según el diseño de la misma.
- Procedimientos de operación y emergencia que lleva a cabo el operador para detener o controlar el accidente ocurrido en su unidad.
- Sistemas de mitigación: Para la mitigación/ control de las consecuencias derivadas de un accidente se dispondrá de los medios de autoprotección disponibles en la Planta y se procederá conforme a las pautas establecidas en los procedimientos de actuación de cada tipo de accidente incluidos en el Plan de Emergencia Interior del que debe disponer la empresa.

ACCIDENTE 1. Fuga de la línea de suministro (10") de gasoil al botellón de carga DS-V-01.

a) Supervisión y control del proceso: Conjunto de indicadores existentes aguas abajo del punto de fuga. Más concretamente, el controlador de nivel que manda la señal a una válvula automática, cuya función es mantener el nivel del botellón, existe un controlador de caudal a la entrada del botellón y otro a la salida que indica el caudal impulsión de carga a la bomba además existe un controlador de presión todos ellos con señal en panel y posibilidad de supervisión directa. Además existe una válvula de aislamiento por fuego del botellón DS-V-01. Por último dispone de válvula de seguridad doble con descarga a antorcha tarada a 10.2 Kg/cm^2 .

b) Procedimientos de operación: Al tratarse de la línea de carga al reactor este accidente requeriría una parada de emergencia.

De este modo mientras desde la sala de Control se procede a la parada de emergencia, el operador de la unidad procede a detener la fuga cerrando la válvula de entrada de carga al botellón y la válvula de corte rápido aislándolo.

ACCIDENTE 2. Fuga en la línea (16") de salida del reactor DS-R-01.

a) Supervisión y control del proceso: Conjunto de indicadores existentes aguas abajo del punto de fuga, como son los indicadores temperaturas localizados a la salida del reactor, que determinan la temperatura de la carga del tren de intercambiadores de presión pero especialmente los indicadores de presión. Todos ellos con señal en panel y posibilidad de supervisión directa.

b) Procedimientos de operación: Dado que esta línea nos lleva al tren de enfriamiento de la corriente de entrada al horno, se debe proceder según la parada de Emergencia de la Unidad.

De este modo mientras desde la Sala de Control se procede a la parada de emergencia, el operador de la unidad procede a detener la fuga cerrando la válvula de corte rápido que incomunica el reactor.

ACCIDENTE 3. Fuga en la línea (10") de recirculación de H₂ a la entrada del horno.

a) Supervisión y control del proceso: Existe un controlador de caudal a la salida del compresor de hidrógeno conectado a una válvula de seguridad doble con descarga a antorcha. También se dispone en la línea aguas debajo de la fuga un controlador de temperatura y otro de presión, todos ellos con señal en panel y posibilidad de supervisión directa.

b) Procedimientos de operación: Al ser una línea de enfriamiento la carga del horno se procede a parada de emergencia desde la Sala de Control mientras el operador procura detener la fuga, para ello procede al cierre de la válvula de corte del intercambiador y la válvula de aporte de hidrógeno al intercambiador recirculándolo al sistema de gas de reciclo, además debe cerrar la válvula de aporte de hidrógeno al horno que ya estará apagado.

ACCIDENTE 4. Fuga en la línea 8" de salida del separador de alta presión DS-V-03 al absorbedor de amina DS-C-01.

a) Supervisión y control del proceso: Una fuga en la corriente de gas que sale por cabeza puede detectarse mediante el transmisor de presión que hay en esta línea y que controla la presión de la unidad. En la misma línea de 8" hay una línea de 6" en la que están situadas las válvulas ON/ OFF que forman el sistema de despresurización de emergencia.

Por último, en esta línea se encuentra un by-pass con una válvula automática que desvía el flujo hacia otro botellón.

b) Procedimientos de operación: El sistema de despresurización está conectado a una serie de funciones lógicas que provocan la parada de emergencia de la unidad, la parada de las bombas de carga, apaga el horno y lo deja en situación de seguridad.

Mientras el operador intentará detener la fuga desviando la corriente de gas al botellón DS-V-05 si la fuga es aguas abajo del by-pass cerrando la válvula de entrada al absorbedor y abriendo el by-pass o cerrando la válvula de corte rápido del botellón DS-V-03 que evita que siga saliendo gas del mismo, si la fuga es anterior al by-pass.

ACCIDENTE 5. Fuga en la línea 8" de salida del botellón DS-V-6 de cabeza del stripper de gasoil.

a) **Supervisión y control del proceso:** A este botellón llega gasoil desulfurado enfriado y condensado parcialmente en el aéreo y el agua procedente del separador de baja (DS-V-04). En el interior hay un baffle que separa la zona de aguas ácidas de la de hidrocarburo. En la parte del hidrocarburo, hay un controlador de nivel y alarma de baja. Además, el botellón cuenta con una válvula de seguridad doble con descarga a antorcha.

El gas abandona el botellón a través de una línea de 8" donde hay un indicador de caudal, otro de temperatura y el control de presión que puede actuar sobre una automática que envía el gas a un absorbedor o a antorcha.

b) **Procedimientos de operación:** Ante una fuga de este tipo el operador intentará detener la fuga recirculando el gas del botellón al absorbedor DS-C-02 o traspasándolo al DS-C-06 durante el tiempo que dure la reparación.

ACCIDENTE 6. Fuga en la línea 12” de salida de cabeza del stripper de gasoil DS-C-02.

a) **Supervisión y control del proceso:** El stripper dispone de un medidor de nivel conectado con una automática situada en la impulsión de la válvula, además hay una alarma por bajo nivel. En esta línea se encuentra la válvula de seguridad doble que descargan a antorcha. Seguidamente tenemos indicación de presión y de temperatura.

b) **Procedimientos de operación:** ante este tipo de accidente, se detecta una disminución del caudal, dicho controlador está conectado con una válvula automática que cierra la entrada de alimentación al stripper procedente del botellón DS-V-06 por lo que se debe detener las bombas de alimentación del stripper.

ACCIDENTE 7. Rotura de la línea 2" de aporte de Gas Natural al Horno DS-H-01.

a) **Supervisión y control del proceso:** La *zona de radiación* tiene dos termopar y dos indicadores de presión que entran en lógica apagando el horno cuando detectan alta presión.

La salida de cada paso tiene un transmisor de temperatura que actúa sobre las automáticas de caudal para hacer el balance de los pasos (igual caudal de gas y gasoil encada paso, en principio, pero si hay oscilaciones de temperatura el caudal se modifica para intentar igualarlas) y otro transmisor con indicación de temperatura y alarma de alta temperatura que entra en lógica apagando el horno.

En la línea de llegada al horno tenemos medida de presión y caudal. Después viene una línea de gas a los pilotos con indicación de presión y válvula de corte manual situada a 15 metros del horno.

La línea de gas natural a los quemadores tiene doble válvula de corte para el apagado del horno.

b) **Procedimientos de operación:** ante la falta de combustible El horno se apaga produciendo una parada de emergencia.

ACCIDENTE 8. Formación de atmósfera explosiva en el horno DS-H- 01.

a) **Supervisión y control del proceso:** Conjunto de indicadores del horno DS-H1.

El horno DS-H-01 es de tiro forzado con 25 quemadores y que consta de zona de radiación y zona convectiva.

La *zona de radiación* tiene dos termopar y dos indicadores de presión que entran en lógica apagando el horno cuando detectan alta presión.

Cada paso de tubos tiene tres termopares de indicador de temperatura. La salida de cada paso tiene un transmisor de temperatura que actúa sobre las automáticas de caudal para hacer el balance de los pasos (igual caudal de gas y gasoil encada paso, en principio, pero si hay oscilaciones de temperatura el caudal se modifica para intentar igualarlas) y otro transmisor con indicación de temperatura y alarma de alta temperatura que entra en lógica apagando el horno.

En la línea combustible de llegada al horno tenemos medida de presión y caudal. Después viene una línea de gas a los pilotos con indicación de presión y la actuación de la válvula de corte manual situada a 15 metros del horno.

La línea de gas natural a los quemadores tiene doble válvula de corte para el apagado del horno.

b) **Procedimientos de operación:** Este tipo de accidente es más probable durante la puesta en marcha del horno, en la que se puede formar la atmósfera explosiva y encender los mecheros, por este motivo, la operación de encendido del horno siempre es manual y dispone de detectores de llama en los pilotos.

En este tipo de accidente es primordial que durante el procedimiento de encendido se realice el “barrido” del horno.

Si ocurriera el accidente, el operador debe cerrar la válvula de corte manual.

ACCIDENTE 9. Rotura de la línea 2" de alimentación a la unidad de purificación de hidrógeno.

a) **Supervisión y control del proceso:** se dispone de controlador de caudal conectada con una válvula automática e indicadores de presión y temperatura.

b) **Procedimientos de operación:** ante esta situación se cierra la válvula de la línea de salida del compresor por lo que el gas de reciclo comprimido vuelve al sistema, para compensar la pérdida se introduce mayor caudal de hidrógeno al proceso.

ACCIDENTE 10. Rotura de la línea 2" de entrada de dimetildisulfuro al depósito DS-V-01.

a) **Supervisión y control del proceso:** durante la activación del catalizador se introducirá el producto químico dimetildisulfuro, DMDS, en la corriente de carga con el fin de presulfurar el catalizador para convertir los óxidos metálicos en sulfuros metálicos más activos, la bomba de inyección de este producto es alternativa y está equipada con una válvula de pistón para variar el caudal. También dispone de un medidor de caudal en la impulsión.

Un dato relevante en la detección es el olor desagradable característico del DMDS lo que favorece una rápida detección de la fuga en el caso de que se produjera.

b) **Procedimientos de operación:** ante una fuga en la línea de inyección de DMDS se debe detener la puesta en marcha hasta detenerla.

ACCIDENTE 11. Rotura de la línea de nafta 3" procedente del botellón DS-V-06.

a) Supervisión y control del proceso: La corriente de esta línea, se trata de nafta sin estabilizar, se divide en dos partes, una parte es enviada fuera de la unidad para ser quemada, y la otra parte retorna como reflujo al stripper de gasóleo. Dicha línea posee un medidor de caudal y automática de control.

b) Procedimientos de operación: para detener la fuga se cierra la válvula de corte rápido del botellón DS-V-06 y se para la bomba DS-P-04.

ACCIDENTE 12. Rotura de la línea 3" de reposición de dietanolamina (DEA) fresca.

a) **Supervisión y control del proceso:** El DEA se emplea para eliminar el ácido sulfhídrico y otros contaminantes que la carga de la regeneración de aminas. La bomba de inyección de este producto es alternativa y está equipada con un stroke para variar el caudal. También dispone de un medidor de caudal en la impulsión.

b) **Procedimientos de operación:** Ante esta fuga se corta el suministro de DEA mediante la parada de la bomba de carga.

ACCIDENTE 13. Fuga de la línea de 3" de gas ácido de alimentación al regenerador DS-C-07.

a) **Supervisión y control del proceso:** Esta línea procede del fondo del botellón de carga DS-V-19 del que aspiran las bombas DS-P-06, en la aspiración se encuentra una válvula ON/ OFF para caso de fuego, esta línea tras pasar por los intercambiadores DS-E-16 y a través de una válvula de control entra en el regenerador. En la línea encontramos controladores de caudal y de temperatura conectadas a la válvula de control.

b) **Procedimientos de operación:** ante este tipo de accidente se podrían dar dos casos si la fuga se produce aguas debajo de la válvula de control se produce una parada de emergencia. Pero si la fuga es aguas arriba bastaría con cerrar la válvula y mantener el regenerador recirculando mientras se repara la fuga.

ACCIDENTE 14. Rotura de la línea 2" de aporte de gas natural al horno reboiler DS-H-02.

a) Supervisión y control del proceso: La *zona de radiación* tiene dos termopar y dos indicadores de presión que entran en lógica apagando el horno cuando detectan alta presión.

Cada paso de tubos tiene tres skines de indicador de temperatura.

La salida de cada paso tiene un transmisor de temperatura que actúa sobre las automáticas de caudal para hacer el balance de los pasos (igual caudal de gas y gasoil encada paso, en principio, pero si hay oscilaciones de temperatura el caudal se modifica para intentar igualarlas) y otro transmisor con indicación de temperatura y alarma de alta temperatura que entra en lógica apagando el horno.

En la línea de llegada al horno tenemos medida de presión y caudal. Después viene una línea de gas a los pilotos con indicación de presión y válvula de corte manual situada a 15 metros del horno.

La línea de gas natural a los quemadores tiene doble válvula de corte para el apagado del horno.

b) Procedimientos de operación: ante la falta de combustible en el horno se apaga produciendo una parada de emergencia.

ACCIDENTE 15. Formación de atmósfera explosiva en el horno DS-H- 02.

a) **Supervisión y control del proceso:** se trata de un horno de características similares al del accidente 7, aunque de menor tamaño. Cuento con los mismos indicadores que el DS-H-01, por lo que la detección se produciría del mismo modo.

b) **Procedimientos de operación:** Podríamos seguir el mismo procedimiento que en el accidente 7 si no fuera por la particularidad de que la zona de intervención de este horno sale fuera del perímetro de la factoría convirtiéndose en un accidente de Categoría 3, por lo que no sería suficiente con los medios de autoprotección de la Planta y con los procedimientos de actuación disponible, este es el motivo por el cual se propone una modificación de diseño de la Unidad de regeneración de Aminas.

c) **Sistemas de mitigación:** Se propone modificar el horno reboiler DS-H-02 de la unidad de Regeneración de aminas por un intercambiador de calor.

El horno DS-H-02 produce 400 MkJ/h por lo que se requiere un intercambiador que aporte al menos 310 MkJ/h, esta diferencia es debida a que el aporte de calor dado en el diseño del horno es el referido a tener todos los mecheros encendidos, sin embargo esta circunstancia ocurre en muy pocas ocasiones, ya que el diseño del horno cuenta con la posibilidad de que haya que cambiar mecheros o que éstos se ensucien, sin embargo, en el diseño del intercambiador el ensuciamiento que se produce debido a las corrientes es una especificación dada.

Los cálculos de diseño del intercambiador que se propone se han realizado con el Hysys 3.2 y la hoja de datos obtenida es la siguiente:

INTERCAMBIADOR PROPUESTO	
ITEM	DS-E-10
CARCASA	
Tipo	BKU
Producto	Amina reboiler
Caudal (Kg/s)	64
Temp. Ent. °C	121,9
Temp. Sal °C	128,3
P. Diseño (Kg/cm²)	4,7
ΔP (Kg/cm²)	0,13
Nº de Pasos	2
Material	A.C
φ Entrada	14" 150#
φ Salida	24"-14" 150#
TUBOS	
Producto	Vapor de 50#
Caudal (Kg/s)	6,9
Temp. Ent. °C	147
Temp. Sal °C	145,2
P. Diseño (Kg/cm²)	7
ΔP (Kg/cm²)	0,2
φ Entrada	12" 150#
φ Salida	6" 150#
Nº de Pasos	2
Nº de tubos	749
φ Exterior	¾"
Longitud (m)	8,5

PLIEGO DE CONDICIONES

1. NORMATIVA LEGAL APLICABLE.

La ejecución del presente Estudio de Seguridad está regulada por la Normativa de obligada aplicación que a continuación se cita, siendo de obligado cumplimiento por las partes implicadas.

- ✦ **Ley 2/1985 de 21 de enero** (BOE. de 25/1/85), sobre Protección Civil

- ✦ **Decreto 214/1987 de 2 de septiembre**, de la Junta de Andalucía, por el que se regulan las competencias de la Junta de Andalucía en materia de Protección Civil.

- ✦ **Resolución 30 enero 1991** (BOE 6/02/91) por la que se aprueba la Directriz Básica para la Elaboración y Homologación de los Planes Especiales del Sector Químico.

- ✦ **R.D. 407/1992, de 24 abril** (BOE 1/05/92), Norma Básica de Protección Civil.

- ✦ **R.D. 1254/1999 de 16 de julio**, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas. En el artículo 9, el Estudio de Seguridad deberá ser revisado, y en su caso, actualizado periódicamente, del siguiente modo:
 - Como mínimo cada cinco años.
 - En cualquier momento, a iniciativa del industrial o a petición de la autoridad competente, cuando esté justificado por nuevos datos o con el fin de tener en cuenta los nuevos conocimientos técnicos sobre seguridad”

- ✦ **Decreto 46/2000 de 7 de febrero**, por el que se determinan las competencias y funciones de los órganos de la Administración de la Junta de Andalucía en relación con las medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.

- ✦ **Orden del 18 de octubre de 2000**, de desarrollo y aplicación del artículo 2 del Decreto 46/2000, de 7 de febrero, de la Junta de Andalucía, sobre accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas, BOJA nº 131.

- ✦ **R.D. 171/2004 del 30 de enero**, desarrollo del Art. 24 de la Ley 31/1995, sobre la coordinación de actividades empresariales.

Para el desarrollo y elaboración del Proyecto de Seguridad de la Planta de Hidrodesulfuración de Gasoil, se tendrán en cuenta las guías y documentación técnica publicadas por la Dirección General XI de la unión Europea en las que se recoge la información y las recomendaciones a tener en cuenta en la aplicación de la Directiva Seveso II.

2. ALCANCE Y OBJETO DEL PROYECTO DE SEGURIDAD DE SULFOIL.

Atendiendo a la presencia de sustancias peligrosas en la factoría SULFOIL S.A., derivado del artículo 9 del R.D. 1254/1999, ésta tiene la obligación de presentar el Estudio de Seguridad de sus instalaciones, con tal fin el Proyecto de Seguridad de la Planta SULFOIL S.A. deberá:

- Demostrar que ha identificado los peligros de accidentes graves y que ha tomado las medidas necesarias para su prevención y, en caso de ocurrir, para la limitación de sus consecuencias.

- Demostrar que el diseño, la explotación y el mantenimiento de toda la instalación, zona de almacenamiento y equipos, relacionados con el riesgo de accidentes graves, presenta seguridad y fiabilidad suficiente.

- Demostrar que se dispone de un Plan de Emergencia Interior y que ha facilitado la información necesaria para el desarrollo del Plan de Emergencia Exterior.

- Proporcionar información a las autoridades para que puedan desarrollar e implantar políticas de ordenación y usos del suelo, teniendo en cuenta distancias de seguridad entre establecimientos afectados y elementos vulnerables.

- En caso de verse afectada por el efecto dominó, colaborar para su gestión adecuada.

Con el fin de desarrollar una adecuada herramienta de gestión del riesgo para las instalaciones de SULFOIL S.A. se elaborará este Proyecto

de Seguridad de la Planta de Hidrodesulfuración de gasoil, siguiendo los criterios y recomendaciones formuladas por la Dirección General XI de la Comisión Europea, encargada de desarrollar herramientas para la implantación de la Directiva Seveso II.

Por ello, en el desarrollo del Proyecto de Seguridad de la Hidrodesulfuradora de gasoil se ha de tener en cuenta:

- Los requisitos mínimos de datos e información recogidos en el Anexo II de la Directiva Seveso II.
- Guía para la preparación del informe de seguridad que cumpla los requisitos de la Directiva 96/82/CE, publicada por la Comisión Europea.

El Proyecto de Seguridad de la Planta Hidrodesulfuradora de gasoil debe incluir los siguientes aspectos para la elaboración de la Declaración Obligatoria de Accidentes Mayores:

- Identificación y análisis de elementos que puedan agravar el riesgo del establecimiento.
- Descripción de las principales instalaciones, equipos y actividades relevantes desde el punto de vista de seguridad de las fuentes de riesgo de accidentes graves, las condiciones en las que se pueden producir dichos accidentes, así como las medidas de preventivas y de mitigación previstas.
- Inventario pormenorizado de las sustancias peligrosas presentes en el establecimiento.
- Estudio de los procesos, operaciones básicas y reacciones que pueden, en una situación fuera de control, originar un accidente

grave, para lo cual, se tendrán en consideración la ingeniería de procesos y sistemas de seguridad.

- Procedimientos de operación en distintas fases de la actividad, operación normal, arranque/parada, operaciones excepcionales, emergencias, etc.
- Diseño e ingeniería de equipos y sistemas que procedan o almacenen sustancias peligrosas; materiales, cementaciones, estanqueidad, equipos a presión, temperatura, etc.

Además de la identificación y análisis de accidentes mayores en condiciones de operación normal, objeto fundamental de las Declaraciones Obligatorias presentada por los industriales afectados por los artículos 6º y 7º del R.D. 886/88 a Protección Civil, el Proyecto de Seguridad de las instalaciones de la empresa SULFOIL S.A. conforme a la Guía de la Dirección General XI ampliará su ámbito y alcance en los siguientes aspectos:

- Identificación de fuentes de riesgos de accidentes graves, en distintas fases de la actividad (diseño, ingeniería, montaje, explotación, cese de la actividad, abandono...)
- Fallos o desviaciones de las condiciones normales de proceso.
- Fuentes de riesgos externas, fenómenos naturales, transporte de mercancías peligrosas u otras actividades de riesgo.
- Seguridad de la Planta: actuaciones prohibidas, intrusismo, sabotaje...
- Efecto dominó.

Atendiendo a la identificación y el análisis de los riesgos, se deberá hacer inventario de las medidas y sistemas de seguridad adoptados, determinando su fiabilidad, redundancia, operatividad, etc., de forma que demuestre, a la autoridad competente, su idoneidad.

Con el fin de identificar y caracterizar los elementos sensibles que pudieran verse afectados por un accidente en la Hidrodesulfuradora SULFOIL, se llevará a cabo una descripción detallada del entorno donde se asienta el establecimiento, de forma que se demuestre, ante la autoridad competente, que se ha evaluado el riesgo derivado de las instalaciones.

Con el fin de determinar la relación de accidentes graves, representativos de aquellos que se puedan producir en la Hidrodesulfuradora, se realizarán las siguientes actuaciones:

- Análisis de las propiedades peligrosas de las sustancias involucradas, las condiciones de proceso, así como las características de los equipos.
-
- Recopilación y evaluación de la información sobre accidentes ocurridos en las instalaciones y en otras instalaciones similares, extraídos de la base de datos de accidentes FACTS.
- Aplicación de criterios internacionalmente reconocidos para la identificación de riesgos, apoyados en el juicio de técnicos expertos en Seguridad Industrial.
- Entrevistas técnicas con los responsables de operación y procesos de las unidades de la Hidrodesulfuradora de gasoil.

En la evaluación de consecuencias se llevará a cabo una unificación en cuanto a los criterios y condiciones de cálculo, tipos de roturas, tiempos de fuga, etc. En este sentido, del análisis de las líneas principales del proceso, así como las de conexión entre los diferentes equipos que transportan sustancias

peligrosas por sus características de inflamabilidad y toxicidad, se adoptaran los siguientes modos de fallos, en los casos donde se den:

- TUBERÍAS:
 - Rotura total, considerada para diámetros menores o iguales a 6”.
 - Fuga de gran magnitud, considerando un área de orificio del 10% de la sección transversal de la tubería.
 - Fuga de pequeña magnitud, considerando un área de orificio de un 1% de la sección transversal de la tubería.

- TANQUES O RECIPIENTES:
 - Rotura, caracterizada por la rotura de la conexión más grande, con las mismas consideraciones indicadas anteriormente para tuberías.

3. ANEXOS

El Proyecto de Seguridad de la Hidrodesulfuradora SULFOIL S.A. deberá contar al menos de los siguientes anexos:

- Glosario de términos: Contendrá un listado con los principales términos utilizados, incluyendo tanto conceptos en relación al riesgo, al marco de planificación, así como a términos técnicos.
- Fichas de sustancias peligrosas: Contendrá las Fichas de Seguridad de las sustancias peligrosas que se encuentran en las instalaciones conforme al R.D. 1254/1999
- Planos, incluirá la relación de planos que sirven como apoyo para el resto de la documentación incluida en el Informe de Seguridad.

4. CONDICIONES GENERALES

Cuando el precio de los servicios a prestar no haya sido establecido en el presupuesto del proyecto al tiempo de aceptarse la orden de intervención por la Compañía, o en el momento de negociarse los términos contractuales de la prestación, los precios aplicables a los servicios serán los establecidos en las tarifas de la Compañía (las cuales son susceptibles de modificación). Serán de cuenta y cargo exclusivo de SULFOIL S.A (en lo sucesivo el CLIENTE) cuantos impuestos, tasas o arbitrios pudieran derivarse de la prestación de servicios.

Salvo que un período de tiempo diferente haya sido establecido en la factura, el cliente se compromete a pagar puntualmente y no más tarde de 30 días a contar desde la fecha de emisión de la factura. De no efectuarse el pago en la fecha estipulada, el cliente se compromete expresamente a pagar intereses de demora a favor de la compañía al tipo de 1,5 % mensual.

El cliente no tiene derecho a retener o diferir el pago de ninguna cantidad adeudada a la compañía incluidas: reclamaciones, litigios, reconvencciones o compensaciones que se pudieran alegar contra la compañía.

PRESUPUESTO

1. INTRODUCCIÓN.

Teniendo en cuenta el alcance de este proyecto de Seguridad, se presenta un presupuesto detallado del Estudio de Seguridad. Sin embargo, para una correcta valoración de la propuesta de modificación realizada en el presente Proyecto de Seguridad, se adjunta una oferta de realización de trabajo aportada por una empresa real de Montaje Industrial. En esta oferta, se incluye el desguace del Horno DS-H-02 y el montaje del intercambiador propuesto, según las características definidas en la hoja de especificaciones:

Según estas condiciones el presupuesto se desglosa en los siguientes apartados:

- Presupuesto del Estudio de Seguridad.
- Presupuesto del Intercambiador de Calor propuesto
- Presupuesto de desguace del Horno (DS-H-02) y montaje del nuevo intercambiador.

2. PRESUPUESTO DEL ESTUDIO DE SEGURIDAD

Teniendo en cuenta el alcance de este Estudio de Seguridad, el presupuesto de los trabajos realizados es el siguiente (16 % de IVA incluido).

- 1) Diagnostico de la Documentación aportada por SULFOIL S.A...
.....Incluido en los servicios.
- 2) Estudio de Seguridad de SULFOIL S.A.....30.200 €.
- 3) Asistencia técnica ante la Administración Competente en relación a la
presentación del Proyecto de Seguridad de la Planta Hidrodesulfuradora
de Gasoil.....Incluido en los servicios.
- 4) Edición de Copias adicionales del Proyecto de Seguridad de la Planta
Hidrodesulfuradora de Gasoil.....270 €

TOTAL: 30.470 €

3. PRESUPUESTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR PROPUESTO.

Según las características obtenidas mediante el programa HYSYS v3.1 para determinar el precio del intercambiador, entre otras propiedades, se emplea el programa TASK, según el cual el intercambiador propuesto tendrá el siguiente coste:

- 1) Coste de Material..... 47.100 €
- 2) Mano de Obra..... 50.100 €

TOTAL: 97.200 €

4. PRESUPUESTO DE MONTAJE.

El coste de montaje se ha obtenido de una oferta ofrecida por una empresa real, dicha oferta costa de 4 apartados:

Ítem.1: Desguace de horno DS-H-02 y tubería de gas natural.....15.320,36€

▪ **DESMONTAJE**

Equipo: 8 operarios*8 horas*7 días = 448 horas

TOTAL: 448*23,44=10.501,12 €

▪ **CONSUMIBLES**

Electrodos.....260 ud.*0,18= 46,8 €

Discos.....118 ud. * 0,50= 59 €

Oxígeno.....10 ud. * 31,30= 313 €

Acetileno.....4 ud. * 55,12= 220,48€

TOTAL DE CONSUMIBLES = 636,28 €

▪ **MAQUINARIA**

Camión con grúa.....56 horas * 36,06= 2.019,36 €

Grúa de 70 toneladas.....24 horas * 90,15= 2.163,6 €

TOTAL DE MAQUINARIA = 4.182,96 €

Ítem.2: Obra civil de cimentación par el nuevo equipo.....2.452,07 €

Equipo.....10 m³ * 216,35 = 2.163,59 €

Camión con grúa.....8 horas * 36,06= 288,48 €

Ítem.3: Montaje del equipo nuevo DS- E-10.....
**2.134,8 €**

Equipo.....4 operarios * 8 horas* 1,5 días* 23,44
 =1.125,12 €
 Camión con grúa.....8 horas * 36,06= 288,48 €
 Grúa de 70 toneladas..... 8 horas * 90,15= 721,2 €

**Ítem.4: Suministro de fabricación, montaje de nuevas conexiones
 del equipo23.066,72 €**

Prueba hidráulica..... 30 horas * 23,44 = 703,2 €
 Soldaduras de 24" = 5*1,2*24=114 horas * 23,44 = 3.375,36 €
 Soldaduras de 14" =12*1,2*14=201 horas * 23,44 = 4.727,5 €
 Soldaduras de 12" = 7*1,2*12=100 horas * 23,44 = 2.362,75 €
 Soldaduras de 6" =7*1,2*6 = 50 horas * 23,44 = 1.172 €

TOTAL HORAS: 525*23,44 = 12.306 €

▪ **CONSUMIBLES**

Electrodos.....450 ud.*0,14= 84 €
 Discos.....45 ud. * 0,75= 33,75 €
 Varillas de Tig.....6 Kg. * 2,5= 15 €
 Argón.....3 ud. * 35,50= 106,5€
 Radiografías.....35 ud.* 22 = 990 €

TOTAL DE CONSUMIBLES = 1.229,25 €

▪ **MAQUINARIA**

Camión con grúa.....24 horas * 36,06= 865,44 €
 Grúa de 70 toneladas.....12 horas * 90,15= 1.081,8 €

TOTAL DE MAQUINARIA = 1.947,24 €

▪ **MATERIAL**

Brida 24" 150#.....	1 ud.*120=	120 €
Brida 14" 150#.....	2 ud. * 74,88=	149,76 €
Brida 12" 150#.....	1 ud. * 60,3=	60,3€
Brida 6" 300 A 105.....	1 ud. * 15,66=	15,66€
Tubería de 24" A 106.....	12 metros* 180,56=	2.166,72 €
Tubería de 14" A 106.....	24 metros* 83,13=	1.995,12 €
Tubería de 12" A 106.....	12 metros* 75,52=	906,24 €
Tubería de 6" A 106.....	12 metros* 34,94=	419,04 €
Codos de 24" 90° RL.....	2 ud.* 210=	420 €
Codos de 14" 90° RL.....	5 ud.* 129,74=	648,7 €
Codos de 12" 90° RL.....	3 ud.* 95,18=	285,54 €
Codos de 6" 90° RL.....	3 ud.* 12,44=	37,32 €
Junta de 24" 150#.....	1 ud. * 25 =	25 €
Junta de 14" 150#.....	2 ud. * 19,54 =	39,08€
Junta de 12" 150#.....	1 ud. * 14,67=	14,67 €
Junta de 6" 150#.....	1 ud. * 5,68 =	5,68€
Espárragos de 13/8*175.....	20 ud * 6,6=	132 €
Espárragos de 11/8*130.....	24 ud * 4,6=	110,4 €
Espárragos de 1*120.....	12ud * 1,75=	21 €
Espárragos de 3/4*100.....	8 ud * 1,5=	12 €

TOTAL DE MATERILES = 7.584,23

TOTAL PRESUPUESTO DE MONTAJE: 42.973,93 €

4. RESUMEN

1.	PRESUPUESTO DEL ESTUDIO DE SEGURIDAD.....	30.470 €/ copia
2.	PRESUPUESTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR PROPUESTO....	
	97.200 €.
3.	PRESUPUESTO DE MONTAJE.....	42.973,93 €

TOTAL: 173.643,93 €

En este punto se debe indicar que en atención comercial a la empresa SULFOIL S.A. contempla ya en el presupuesto ofertado un descuento del 10% atendiendo a:

- La oportunidad de obtener un mayor nivel de contratación de servicios en el ámbito de la prevención y el control de accidentes graves de las instalaciones.
- La consecución de una idónea posición técnica y comercial de nuestra empresa para la realización de Proyectos de Seguridad en otras industrias derivadas del petróleo a nivel nacional.

ANEXOS

ESCENARIO Nº. 1. FUGA EN LA LÍNEA DE 10" DE SUMINISTRO DE GASOIL AL BOTELLÓN DE CARGA DS-V-01.

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga y Pool-fire. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga y los radios de la zona de efecto dominó, zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1%.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 10" = 254 \text{ mm} \rightarrow S_i = \pi \cdot r^2 = 0,051 \text{ m}^2$$

$$Q = 219.117 \text{ Kg/s}$$

$$T = 152 \text{ °C}$$

$$P_1 = 3 \text{ Kg/cm}^2 = 294.199 \text{ Pa}$$

Estado: líquido

$$\rho = 936 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$Q_{\text{Bombeo}} = 4,3 \text{ Kg/s}$$

$$y = 4 \text{ mm/min} = 6,67 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}$$

$$-\Delta H_c = 41.800 \text{ KJ/Kg}$$

$$F_r = 0,25$$

$$\Delta H_v = 336,73 \text{ KJ/Kg}$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1,204 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_w = 266,65 \text{ Pa}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) Fuga líquida.

Se emplea el método descrito en la NTP 362. "Fugas en recipientes y conducciones. Emisión en fase líquida", según la cual:

Para el estudio del escape de un líquido por un orificio, se parte de la ecuación de Bernouilli:

$$\boxed{\frac{P_1}{\rho \times g} + h_1 + \frac{v_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\rho \times g} + h_2 + \frac{v_2^2}{2g} + h_f} \quad (1)$$

La pérdida de carga (h_f) debida a las contracciones bruscas de la conducción se expresa mediante la ecuación:

$$h_f = \frac{K \times v_2^2}{2 \times g}$$

Los valores del coeficiente K para el cálculo de la pérdida de carga:

Tabla 1

A_2/A_1	0	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0
K	0,5	0,45	0,36	0,2	0,07	0

Operando de la ecuación (1) se obtiene:

$$\frac{v_2^2}{2g} (1+K) = \frac{P_1 - P_a}{\rho \times g} + \frac{v_1^2}{2g} \rightarrow v_2 = \left(2 \times \frac{P_1 - P_a}{\rho(1+K)} + \frac{v_1^2}{(1+K)} \right)^{1/2}$$

Sabiendo que $v_1 = \frac{Q}{\rho \times S_1}$

El caudal másico de emisión (Q_m) se define como la masa de fluido que sale por el orificio por unidad de tiempo:

$$Q_m = S_f \times v_2 \times \rho$$

B) Pool- fire

La fuga, en este caso, se limita, al caudal de bombeo de la bomba P1 A/B:

$$M_f = Q_{\text{bombeo}} \times t$$

Conocida la masa fugada (M_f) se calcula, a través del valor de la densidad del fluido, el volumen que ocupa la masa fugada.

$$V_f = \frac{M_f}{\rho}$$

Procedemos al modelado del pool-fire según el método presente en [4] "Análisis del riesgo en instalaciones industriales". Según dicho modelo hay que tener en cuenta si existe o no muro de contención, en nuestro caso no existe dicho muro, por lo tanto debemos determinar si la fuga es instantánea o continua, para ello se calcula el tiempo crítico (ζ_{cr}):

$$\zeta_{cr} = \frac{t_f \times y}{V_f} > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{Instantánea}$$

En el caso de fuga instantánea se calcula el diámetro máximo del charco, mediante la expresión:

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8}$$

Sin embargo emplear el diámetro máximo en los cálculos de radiación sería sobreestimar demasiado los resultados ya que este diámetro se mantiene solamente un instante muy breve de tiempo, por lo que se emplea el valor:

$$D = 0,683 D_m$$

Conocida la geometría del charco, se emplea el método desarrollado en la guía técnica del R.D. 1254/1999 (Seveso II) para determinar la intensidad de radiación recibida por un cuerpo situado a una determinada distancia.

$$I_r = I \times \zeta \times F_{vg} \quad (2)$$

Siendo:

$$\zeta = 2,02 \times (P_w \times X)^{-0,09}$$

El caudal másico evaporado se calcula mediante la siguiente expresión empírica ofrecida por (TNO,1997):

$$M_b = \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3}$$

A continuación, se calcula la longitud del pool-fire:

$$L = D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61}$$

La intensidad radiada por el charco viene dada por:

$$I = \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L}$$

Para determinar la intensidad de radiación recibida por un cuerpo situado a una determinada distancia, necesitamos conocer la distancia a la que está situado el cuerpo para determinar el factor de visión geométrico, por lo tanto procedemos a resolver por tanteo, del siguiente modo:

1. Suponemos una distancia (X) y calculamos el valor de F_{vg} con las tablas adjuntas.
2. Sustituimos el valor obtenido del F_{vg} en (2) para los valores determinados por el R.D. 1254/1999 según el cual:

	DL ₀₁	ZI	ZA
I(KW/m ²)	20	5	3

3. Despejamos el valor de X que debe coincidir con el valor supuesto.

CASO 1.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 80 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,0051 \text{ m}^2$$

$$t_f = 300 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$v_1 = \frac{Q}{\rho \times S_l} \rightarrow v_1 = 1,276 \text{ m/s}$$

$$v_2 = \left(2 \times \frac{P_1 - P_a}{\rho(1+K)} + \frac{v_1^2}{(1+K)} \right)^{1/2} \rightarrow v_2 = 16,74 \text{ m/s}$$

Sustituyendo los datos que tenemos:

$$Q_m = S_f \times v_2 \times \rho \rightarrow Q_{mf} \cong 80 \text{ Kg/s}$$

POOL-FIRE

$$M_f = Q_{\text{bombeo}} \times t \rightarrow M_f = 1290 \text{ Kg}$$

$$V_f = \frac{M_f}{\rho} \rightarrow V_f = 1,38 \text{ m}^3$$

Determinamos si se trata de una fuga instantánea:

$$\zeta_{\text{cr}} = \frac{t_f \times y}{V_f} = 0,015 > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{emisión instantánea}$$

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8} \rightarrow D_m = 27,2 \text{ m}$$

$$D = 0,983 D_m = 18,57 \text{ m}$$

Conocido, por tanto, el radio del charco ($r = 9,3 \text{ m}$) se calcula la longitud del mismo:

$$L = D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61} \rightarrow L = 39,86 \text{ m}$$

$$M_b = \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3} \rightarrow M_b = 0,124$$

Determinamos, una vez calculado todos parámetros necesarios, la intensidad de radiación del charco:

$$I = \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L} \rightarrow I = 150,922 \text{ Kw/m}^2$$

Por tanto la expresión queda:

$$I_r = 150,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg}$$

ZONA DE LETALIDAD AL 1%: 20 Kw/m²

$$20 = 150,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (3)$$

✦ TANTEO 1 → x=20 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 2,15$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,2452$;
Sustituyendo en (3) se obtiene que $X = 8634,1 \gg 20m$

✦ TANTEO 2 → x= 40 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 3,2$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,1678$;
Sustituyendo en (3) se obtiene que $X = 0,84 \ll 40 m$

✦ TANTEO 3 → x= 34 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 3,66$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,149$;
Sustituyendo en (3) se obtiene que $X = 34,1 \sim 34 m$

El radio de la zona de letalidad del 1% es **34 metros**

ZONA DE EFECTO DOMINÓ: 8 Kw/m²

$$8 = 135,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (4)$$

✦ TANTEO 1 → x = 50 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 5,4$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,09$; Sustituyendo en (4) se obtiene que $X = 3321,6 \gg 50m$

✦ TANTEO 2 → x = 60 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 6,5$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,07$; Sustituyendo en (4) se obtiene que $X = 0,07 \ll 60 m$

✦ TANTEO 3 → x = 64 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 6,9$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,063$; Sustituyendo en (4) se obtiene que $X = 63,6 \sim 64 m$

El radio de la zona de efecto dominó es **64 metros**

ZONA DE INTERVENCIÓN : 5 Kw/m²

$$5 = 150,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (5)$$

✦ TANTEO 1 → x=74 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 7,97$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,053$;
Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 1714,6 \gg 74$ m

✦ TANTEO 2 → x= 83 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 8,94$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,039$;
Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 65 < 83$ m

✦ TANTEO 3 → x= 82 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 8,346$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,0403$;
Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 82 \sim 82$ m

El radio de la zona de intervención es **82 metros**.

ZONA DE ALERTA: 3 Kw/m²

$$3 = 150,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (6)$$

✦ TANTEO 1 → x = 80 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 8,616$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,044$;
Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 63458,34 \gg 80m$

✦ TANTEO 2 → x = 100 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 10,77$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,0236$;
Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 62,42 < 100 m$

✦ TANTEO 3 → x = 95 m

$$a/b = 4,3$$

$$c/b = 10,23$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,0245$;
Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 95 \sim 95 m$

El radio de la zona de alerta es **95 metros**

CASO 1.c. FUGA DEL 1%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 25 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00051 \text{ m}^2$$

$$t_f = 600 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$v_1 = \frac{Q}{\rho \times S_l} \rightarrow v_1 = 1,276 \text{ m/s}$$

$$v_2 = \left(2 \times \frac{P_1 - P_a}{\rho(1+K)} + \frac{v_1^2}{(1+K)} \right)^{1/2} \rightarrow v_2 = 16,6 \text{ m/s}$$

Sustituyendo los datos que tenemos:

$$Q_m = S_f \times v_2 \times \rho \rightarrow Q_{mf} \cong 7,9 \text{ Kg/s}$$

POOL-FIRE

$$M_f = Q_{\text{bombeo}} \times t \rightarrow M_f = 2580 \text{ Kg}$$

$$V_f = \frac{M_f}{\rho} \rightarrow V_f = 2,76 \text{ m}^3$$

Determinamos si se trata de una fuga instantánea:

$$\zeta_{cr} = \frac{t_f \times y}{V_f} = 0,014 > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{emisión instantánea}$$

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8} \rightarrow D_m = 18,97 \text{ m}$$

$$D = 0,983 D_m = 12,96 \text{ m}$$

Conocido, por tanto, el radio del charco ($r= 6,48$ m) se calcula la longitud del mismo:

$$L = D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61} \rightarrow L = 31,05 \text{ m}$$

$$M_b = \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3} \rightarrow M_b = 0,124$$

Determinamos, una vez calculado todos parámetros necesarios, la intensidad de radiación del charco:

$$I = \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L} \rightarrow I = 135,22 \text{ Kw/m}^2$$

Por tanto la expresión queda:

$$I_r = 135,22 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg}$$

ZONA DE LETALIDAD AL 1%: 20 Kw/m²

$$20 = 135,22 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (7)$$

✦ TANTEO 1 → $x=20$ m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 2,15$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,2452$;
Sustituyendo en (7) se obtiene que $X = 2547,35 \gg 20$ m

✦ TANTEO 2 → $x=30$ m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 3,23$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,16$; Sustituyendo en (7) se obtiene que $X = 22,26 \ll 30$ m

✦ TANTEO 3 → $x = 29,5$ m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 3,175$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,164$;

Sustituyendo en (7) se obtiene que $X = 29,3 \sim 29,5$ m

El radio de la zona de letalidad del 1% es **29,5 metros**

ZONA DE EFECTO DOMINÓ: 8 Kw/m²

$$8 = 135,22 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (8)$$

✦ TANTEO 1 → x = 50 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 7,7$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,056$;
Sustituyendo en (8) se obtiene que $X = 5 \ll 50$ m

✦ TANTEO 2 → x = 40 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 6,1$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,08$; Sustituyendo
en (8) se obtiene que $X = 264 \gg 40$ m

✦ TANTEO 3 → x = 44 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 6,7$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,08$; Sustituyendo
en (8) se obtiene que $X = 43,6 \sim 44$ m

El radio de la zona de efecto dominó es **43,6 metros**

ZONA DE INTERVENCIÓN: 5 Kw/m²

$$5 = 150,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (9)$$

✦ TANTEO 1 → x = 60 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 6,462$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,0734$;
Sustituyendo en (9) se obtiene que $X = 18795,7 >> 60$ m

✦ TANTEO 2 → x = 80 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 8,616$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,044$;
Sustituyendo en (9) se obtiene que $X = 63,98 < 80$ m

✦ TANTEO 3 → x = 79,3 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 8,54$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,0449$;
Sustituyendo en (9) se obtiene que $X = 80 \sim 79,3$ m

El radio de la zona de intervención es **80 metros**.

ZONA DE ALERTA: 3 Kw/m²

$$3 = 135,22 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (10)$$

✦ TANTEO 1 → x = 80 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 8,62$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,044$;
Sustituyendo en (10) se obtiene que $X = 18349 \gg 80$ m.

✦ TANTEO 2 → x = 95 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 10,23$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,0245$;
Sustituyendo en (10) se obtiene que $X = 27,43 < 95$ m

✦ TANTEO 3 → x = 91 m

$$a/b = 4,7$$

$$c/b = 9,8$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,0273$;
Sustituyendo en (10) se obtiene que $X = 91,2 \sim 91$ m

El radio de la zona de alerta es **91 metros**

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 1.

a,b,c → parámetros geométricos de un incendio (adimensional) (figura 1)

D → diámetro del pool-fire (m)

D_m → diámetro puntual máximo del pool-fire (m)

F_{vg} → factor de visión geométrico (adimensional)

F_r → factor de radiación (adimensional)

I → Intensidad de radiación emitida por el pool- fire ($Kw*m^{-2}$)

I_r → Intensidad recibida por un cuerpo enfrentado a un incendio ($Kw*m^{-2}$)

K → Coeficiente de fricción (adimensional) (figura 2)

L → Altura del pool- fire (m)

M_b → Caudal másico evaporado desde un charco ($Kw*m^{-2}*s$)

M_f → Masa de combustible escapado (Kg)

P_1 → Presión en el interior de la línea (Pa)

P_a → Presión atmosférica (Pa)

Q → Caudal volumétrico (m^3*s^{-1})

Q_{bombeo} → Caudal de bombeo de la bomba P1 A/B ($Kg*s^{-1}$)

Q_{mf} → Caudal másico de la fuga ($kg*s^{-1}$)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m^2)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m^2)

t_f → tiempo de la fuga (s)

v_1 → velocidad del fluido en el interior de la línea ($m*s^{-1}$)

v_2 → velocidad del fluido en el orificio de la fuga ($m*s^{-1}$)

V_f → volumen de combustible escapado

X → distancia al centro del incendio en charco

y → velocidad de combustión ($m*s$)

ΔH_c → calor de combustión ($KJ*Kg^{-1}$)

ΔH_v → calor de vaporización ($KJ*Kg^{-1}$)

$\varnothing_{orificio}$ → diámetro de orificio (m)

$\varnothing_{tubería}$ → diámetro de la tubería (m)

ρ → densidad del combustible ($Kg*m^{-3}$)

ρ_a → densidad del aire ($Kg*m^{-3}$)

ζ_{cr} → tiempo crítico

ESCENARIO N.º. 2. FUGA EN LA LÍNEA DE 16" DE SALIDA DEL REACTOR DS-R-01.

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga, evaporación, dispersión de la nube inflamable, sobrepresión y jet fire. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga, evaporado y el caudal de formación de aerosol, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior y los radios de la zona de efecto dominó, zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% tanto de las sobrepresiones como del jet- fire.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 16'' = 406,4 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,13 \text{ m}^2$$

$$Q = 72,32 \text{ Kg/s}$$

$$T = 398 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 53,4 \text{ Kg/cm}^2 = 5,13 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: líquido + gas

$$\rho = 936 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$-\Delta H_c = 41.800 \text{ KJ/Kg}$$

$$E_{c \text{ TNT}} = 4680 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,274$$

$$C_p = 1,5 \text{ KJ/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_t = 0,74$$

$$M_a = 28,66$$

$$P_M = 16,05$$

$$T_{\text{eb}} = 218 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_v = 336,73 \text{ KJ/Kg}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

En este caso, se trata de una mezcla en estado líquido + gas, para el cálculo del caudal másico fugado se emplea el modelo desarrollado en la NTP 385: “ Fugas con fases gaseosas”, según la cual, el caudal másico viene dado por la siguiente expresión:

$$Q_m = C_d \times S_f \times \left[\gamma \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}} \right]^{1/2} \times (P_1 \times \rho)^{1/2} \left[1 + \frac{1}{2}(\gamma-1)t_f \right]^{\frac{-(\gamma-1)}{\gamma}}$$

Siendo C_d el coeficiente de descarga, es un valor empírico para tener en cuenta las pérdidas de viscosidad y la turbulencia. Una buena aproximación para este tipo de fugas es 0,61.

B) EVAPORACIÓN

A la temperatura de operación (398 °C) mayor que la temperatura de ebullición de la mezcla implicada (218 °C), los efectos de la descarga son una evaporación flash y el arrastre como aerosol. La masa inicial evaporada se puede calcular del balance de energía:

$$m_v = m_f \times \left[1 - \exp \left(\frac{C_p \times (T_0 - T_{eb})}{h_v} \right) \right]$$

siendo $m_f = Q_{mf} \times t_f$

El caudal de combustible evaporado es: $Q_{ev} = m_v / t_f$

Para estimar la fracción procedente del aerosol se emplea la simplificación de Klett, según el cual si $f_v = m_v / m_{of}$, la cantidad destinada a aerosol viene dada por $f_v/2$, luego la masa de aerosol sería:

$$m_{aer} = m_{of} \times f_v/2$$

$$Q_{aer} = m_{aer} / t_f$$

C) DISPERSIÓN DE LA NUBE INFLAMABLE

Se consideran las estabildades D y F para los cuales se tienen los siguientes valores de los coeficientes según la Tabla 2.

Estabilidad/ coeficientes	a	b	c	d
D	0,128	0,905	0,2	0,76
F	0,065	0,902	0,12	0,67

Podemos determinar la distancia a la cual se alcanzar una determinada concentración de la sustancia inflamable según la expresión:

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Obtenida de la NTP 475: "Modelos de dispersión" que nos indica la concentración a una determinada distancia por la fuga en la dirección del viento y a nivel del suelo por ser los datos más conservadores.

D) SOBREPRESIÓN.

Se determina mediante el método equivalente de TNT, la relación entre la masa de hidrocarburo y el equivalente en TNT viene dada por la expresión:

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}}$$

El principal problema es determinar α que representa el rendimiento de la explosión. El valor de 0,1 es muy conservador, los valores más recomendados son del 3 ó 4 %. Tomaremos $\alpha = 3\%$.

Conocido el valor de la masa de TNT equivalente y conocida la sobrepresión a considerar, mediante la figura 3 se determina el radio en el cual se alcanza la sobrepresión considerada.

E) JET FIRE

Se emplea el método descrito en la guía técnica del R.D. 1254/1999 (Seveso II) según el cual, en primer lugar hay que determinar la longitud del jet fire para determinar la distancia a la que se tiene las intensidades marcadas por la ley mediante la expresión.

$$l = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

En “Análisis y reducción de riesgos en la industria química” se determina ζ experimentalmente y se concluye que el valor óptimo es 0,201.

$$\eta = 0,21 \times \exp(-0,00323 \times u_d) + 0,11$$

$$\text{Siendo: } u_d = N_d \times \sqrt{\frac{\gamma \times R \times T_d}{P_M}} \quad T_d = T \times \left(\frac{P}{P_a}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

CASO 2.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 129 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,013 \text{ m}^2$$

$$t_f = 50 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$Q_m = C_d \times S_f \times \left[\gamma \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}} \right]^{1/2} \times (P_1 \times \rho)^{1/2} \left[1 + \frac{1}{2}(\gamma-1)t_f \right]^{-\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} \rightarrow Q_m = 233,43 \text{ Kg/s}$$

EVAPORACIÓN

$$m_f = Q_{mf} \times t_f \rightarrow m_f = 11.671,5 \text{ Kg.}$$

$$m_v = m_f \times \left[1 - \exp\left(\frac{C_p \times (T_0 - T_{eb})}{h_v}\right) \right] \rightarrow m_v = 6436,7 \text{ Kg.}$$

$$Q_{ev} = m_v / t_f \rightarrow Q_{ev} = 128,7 \text{ Kg/s}$$

Para determinar la fracción de aerosol se emplea la simplificación de Klett:

$$f_v = \frac{m_v}{m_f} \rightarrow f_v = 0,55 \rightarrow f_v' = f_v/2 = 0,2757$$

$$m_{aer} = m_{of} \times f_v/2 \rightarrow m_{aer} = 3218,35 \text{ Kg.}$$

$$Q_{aer} = m_{aer} / t_f \rightarrow Q_{aer} = 64,4 \text{ Kg/s}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 11.671,5 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 1\% \text{ (volumen)} = 6,6 \times 10^{-3} \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 5\% \text{ (volumen)} = 0,033 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$LII = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 867 \text{ m}$$

$$LSI = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 473,7 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$LII = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 1757,62 \text{ m}$$

$$LSI = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 939,53 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 3128 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 143,3 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 139 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 366 \text{ m}$$

$$\text{Efecto Dominó: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 133 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 3,5 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego s = 1,26 m y por tanto L = 36,6 m

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,31$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 11 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 22 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 29 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 17,5 \text{ m}$$

CASO 2.c. FUGA DEL 1%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 40 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,0013 \text{ m}^2$$

$$t_f = 1.800 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$Q_m = C_d \times S_f \times \left[\gamma \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}} \right]^{1/2} \times (P_1 \times \rho)^{1/2} \left[1 + \frac{1}{2} (\gamma - 1) t_f \right]^{\frac{-(\gamma - 1)}{\gamma}} \rightarrow Q_m = 11 \text{ Kg/s}$$

EVAPORACIÓN

$$m_f = Q_{mf} \times t_f \rightarrow m_f = 19.800 \text{ Kg.}$$

$$m_v = m_f \times \left[1 - \exp \left(\frac{C_p \times (T_0 - T_{eb})}{h_v} \right) \right] \rightarrow m_v = 13.860 \text{ Kg.}$$

$$Q_{ev} = m_v / t_f \rightarrow Q_{ev} = 7,7 \text{ Kg/s}$$

Para determinar la fracción de aerosol se emplea la simplificación de Klett:

$$f_v = \frac{m_v}{m_f} \rightarrow f_v = 0,7 \rightarrow f_v' = f_v / 2 = 0,35$$

$$m_{aer} = m_{of} \times f_v / 2 \rightarrow m_{aer} = 6.930 \text{ Kg.}$$

$$Q_{aer} = m_{aer} / t_f \rightarrow Q_{aer} = 3,85 \text{ Kg/s}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 19.800 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$LII = 1\% \text{ (volumen)} = 6,6 \times 10^{-3} \text{ Kg/m}^3$$

$$LSI = 5\% \text{ (volumen)} = 0,033 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$LII = \frac{m_f}{[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}]} \rightarrow X = 1057 \text{ m}$$

$$LSI = \frac{m_f}{[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}]} \rightarrow X = 578 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$LII = \frac{m_f}{[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}]} \rightarrow X = 2159 \text{ m}$$

$$LSI = \frac{m_f}{[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}]} \rightarrow X = 1154 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 5305,4 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 171 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 166 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 436 \text{ m}$$

$$\text{Efecto Dominó: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 159 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 11 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 0,5 \text{ m}$ y por tanto $L = 11,5 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,31$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 15 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 29 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 37 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow x = 23$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 2.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

d_n → distancia normalizada en el método TNT equivalente (m/kg³)

f_v → fracción vaporizada

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_{aer} → masa de aerosol formado (Kg)

m_{ev} → masa evaporada (Kg)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

N_d → Número de Mach de un fluido en el orificio de salida (adim)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{aer} → Caudal másico de aerosol formado (Kg/s)

Q_{ev} → Caudal másico evaporado (Kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)

s → En un dardo, distancia entre el orificio de salida del gas y la llama (m)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

u_a → velocidad del viento (m/s)

u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)

W_{TNT} → Masa de TNT (Kg)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m³)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ΔH_{TNT} → Calor de combustión del TNT (KJ/Kg)

ΔH_v → Calor de vaporización del combustible (KJ/Kg)

ESCENARIO N°. 3. FUGA EN LA LÍNEA DE 10" DE RECIRCULACIÓN DE HIDRÓGENO A LA ENTRADA DEL HORNO DS-H-01

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga, dispersión de la nube inflamable, sobrepresión y jet fire. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de la nube inflamable y los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% tanto de las sobrepresiones como del jet- fire.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 10'' = 254 \text{ mm} \rightarrow S_i = \pi \cdot r^2 = 0,0507 \text{ m}^2$$

$$Q = 8,14 \text{ Kg/s}$$

$$T = 391 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 6,43 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: gas

$$\rho = 1.500 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$-\Delta H_c = 46.012,9 \text{ KJ/Kg}$$

$$E_{c \text{ TNT}} = 4680 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,12$$

$$C_p = 0,39 \text{ KJ/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_t = 0,03$$

$$M_a = 51$$

$$P_M = 16,05$$

$$T_{eb} = -45 \text{ }^\circ\text{C}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se trata de un combustible gaseoso por lo que se empleará la ecuación de Bernoulli para fluidos compresibles para calcular el gasto másico (G) mediante la expresión:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

Conocido el gasto másico se determina el caudal másico de la fuga y la masa fugada

B) JET-FIRE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

C) NUBE INFLAMABLE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

D) SOBREPRESIÓN

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

CASO 3.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 80 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00503 \text{ m}^2$$

$$t_f = 120 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 1137,6 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{\text{mf}} = G \times S_f \rightarrow Q_{\text{mf}} = 5,7 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 684 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 684 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 2\% \text{ (volumen)} = 0,042 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 8,7\% \text{ (volumen)} = 0,182 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 149,3 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 86,1 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 284 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 160,5 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{\text{TNT}} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{\text{TNT}}} \rightarrow W_{\text{TNT}} = 202 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$\text{DL}_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{\text{TNT}}}} \rightarrow d = 57,5 \text{ m}$$

$$\text{Z.I: } 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 55,7 \text{ m}$$

$$\text{Z.A: } 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 146,6 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 53,4 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 30 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 1 \text{ m}$ y por tanto $L = 31 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,317$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 3 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 5,7 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 7,3 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 4,5 \text{ m}$$

CASO 3.c. FUGA DEL 1%.

$$\phi_{ORIFICIO} = 25 \text{ mm} \rightarrow S_{orif} = 0,0005 \text{ m}^2$$

$$t_f = 300 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, $K = 0,475$.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 1134,3 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,57 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 171 \text{ Kg}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 171 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 2\% \text{ (volumen)} = 0,042 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 8,7\% \text{ (volumen)} = 0,182 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 88,7 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 51,2 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 165,6 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 93,7 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{\text{TNT}} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{\text{TNT}}} \rightarrow W_{\text{TNT}} = 50,5 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$\text{DL}_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{\text{TNT}}}} \rightarrow d = 36,3 \text{ m}$$

$$\text{Z.I: } 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 35,2 \text{ m}$$

$$\text{Z.A: } 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 92,5 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 33,6 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 30 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 0,5 \text{ m}$ y por tanto $L = 31 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,317$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 3 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 5,7 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 7,3 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 2,2 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 3.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

d_n → distancia normalizada en el método TNT equivalente (m/kg³)

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

K → Coeficiente de fricción (adim)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

N_d → Número de Mach de un fluido en el orificio de salida (adim)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)

s → En un dardo, distancia entre el orificio de salida del gas y la llama (m)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

u_a → velocidad del viento (m/s)

u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)

W_{TNT} → Masa de TNT (Kg)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m^3)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ΔH_{TNT} → Calor de combustión del TNT (KJ/Kg)

ΔH_v → Calor de vaporización del combustible (KJ/Kg)

ESCENARIO N°. 4. FUGA EN LA LÍNEA DE 8" DE SALIDA DEL SEPARADOR DE ALTA PRESIÓN (DS-V-03) AL ABSORBEDOR DE AMINA (DS-C-01)

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga, dispersión de la nube inflamable, sobrepresión y jet fire. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de la nube inflamable y los radios de las zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% tanto de las sobrepresiones como del jet- fire.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 8'' = 203,2 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,032 \text{ m}^2$$

$$Q = 9,87 \text{ Kg/s}$$

$$T = 54 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 4,65 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: gas

$$\rho = 1.500 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$-\Delta H_c = 46.012,9 \text{ KJ/Kg}$$

$$E_{c \text{ TNT}} = 4680 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,12$$

$$C_p = 0,39 \text{ KJ/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_t = 0,03$$

$$M_a = 51$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 3.

B) JET-FIRE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 2.

C) NUBE INFLAMABLE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 2.

D) SOBREPRESIÓN

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

CASO 4.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 64 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,0322 \text{ m}^2$$

$$t_f = 120 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 1001,67 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 3,22 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 386,4 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 684 \text{ Kg}$$

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 2\% \text{ (volumen)} = 0,042 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 8,7\% \text{ (volumen)} = 0,182 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 120,5 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 69,5 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 227,4 \text{ m}$$

$$LSI = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 128,6 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 114 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 47,53 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 46,1 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 121,25 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 44,12 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 24 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 0,8 \text{ m}$ y por tanto $L = 24,8 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,318$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 2,13 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 4,25 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 5,5 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 3,36$$

CASO 4.c. FUGA DEL 1%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 20 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00322 \text{ m}^2$$

$$t_f = 300 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 1001,67 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,322 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 96,6 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 96,6 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$LII = 2\% \text{ (volumen)} = 0,042 \text{ Kg/m}^3$$

$$LSI = 8,7\% \text{ (volumen)} = 0,182 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$LII = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 71,6 \text{ m}$$

$$LSI = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 41,3 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$LII = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 132,6 \text{ m}$$

$$LSI = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 75 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 28,5 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 29,4 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 28,4 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 75 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 27,8 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 7,5 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 0,25 \text{ m}$ y por tanto $L = 7,75 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,318$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,06 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 2,1 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 2,8 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,7 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 4.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

d_n → distancia normalizada en el método TNT equivalente (m/kg³)

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

K → Coeficiente de fricción (adim)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

N_d → Número de Mach de un fluido en el orificio de salida (adim)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)

s → En un dardo, distancia entre el orificio de salida del gas y la llama (m)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

u_a → velocidad del viento (m/s)

u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)

W_{TNT} → Masa de TNT (Kg)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m^3)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ΔH_{TNT} → Calor de combustión del TNT (KJ/Kg)

ΔH_v → Calor de vaporización del combustible (KJ/Kg)

ESCENARIO N°. 5. FUGA EN LA LÍNEA DE 8" DE SALIDA DEL BOTELLÓN DS-V-06 DE CABEZA DEL STRIPPER

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga, sobrepresión, dispersión de la nube inflamable y nube tóxica. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de las nubes y los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% de las sobrepresiones.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 8'' = 204 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,032 \text{ m}^2$$

$$Q = 2,05 \text{ Kg/s}$$

$$T = 49 \text{ °C}$$

$$P_1 = 921825 \text{ Pa}$$

Estado: gas

$$\rho = 1.500 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$-\Delta H_c = 46.012,9 \text{ KJ/Kg}$$

$$E_{c \text{ TNT}} = 4680 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,12$$

$$C_p = 0,39 \text{ KJ/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_t = 0,03$$

$$M_a = 51$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 3.

B) NUBE INFLAMABLE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 2.

C) SOBREPRESIÓN

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 2.

D) NUBE TÓXICA

Se calcula con la misma que la dispersión de la nube inflamable

CASO 5.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 64 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,0322 \text{ m}^2$$

$$t_f = 300 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 569,3 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 1,84 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 966 \text{ Kg.}$$

$$Q_{f(\text{isotermica})} = \frac{M_f}{t} = 3,22 \text{ Kg/s}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 966 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 2\% \text{ (volumen)} = 0,042 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 8,7\% \text{ (volumen)} = 0,182 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 170 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 98 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 325 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 184 \text{ m}$$

DISPERSIÓN NUBE TÓXICA

$$m_f = 966 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$Z.I = 0,04 \text{ Kg/m}^3 \quad Z.A = 0,01 \text{ Kg/m}^3 \quad CL_{01} = 0,027 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$Z.I = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 173 \text{ m}$$

$$Z.A = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 291 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 200,5 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$Z.I = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 331 \text{ m}$$

$$Z.A = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 567,2 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 385,5 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 285 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 64,7 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 62,7 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 165 \text{ m}$$

$$\text{Efecto Dominó} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 59,8 \text{ m}$$

CASO 5.c. FUGA DEL 1%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 20 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00322 \text{ m}^2$$

$$t_f = 600 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 1001,67 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,56 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 331,2 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 331,2 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 2\% \text{ (volumen)} = 0,042 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 8,7\% \text{ (volumen)} = 0,182 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 111 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 65,6 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 214,1 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 121,1 \text{ m}$$

DISPERSIÓN NUBE TÓXICA

$$m_f = 331,2 \text{ Kg}$$

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$Z.I = 0,04 \text{ Kg/m}^3 \quad Z.A = 0,01 \text{ Kg/m}^3 \quad CL_{01} = 0,027 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 274,7 \text{ m}$$

$$Z.A = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 462,2 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 318,4 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 534,3 \text{ m}$$

$$Z.A = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 915,9 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 622,5 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 91,8 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 44,2 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 42,8 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 122,8 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 5.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

d_n → distancia normalizada en el método TNT equivalente (m/kg³)

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

K → Coeficiente de fricción (adim)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

N_d → Número de Mach de un fluido en el orificio de salida (adim)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)

s → En un dardo, distancia entre el orificio de salida del gas y la llama (m)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

u_a → velocidad del viento (m/s)

u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)

W_{TNT} → Masa de TNT (Kg)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m^3)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ΔH_{TNT} → Calor de combustión del TNT (KJ/Kg)

ΔH_v → Calor de vaporización del combustible (KJ/Kg)

ESCENARIO N°. 6. FUGA EN LA LÍNEA DE 12" DE SALIDA DE CABEZA DEL STRIPPER DE GASOIL DS-C-002

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga, sobrepresión, dispersión de la nube inflamable y nube tóxica. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de las nubes y los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% de las sobrepresiones.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 12'' = 304,8 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,073 \text{ m}^2$$

$$Q = 9,67 \text{ Kg/s}$$

$$T = 175 \text{ °C}$$

$$P_1 = 951.245 \text{ Pa}$$

Estado: gas

$$\rho = 2.980 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$-\Delta H_c = 44555,9 \text{ KJ/Kg}$$

$$E_{c \text{ TNT}} = 4680 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,08$$

$$C_p = 0,53 \text{ KJ/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_t = 0,015$$

$$M_a = 86,18 \text{ g/mol}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 3.

B) NUBE INFLAMABLE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 2.

C) SOBREPRESIÓN

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 2.

D) NUBE TÓXICA

Se calcula con la misma que la dispersión de la nube inflamable

CASO 6.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 96 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00724 \text{ m}^2$$

$$t_f = 120 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 569,3 \text{ Kg/s}$$

$$t_T = 120 + 140 = 260 \text{ s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 5,73 \text{ Kg/s}$$

$$M_{fT} = Q_{mf} \times t_T = 1489,4 \text{ Kg.}$$

$$Q_{f(\text{isotermica})} = \frac{M_{fT}}{t} = 12,4 \text{ Kg/s}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 1489,4 \text{ Kg}$$

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 2\% \text{ (volumen)} = 0,039 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 8,7\% \text{ (volumen)} = 0,265 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 205,5 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 100,1 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 395,5 \text{ m}$$

$$LSI = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 187,7 \text{ m}$$

DISPERSIÓN NUBE TÓXICA

$$m_f = 966 \text{ Kg}$$

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$Z.I = 0,018 \text{ Kg/m}^3 \quad Z.A = 0,0045 \text{ Kg/m}^3 \quad CL_{01} = 0,012 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 274,7 \text{ m}$$

$$Z.A = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 462,1 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 319,8 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 534,1 \text{ m}$$

$$Z.A = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 915,6 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 625,3 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 50,8 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 36,3 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 35,2 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 35,2 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 33,7 \text{ m}$$

CASO 6.c. FUGA DEL 1%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 30 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00072 \text{ m}^2$$

$$t_f = 600 \text{ segundos} \quad t_{f \text{ T}} = 600 + 1200 = 1800 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 1001,67 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,57 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 1025,4 \text{ Kg.}$$

$$Q_{f \text{ Isotermica}} = M_f / t_f = 1,71 \text{ kg/s}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 1.025,4 \text{ Kg}$$

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 2\% \text{ (volumen)} = 0,039 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 8,7\% \text{ (volumen)} = 0,265 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 178,6 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 87 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 342 \text{ m}$$

$$LSI = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 162,4 \text{ m}$$

DISPERSIÓN NUBE TÓXICA

$$m_f = 1025,4 \text{ Kg}$$

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$Z.I = 0,018 \text{ Kg/m}^3 \quad Z.A = 0,0045 \text{ Kg/m}^3 \quad CL_{01} = 0,012 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 110,1 \text{ m}$$

$$Z.A = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 78 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 128,2 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 462 \text{ m}$$

$$Z.A = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 792 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 541 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 35 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 32,34 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 31,35 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 82,5 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 29,8 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 6.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

d_n → distancia normalizada en el método TNT equivalente (m/kg³)

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

K → Coeficiente de fricción (adim)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

N_d → Número de Mach de un fluido en el orificio de salida (adim)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)

s → En un dardo, distancia entre el orificio de salida del gas y la llama (m)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

u_a → velocidad del viento (m/s)

u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)

W_{TNT} → Masa de TNT (Kg)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m^3)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ΔH_{TNT} → Calor de combustión del TNT (KJ/Kg)

ΔH_v → Calor de vaporización del combustible (KJ/Kg)

ESCENARIO Nº. 7. ROTURA DE LA LÍNEA 2" DE APOORTE DE GAS NATURAL AL HORNO DS-H-01

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: rotura total del tubo al tener un diámetro inferior a 6" y en el caso b la fuga del 10% del mismo, dispersión de la nube inflamable, sobrepresión y jet fire. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de la nube inflamable y los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% tanto de las sobrepresiones como del jet- fire.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 2'' = 50,8 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,002 \text{ m}^2$$

$$Q = 0,06 \text{ Kg/s}$$

$$T = 35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 0,42 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: gas

$$\rho = 753 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$-\Delta H_c = 55.211,3 \text{ KJ/Kg}$$

$$E_{c \text{ TNT}} = 4680 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,3$$

$$C_p = 8,57 \text{ cal/mol} \times ^\circ\text{C}$$

$$C_t = 0,086$$

$$M_a = 16,04 \text{ g/mol}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 3.

B) JET-FIRE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

C) NUBE INFLAMABLE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

D) SOBREPRESIÓN

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

CASO 7.a. ROTURA TOTAL

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 50 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00196 \text{ m}^2$$

$$t_f = 120 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 348,74 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,68 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 81,6 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 81,6 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 5\% \text{ (volumen)} = 0,033 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 15,4\% \text{ (volumen)} = 0,105 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 73,6 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 47,6 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 136,4 \text{ m}$$

$$LSI = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 87 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 82,8 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 42,7 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 41,4 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 109 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 39,7 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 11,66 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 0,63 \text{ m}$ y por tanto $L = 12,3 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,318$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,1 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 2,1 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 2,8 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,7 \text{ m}$$

CASO 7.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 16 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,000196 \text{ m}^2$$

$$t_f = 300 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 348,74 \text{ Kg/m}^2 \times s$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,07 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 20,5 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 20,5 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 5\% \text{ (volumen)} = 0,033 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 15,4\% \text{ (volumen)} = 0,105 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 43,8 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 28,4 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 79,7 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 50,8 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 20,8 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 26,95 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 26,13 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 68,75 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 25 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 3,73 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 0,2 \text{ m}$ y por tanto $L = 3,93 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,318$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 0,54 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,07 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,4 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 0,85 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 7.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

d_n → distancia normalizada en el método TNT equivalente (m/kg³)

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

K → Coeficiente de fricción (adim)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

N_d → Número de Mach de un fluido en el orificio de salida (adim)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)

s → En un dardo, distancia entre el orificio de salida del gas y la llama (m)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

u_a → velocidad del viento (m/s)

u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)

W_{TNT} → Masa de TNT (Kg)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m^3)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ΔH_{TNT} → Calor de combustión del TNT (KJ/Kg)

ΔH_v → Calor de vaporización del combustible (KJ/Kg)

ESCENARIO Nº. 8. FORMACIÓN DE ATMÓSFERA EXPLOSIVA EN EL HORNO DS-H-01.

Este tipo de explosiones ocurren cuando habiéndose producido un escape de un gas en un área confinada, el gas está dentro de los límites de inflamabilidad y encuentra un punto de ignición.

Para determinar la propagación de la onda explosiva en el ambiente se emplea el método multienergía, desarrollado por Van den Berg, permite predecir la sobrepresión de la onda de forma rápida y sencilla. El método se basa en la suposición de que únicamente la parte de la nube que se encuentra parcialmente o totalmente confinada genera la onda de sobrepresión.

Este método supone que que toda el área confinada será ocupada por una mezcla estequiométrica combustible/aire. La carga generada por la combustión de esta mezcla se considera de forma semiesférica con una radio $R_0 (= [1,5 V_{\text{área confinada}}/\pi]^{1/3})$. Los parámetros de sobrepresión del modelo están representados gráficamente en la figura 4 en función de la distancia normalizada.

La distancia real y la normalizada están relacionada mediante la expresión siguiente:

$$\bar{R} = \frac{R}{(E/P_0)^{1/3}}$$

$$E = \eta \times \frac{V_{\text{áreaconfinada}}}{C \times \varphi} \times \Delta H_c$$

Siendo:

\bar{R} → Distancia normalizada (m)

R → Distancia real (m)

E → Energía liberada (KJ)

C → Coeficiente que delimita la explosión (adimensional)

Se toma el valor del coeficiente que delimita la explosión más conservador que según el [2] "Análisis del riesgo en instalaciones industriales" es de 0,3.

En el gráfico se pueden observar diez curvas numeradas de 1 a 10, se tomará el valor 10 que es el más conservador ya que supone la existencia de detonación.

Datos:

$$M = 2,54 \text{ Kg}$$

$$V_{\text{área confinada}} = 450 \text{ Nm}^3$$

$$t = 120 \text{ s}$$

$$\eta = 0,318$$

$$\rho = 753 \text{ Kg/m}^3$$

$$\Delta H_c = 55211,3 \text{ KJ/Kg}$$

$$P_0 = 101.325 \text{ Pa}$$

$$C = 0,3$$

Aplicando el método descrito:

$$E = \eta \times \frac{V_{\text{áreaconfinada}}}{C \times \varphi} \times \Delta H_c \rightarrow E = 1447,94 \text{ KJ}$$

Para determinar el valor del radio de la carga empleamos la expresión proporcionada:

$$R_0 = [1,5 V_{\text{área confinada}}/\pi]^{1/3} \rightarrow R_0 = 6 \text{ m}$$

Sustituyendo los datos obtenidos podemos calcular la distancia normalizada:

$$\bar{R} = \frac{R}{(E/P_0)^{1/3}} \rightarrow \bar{R} = 2,5 \text{ m}$$

Llevando este valor a la figura 4 obtengo la sobrepresión:

$$\Delta P_s = 0,13 \text{ bar}$$

Sustituimos en la figura 4 los datos ofrecidos por la legislación para determinar la distancia real a la que se aprecia la intensidad de las zonas características:

$$DL_{01} = 100 \text{ mbar} \rightarrow \bar{R} = 3 \text{ m} \rightarrow R = 3,8 \text{ m}$$

$$Z.I. = 125 \text{ mbar} \rightarrow \bar{R} = 2 \text{ m} \rightarrow R = 2,25 \text{ m}$$

$$Z.A. = 50 \text{ mbar} \rightarrow \bar{R} = 4,2 \text{ m} \rightarrow R = 4,7 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ} = 160 \text{ mbar} \rightarrow \bar{R} = 1,9 \text{ m} \rightarrow R = 2,1 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 8.

C → Coeficiente que delimita la explosión (adim)

E → Energía liberada en la explosión (KJ)

M → Masa explosiva (Kg)

P₀ → Presión atmosférica (Pa)

V → Volumen del área confinada (Nm³)

ΔH_c → Calor de combustión del hidrocarburo (KJ/Kg)

ESCENARIO N°. 9. ROTURA DE LA LÍNEA 2" DE ALIMENTACIÓN A LA UNIDAD DE PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO.

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: rotura total del tubo al tener un diámetro inferior a 6" y en el caso (b) la fuga del 10% del mismo, dispersión de la nube inflamable y sobrepresión. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de la nube inflamable y los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% de las sobrepresiones.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 2'' = 50,8 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,002 \text{ m}^2$$

$$Q = 0,33 \text{ Kg/s}$$

$$T = 90 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 6,365 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: gas

$$\rho = 753 \text{ Kg/m}^3$$

$$-\Delta H_c = 55.211,3 \text{ KJ/Kg}$$

$$E_{c \text{ TNT}} = 4680 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,3$$

$$C_p = 8,57 \text{ cal/mol} \times ^\circ\text{C}$$

$$C_t = 0,086$$

$$M_a = 23 \text{ g/mol}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 3.

B) NUBE INFLAMABLE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 2.

C) SOBREPRESIÓN

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario n° 2.

CASO 9.a. ROTURA TOTAL

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 50 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00196 \text{ m}^2$$

$$t_f = 120 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 887,12 \text{ Kg/s} \times \text{m}^2$$

$$Q_{\text{mf}} = G \times S_f \rightarrow Q_{\text{mf}} = 1,81 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 217,5 \text{ Kg.}$$

$$Q_f (\text{considerado}) = 0,66 \text{ kg/s} \rightarrow M_f = 79,2 \text{ Kg}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 79,2 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 5\% (\text{volumen}) = 0,033 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 15,4\% (\text{volumen}) = 0,105 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 72,7 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 47,1 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 140 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 86 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 80,35 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 42 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 40,8 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 107,5 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 39,3 \text{ m}$$

CASO 9.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 16 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,000196 \text{ m}^2$$

$$t_f = 300 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, $K = 0,475$.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 348,74 \text{ Kg/m}^2 \times s$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,18 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 54,3 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 54,3 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$LII = 5\% \text{ (volumen)} = 0,033 \text{ Kg/m}^3$$

$$LSI = 15,4\% \text{ (volumen)} = 0,105 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$LII = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 63,15 \text{ m}$$

$$LSI = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 40,9 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$LII = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 116,5 \text{ m}$$

$$LSI = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 74,25 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 55,1 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 37,24 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 36,1 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 95 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 34,6 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 9.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

d_n → distancia normalizada en el método TNT equivalente (m/kg³)

K → Coeficiente de fricción (adim)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

N_d → Número de Mach de un fluido en el orificio de salida (adim)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

W_{TNT} → Masa de TNT (Kg)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m³)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ΔH_{TNT} → Calor de combustión del TNT (KJ/Kg)

**ESCENARIO Nº. 10. ROTURA DE LA LÍNEA 2" DE SALIDA DE
DIMETILDISULFURO DEL DEPÓSITO DS-V-011**

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga, nube tóxica del DMDS y SO₂, evaporación y del pool- fire. El objeto de cálculo es determinar la cantidad de dimetildisulfuro fugada, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de las nubes tóxicas y los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% de las sobrepresiones para la rotura total del tubo, no se consideran los datos de la fractura del 10% por resultar valores despreciables.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 2'' = 254 \text{ mm} \rightarrow S_i = \pi \cdot r^2 = 0,05 \text{ m}^2$$

$$Q = 1,34 \text{ Kg/s}$$

$$T = 20 \text{ °C}$$

$$P_1 = 7 \text{ Kg/cm}^2 = 0,68 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: líquido

$$\rho = 1060 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$-\Delta H_c = 48591,2 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,26$$

$$C_p = 0,467 \text{ KJ/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_t = 0,045$$

$$M_a = 28,66 \text{ g/mol}$$

$$P_M = 94,2 \text{ g/mol}$$

$$T_{\text{eb}} = 218 \text{ °C}$$

$$\Delta H_v = 727,16 \text{ KJ/Kg}$$

$$P_w = 3333,05 \text{ Pa}$$

$$y = 6,1 \text{ mm/min}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se considera que la cantidad de DMDS es la masa del inventario existente en el botellón que contiene dicha sustancia, por tanto la masa fugada es 450 Kg de Dimetildisulfuro.

B) EVAPORACIÓN

A la temperatura de operación (398 °C) mayor que la temperatura de ebullición de la mezcla implicada (218 °C), los efectos de la descarga son una evaporación flash desde el charco. La masa inicial evaporada se puede calcular del balance de energía:

$$m_v = m_f \times \left[1 - \exp\left(\frac{C_p \times (T_0 - T_{eb})}{h_v}\right) \right]$$

siendo $m_f = Q_{mf} \times t_f$

El caudal de combustible evaporado es: $Q_{ev} = m_v / t_f$

C) DISPERSIÓN DE LA NUBE TÓXICA

Se consideran las estabildades D y F para los cuales se tienen los siguientes valores de los coeficientes según la Tabla 2.

Estabilidad/ coeficientes	a	b	c	d
D	0,128	0,905	0,2	0,76
F	0,065	0,902	0,12	0,67

Podemos determinar la distancia a la cual se alcanzar una determinada concentración de la sustancia inflamable según la expresión:

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Obtenida de la NTP 475: “Modelos de dispersión” que nos indica la concentración a una determinada distancia por la fuga en la dirección del viento y a nivel del suelo por ser los datos más conservadores.

D) POOL-FIRE

Procedemos al modelado del pool-fire según el método presente en [4] “Análisis del riesgo en instalaciones industriales”. Según dicho modelo hay que tener en cuenta si existe o no muro de contención, en nuestro caso no existe

dicho muro, por lo tanto debemos determinar si la fuga es instantánea o continua, para ello se calcula el tiempo crítico (ζ_{cr}):

$$\zeta_{cr} = \frac{t_f \times y}{V_f} > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{Instantánea}$$

En el caso de fuga instantánea se calcula el diámetro máximo del charco, mediante la expresión:

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8}$$

Sin embargo emplear el diámetro máximo en los cálculos de radiación sería sobreestimar demasiado los resultados ya que este diámetro se mantiene solamente un instante muy breve de tiempo, por lo que se emplea el valor:

$$D = 0,683 D_m$$

Conocida la geometría del charco, se emplea el método desarrollado en la guía técnica del R.D. 1254/1999 (Seveso II) para determinar la intensidad de radiación recibida por un cuerpo situado a una determinada distancia.

$$I_r = I \times \zeta \times F_{vg} \quad (2)$$

Siendo:

$$\zeta = 2,02 \times (P_w \times X)^{-0,09}$$

El caudal másico evaporado se calcula mediante la siguiente expresión empírica ofrecida por (TNO,1997):

$$M_b = \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3}$$

A continuación, se calcula la longitud del pool-fire:

$$L = D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61}$$

La intensidad radiada por el charco viene dada por:

$$I = \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L}$$

Para determinar la intensidad de radiación recibida por un cuerpo situado a una determinada distancia, necesitamos conocer la distancia a la que está situado el cuerpo para determinar el factor de visión geométrica, por lo tanto procedemos a resolver por tanteo, del siguiente modo:

1. Suponemos una distancia (X) y calculamos el valor de F_{vg} con las tablas adjuntas.
2. Sustituimos el valor obtenido del F_{vg} en (2) para los valores determinados por el R.D. 1254/1999 según el cual:

	DL ₀₁	ZI	ZA
I(KW/m ²)	20	5	3

3. Despejamos el valor de X que debe coincidir con el valor supuesto.

CASO 10.a. ROTURA TOTAL.

NUBE TÓXICA DE DIMETILDISULFURO

Aplicando la expresión:

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

$$m_f = 450 \text{ Kg}$$

$$CL_{01} = 0,683 \text{ Kg/m}^3$$

$$CL_{50} = 2,192 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 44,8 \text{ m}$$

$$CL_{50} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 20,9 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 81,5 \text{ m}$$

$$CL_{50} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 51,8 \text{ m}$$

EVAPORACIÓN

$$m_f = Q_{mf} \times t_f \rightarrow m_f = 11.671,5 \text{ Kg.}$$

$$m_v = m_f \times \left[1 - \exp\left(\frac{C_p \times (T_0 - T_{eb})}{h_v}\right) \right] \rightarrow m_v = 25,2 \text{ Kg.}$$

$$Q_{ev} = m_v / t_f \rightarrow Q_{ev} = 0,084 \text{ Kg/s}$$

$$V_f = m_f / \rho \rightarrow V_f = 0,424 \text{ m}^3$$

$$\text{Masa} = 450 - 25,2 = 424,8 \text{ Kg}$$

$$Q_f = 1,41 \text{ Kg/s}$$

DISPERSIÓN NUBE TÓXICA DEL DIÓXIDO DE AZUFRE

$$m_f = 450 - 25,2 = 424,8 \text{ Kg}$$

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$Z.I: 525 \text{ mg/m}^3$$

$$Z.A: 143 \text{ mg/m}^3$$

$$CL_{01}: 4.637 \text{ mg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$Z.I = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 48,31 \text{ m}$$

$$Z.A = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 78,7 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 21,33 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$Z.I = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 88,2 \text{ m}$$

$$Z.A = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 146,3 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 37,82 \text{ m}$$

POOL FIRE

$$M_f = 424,8 \text{ Kg}$$

$$V_f = \frac{M_f}{\rho} \rightarrow V_f = 0,424 \text{ m}^3$$

Determinamos si se trata de una fuga instantánea:

$$\zeta_{cr} = \frac{t_f \times y}{V_f} = 0,0071 > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{emisión instantánea}$$

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8} \rightarrow D_m = 34,21 \text{ m}$$

$$D = 0,983 D_m = 23,4 \text{ m}$$

Conocido, por tanto, el radio del charco ($r = 11,7 \text{ m}$) se calcula la longitud del mismo:

$$L = D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61} \rightarrow L = 45,3 \text{ m}$$

$$M_b = \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3} \rightarrow M_b = 0,124$$

Determinamos, una vez calculado todos parámetros necesarios, la intensidad de radiación del charco:

$$I = \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L} \rightarrow I = 156,83 \text{ Kw/m}^2$$

Por tanto la expresión queda:

$$I_r = 156,83 \times 2,02 \times (3333,05 X)^{-0,09} \times F_{vg}$$

ZONA DE LETALIDAD AL 1%: 20 Kw/m²

$$20 = 150,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (3)$$

✦ TANTEO 1 → x=30 m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 2,5$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,307$;
Sustituyendo en (3) se obtiene que $X = 12860,7 \gg 30 \text{ m}$

✦ TANTEO 2 → x= 40 m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 3,4$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,126$;
Sustituyendo en (3) se obtiene que $X = 0,64 \ll 40 \text{ m}$

✦ TANTEO 3 → $x = 38$ m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 3,25$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,181$;

Sustituyendo en (3) se obtiene que $X = 38,9 \sim 38$ m

El radio de la zona de letalidad del 1% es **39 metros**

ZONA DE INTERVENCIÓN : 5 Kw/m²

$$5 = 150,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (5)$$

✦ TANTEO 1 → $x = 70$ m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 5,9$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,051$;

Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 109,9 \gg 70$ m

✦ TANTEO 2 → $x = 80$ m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 6,8$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,036$;

Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 2,8 \ll 80$ m

✦ TANTEO 3 → $x = 74$ m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 6,3$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,048$;

Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 72 \sim 74$ m

El radio de la zona de intervención es **72 metros**.

ZONA DE ALERTA: 3 Kw/m²

$$3 = 150,922 \times 2,02 \times (266,65 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (6)$$

✦ TANTEO 1 → x = 90 m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 7,7$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,02$; Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 1,21 \ll 90\text{m}$

✦ TANTEO 2 → x = 85 m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 7,3$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,03$; Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 109,9 > 85\text{ m}$

✦ TANTEO 3 → x = 87 m

$$a/b = 3,9$$

$$c/b = 7,4$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,029$; Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 86,6 \sim 87\text{ m}$

El radio de la zona de alerta es **87 metros**

NOMENCLATURA ESCENARIO N° 10.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

f_v → fracción vaporizada

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{aer} → Caudal másico de aerosol formado (Kg/s)

Q_{ev} → Caudal másico evaporado (Kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

u_a → velocidad del viento (m/s)

u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m³)

ESCENARIO Nº. 11. ROTURA DE LA LÍNEA 3" DE NAFTA DE LA CABEZA DEL STRIPPER DE GASOIL DS-V-06

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga, evaporación, nube tóxica y del pool- fire. El objeto de cálculo es determinar la cantidad de sulfuro de hidrogeno fugada, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de las nubes tóxicas y los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% de las sobrepresiones para la rotura total del tubo, no se consideran los datos de la fractura del 10% por resultar valores despreciables.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 3'' = 76,2 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,00456 \text{ m}^2$$

$$Q = 2,48 \text{ Kg/s}$$

$$T = 49 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 1,47 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: líquido

$$\rho = 1800 \text{ Kg/m}^3$$

$$-\Delta H_c = 43793,9 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,08$$

$$C_p = 0,402 \text{ KJ/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_t = 0,0075$$

$$M_a = 28,66 \text{ g/mol}$$

$$P_M = 133,2 \text{ g/mol}$$

$$T_{\text{eb}} = 94 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_v = 316,06 \text{ KJ/Kg}$$

$$y = 4 \text{ mm/min}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se considera que la cantidad de DMDS es la masa del inventario existente en el botellón que contiene dicha sustancia, por tanto la masa fugada es 450 Kg de Dimetildisulfuro.

B) EVAPORACIÓN

A la temperatura de operación (398 °C) mayor que la temperatura de ebullición de la mezcla implicada (218 °C), los efectos de la descarga son una evaporación flash desde el charco. La masa inicial evaporada se puede calcular del balance de energía:

$$m_v = m_f \times \left[1 - \exp\left(\frac{C_p \times (T_0 - T_{eb})}{h_v}\right) \right]$$

siendo $m_f = Q_{mf} \times t_f$

El caudal de combustible evaporado es: $Q_{ev} = m_v / t_f$

C) DISPERSIÓN DE LA NUBE TÓXICA

Se consideran las estabildades D y F para los cuales se tienen los siguientes valores de los coeficientes según la Tabla 2.

Estabilidad/ coeficientes	a	b	c	d
D	0,128	0,905	0,2	0,76
F	0,065	0,902	0,12	0,67

Podemos determinar la distancia a la cual se alcanzar una determinada concentración de la sustancia inflamable según la expresión:

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

Obtenida de la NTP 475: “Modelos de dispersión” que nos indica la concentración a una determinada distancia por la fuga en la dirección del viento y a nivel del suelo por ser los datos más conservadores.

D) POOL-FIRE

Procedemos al modelado del pool-fire según el método presente en [4] “Análisis del riesgo en instalaciones industriales”. Según dicho modelo hay que tener en cuenta si existe o no muro de contención, en nuestro caso no existe

dicho muro, por lo tanto debemos determinar si la fuga es instantánea o continua, para ello se calcula el tiempo crítico (ζ_{cr}):

$$\zeta_{cr} = \frac{t_f \times y}{V_f} > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{Instantánea}$$

En el caso de fuga instantánea se calcula el diámetro máximo del charco, mediante la expresión:

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8}$$

Sin embargo emplear el diámetro máximo en los cálculos de radiación sería sobreestimar demasiado los resultados ya que este diámetro se mantiene solamente un instante muy breve de tiempo, por lo que se emplea el valor:

$$D = 0,683 D_m$$

Conocida la geometría del charco, se emplea el método desarrollado en la guía técnica del R.D. 1254/1999 (Seveso II) para determinar la intensidad de radiación recibida por un cuerpo situado a una determinada distancia.

$$I_r = I \times \zeta \times F_{vg} \quad (2)$$

Siendo:

$$\zeta = 2,02 \times (P_w \times X)^{-0,09}$$

El caudal másico evaporado se calcula mediante la siguiente expresión empírica ofrecida por (TNO,1997):

$$M_b = \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3}$$

A continuación, se calcula la longitud del pool-fire:

$$L = D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61}$$

La intensidad radiada por el charco viene dada por:

$$I = \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L}$$

Para determinar la intensidad de radiación recibida por un cuerpo situado a una determinada distancia, necesitamos conocer la distancia a la que está situado el cuerpo para determinar el factor de visión geométrica, por lo tanto procedemos a resolver por tanteo, del siguiente modo:

1. Suponemos una distancia (X) y calculamos el valor de F_{vg} con las tablas adjuntas.
2. Sustituimos el valor obtenido del F_{vg} en (2) para los valores determinados por el R.D. 1254/1999 según el cual:

	DL ₀₁	ZI	ZA
I(KW/m ²)	20	5	3

3. Despejamos el valor de X que debe coincidir con el valor supuesto.

CASO 11.a. ROTURA TOTAL.

FUGA

$$t_f = 1800 \text{ s}$$

$$Q_{mf} = 2,48 \text{ Kg/s}$$

$$m_f = Q_{mf} \times t_f \rightarrow m_f = 4464 \text{ Kg.}$$

EVAPORACIÓN

$$m_v = m_f \times \left[1 - \exp\left(\frac{C_p \times (T_0 - T_{eb})}{h_v}\right) \right] \rightarrow m_v = 248,32 \text{ Kg.}$$

$$Q_{ev} = m_v / t_f \rightarrow Q_{ev} = 0,14 \text{ Kg/s}$$

NUBE INFLAMABLE

Aplicando la expresión:

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

$$m_f = 900 \text{ Kg}$$

$$LII = 0,044 \text{ Kg/m}^3$$

$$LSI = 0,437 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$L.I.I = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 201 \text{ m}$$

$$L.S.I = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 114,3 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$L.I.I. = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 387,1 \text{ m}$$

$$L.S.I = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 215,3 \text{ m}$$

NUBE TÓXICA DE SULFURO DE HIDRÓGENO

Aplicando la expresión:

$$C = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right]$$

$m_f = 61,2$ Kg de H_2S

ESTABILIDAD D.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 25,3 \text{ m}$$

$$Z.A = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 42,6 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 29,3 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 45,2 \text{ m}$$

$$Z.A = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 77,5 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 52,5 \text{ m}$$

POOL FIRE

$$M_f = 4464 \text{ Kg}$$

$$V_f = \frac{M_f}{\rho} \rightarrow V_f = 2,48 \text{ m}^3$$

Determinamos si se trata de una fuga instantánea:

$$\zeta_{cr} = \frac{t_f \times y}{V_f} = 0,048 > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{emisión instantánea}$$

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8} \rightarrow D_m = 12,4 \text{ m}$$

$$D = 0,983 D_m = 8,5 \text{ m}$$

Conocido, por tanto, el radio del charco ($r = 4,25 \text{ m}$) se calcula la longitud del mismo:

$$L = D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61} \rightarrow L = 24,72 \text{ m}$$

$$M_b = \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3} \rightarrow M_b = 0,138$$

Determinamos, una vez calculado todos parámetros necesarios, la intensidad de radiación del charco:

$$I = \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L} \rightarrow I = 377,7 \text{ Kw/m}^2$$

Por tanto la expresión queda:

$$I_r = 377,7 \times 2,02 \times (419,96 \text{ X})^{-0,09} \times F_{vg}$$

ZONA DE LETALIDAD AL 1%: 20 Kw/m²

$$I_r = 377,7 \times 2,02 \times (419,96 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (3)$$

✦ TANTEO 1 → x=20 m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 4,7$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,071$;
Sustituyendo en (3) se obtiene que $X = 153,1 >> 30m$

✦ TANTEO 2 → x= 25 m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 5,8$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,057$;
Sustituyendo en (3) se obtiene que $X = 13,33 << 40 m$

✦ TANTEO 3 → x= 23 m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 5,4$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,06$; Sustituyendo
en (3) se obtiene que $X = 23 \sim 23 m$

El radio de la zona de letalidad del 1% es **23 metros**

ZONA DE INTERVENCIÓN: 5 Kw/m²

$$5 = 377,7 \times 2,02 \times (419,96 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (5)$$

✦ TANTEO 1 → x=70 m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 16,4$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,02$; Sustituyendo
en (5) se obtiene que $X = 576,45 >> 70 m$

✦ TANTEO 2 → $x = 75$ m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 17,6$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,016$;
Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 48,3 \ll 75$ m

✦ TANTEO 3 → $x = 74$ m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 17,4$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,0166$;
Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 74,2 \sim 74$ m

El radio de la zona de intervención es **74,2 metros**.

ZONA DE ALERTA: 3 Kw/m²

$$3 = 377,7 \times 2,02 \times (419,96 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (6)$$

✦ TANTEO 1 → $x = 80$ m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 18,8$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,012$;
Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 576,4 \gg 80$ m

✦ TANTEO 2 → $x = 83$ m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 19,5$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,01$; Sustituyendo
en (6) se obtiene que $X = 83,3 \sim 83$ m

El radio de la zona de alerta es **83,3 metros**

EFEECTO DOMINÓ: 8 Kw/m²

$$8 = 377,7 \times 2,02 \times (419,96 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (6)$$

✦ TANTEO 1 → x= 50 m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 11,8$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,036$;
Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 2133,7 >> 50m$

✦ TANTEO 2 → x= 62,5 m

$$a/b = 5,8$$

$$c/b = 14,7$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,00262$;
Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 62,49 \sim 62,5 m$

El radio de la zona de alerta es **62,49 metros**

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 11.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

f_v → fracción vaporizada

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

- Q → Caudal másico del proceso (kg/s)
 Q_{aer} → Caudal másico de aerosol formado (Kg/s)
 Q_{ev} → Caudal másico evaporado (Kg/s)
 Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)
 R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)
 S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)
 S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)
 T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)
 t_f → tiempo de fuga (s)
 T → Temperatura en el interior de la línea (K)
 T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)
 u_a → velocidad del viento (m/s)
 u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)
 X → distancia (m)
 α → Rendimiento de la explosión (adim)
 η → Rendimiento de la combustión (adim)
 ρ → densidad (Kg/m³)

ESCENARIO N°. 12. ROTURA DE LA LÍNEA 3" REPOSICIÓN DE DIETILAMINA.

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga y pool- fire. El objeto de cálculo es determinar la cantidad de dietilamina fugada, las distancias a la cual se alcanzan la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% del pool fire para la rotura total del tubo, no se consideran los datos de la fractura del 10% por resultar valores despreciables.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 3" = 76,2 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,00456 \text{ m}^2$$

$$Q = 1,4 \text{ Kg/s}$$

$$T = 35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 294199 \text{ Pa}$$

Estado: líquido

$$\rho = 1400 \text{ Kg/m}^3$$

$$-\Delta H_c = 9994 \text{ KJ/Kg}$$

$$M_a = 28,66 \text{ g/mol}$$

$$P_M = 73,16 \text{ g/mol}$$

$$\Delta H_v = 91,02 \text{ KJ/Kg}$$

$$y = 6,7 \text{ mm/min}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se considera que la cantidad de DMDS es la masa del inventario existente en el botellón que contiene dicha sustancia, por tanto la masa fugada es 450 Kg de Dimetildisulfuro.

B) POOL-FIRE

Procedemos al modelado del pool-fire según el método presente en [4] "Análisis del riesgo en instalaciones industriales". Según dicho modelo hay que tener en cuenta si existe o no muro de contención, en nuestro caso no existe dicho muro, por lo tanto debemos determinar si la fuga es instantánea o continua, para ello se calcula el tiempo crítico (ζ_{cr}):

$$\zeta_{cr} = \frac{t_f \times y}{V_f} > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{Instantánea}$$

En el caso de fuga instantánea se calcula el diámetro máximo del charco, mediante la expresión:

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8}$$

Sin embargo emplear el diámetro máximo en los cálculos de radiación sería sobreestimar demasiado los resultados ya que este diámetro se mantiene solamente un instante muy breve de tiempo, por lo que se emplea el valor:

$$D = 0,683 D_m$$

Conocida la geometría del charco, se emplea el método desarrollado en la guía técnica del R.D. 1254/1999 (Seveso II) para determinar la intensidad de radiación recibida por un cuerpo situado a una determinada distancia.

$$I_r = I \times \zeta \times F_{vg} \quad (2)$$

Siendo:

$$\zeta = 2,02 \times (P_w \times X)^{-0,09}$$

El caudal másico evaporado se calcula mediante la siguiente expresión empírica ofrecida por (TNO,1997):

$$M_b = \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3}$$

A continuación, se calcula la longitud del pool-fire:

$$L = D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61}$$

La intensidad radiada por el charco viene dada por:

$$I = \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L}$$

Para determinar la intensidad de radiación recibida por un cuerpo situado a una determinada distancia, necesitamos conocer la distancia a la que está situado el cuerpo para determinar el factor de visión geométrico, por lo tanto procedemos a resolver por tanteo, del siguiente modo:

1. Suponemos una distancia (X) y calculamos el valor de F_{vg} con las tablas adjuntas.
2. Sustituimos el valor obtenido del F_{vg} en (2) para los valores determinados por el R.D. 1254/1999 según el cual:

	DL ₀₁	ZI	ZA
I(KW/m ²)	20	5	3

3. Despejamos el valor de X que debe coincidir con el valor supuesto.

CASO 12.a. ROTURA TOTAL.

FUGA

$$t_f = 120 \text{ s}$$

$$Q_{mf} = 2,1 \text{ Kg/s.}$$

POOL FIRE

$$M_f = 252 \text{ Kg}$$

$$V_f = \frac{M_f}{\rho} \rightarrow V_f = 0,18 \text{ m}^3$$

Determinamos si se trata de una fuga instantánea:

$$\zeta_{cr} = \frac{t_f \times y}{V_f} = 0,0074 > 2 \times 10^{-3} \rightarrow \text{emisión instantánea}$$

$$D_m = 2 \times \left(\frac{V_f^3 \times g}{y^2} \right)^{1/8} \rightarrow D_m = 6,8 \text{ m}$$

$$D= 0,983 \quad D_m= 4,7 \text{ m}$$

Conocido, por tanto, el radio del charco ($r= 2,35 \text{ m}$) se calcula la longitud del mismo:

$$L= D \times 42 \times \left[\frac{M_b}{\rho_a \times \sqrt{g \times D}} \right]^{0,61} \rightarrow L= 14,26 \text{ m}$$

$$M_b= \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \times 10^{-3} \rightarrow M_b=0,11$$

Determinamos, una vez calculado todos parámetros necesarios, la intensidad de radiación del charco:

$$I= \frac{F_r \times M_b \times D \times \Delta H_c}{4L} \rightarrow I= 94,8 \text{ Kw/m}^2$$

Por tanto la expresión queda:

$$I_r = 94,8 \times 2,02 \times (25997 X)^{-0,09} \times F_{vg}$$

ZONA DE INTERVENCIÓN: 5 Kw/m²

$$5 = 94,8 \times 2,02 \times (25997 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (5)$$

✦ TANTEO 1 → $x=10 \text{ m}$

$$a/b = 6,1$$

$$c/b= 4,25$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg}= 0,057$;
Sustituyendo en (5) se obtiene que $X= 0,22 \ll 10 \text{ m}$

✦ TANTEO 2 → $x= 8 \text{ m}$

$$a/b = 6,1$$

$$c/b= 4,25$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg}= 0,082$;
Sustituyendo en (5) se obtiene que $X= 33 \gg 8 \text{ m}$

✦ TANTEO 3 → $x = 8,2$ m

$$a/b = 6,1$$

$$c/b = 3,5$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,079$;

Sustituyendo en (5) se obtiene que $X = 8,4 \sim 8,2$ m

El radio de la zona de intervención es **8,4 metros**.

ZONA DE ALERTA: 3 Kw/m^2

$$3 = 94,8 \times 2,02 \times (25997 X)^{-0,09} \times F_{vg} \quad (6)$$

✦ TANTEO 1 → $x = 10$ m

$$a/b = 6,1$$

$$c/b = 4,2$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,057$;

Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 65,7 \gg 10$ m

✦ TANTEO 2 → $x = 11$ m

$$a/b = 6,1$$

$$c/b = 4,7$$

Empleando las tablas adjuntas se determina que $F_{vg} = 0,049$;

Sustituyendo en (6) se obtiene que $X = 11,8 \sim 11$ m

El radio de la zona de alerta es **83,3 metros**

NOMENCLATURA ESCENARIO N° 12.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m^3).

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m^2)

L → longitud (m)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P_1 → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m^2)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m^2)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

ρ → densidad (Kg/m^3)

ESCENARIO Nº. 13. ROTURA DE LA LÍNEA 3" DE GAS ÁCIDO DE AMINA DE ALIMENTACIÓN AL REGENERADOR.

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: fuga y nube tóxica. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga y las distancias a la cual se alcanzan los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% de la nube.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 3''$$

$$Q = 0,082 \text{ Kg/s}$$

$$T = 90 \text{ °C}$$

$$P_1 = 0,22 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: líquido + gas

$$\rho = 1540 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,34$$

$$M_a = 28,66$$

$$P_M = 34,08$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

En este caso, se trata de una mezcla en estado líquido + gas, para el cálculo del caudal másico fugado se emplea el modelo desarrollado en la NTP 385: "Fugas con fases gaseosas", según la cual, el caudal másico viene dado por la siguiente expresión:

$$Q_m = C_d \times S_f \times \left[\gamma \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}} \right]^{1/2} \times (P_1 \times \rho)^{1/2} \left[1 + \frac{1}{2}(\gamma - 1) \right]^{-\frac{\gamma - 1}{\gamma}}$$

Siendo C_d el coeficiente de descarga, es un valor empírico para tener en cuenta las pérdidas de viscosidad y la turbulencia. Una buena aproximación para este tipo de fugas es 0,61.

B) DISPERSIÓN DE LA NUBE TÓXICA

Se consideran las estabildades D y F para los cuales se tienen los siguientes valores de los coeficientes según la Tabla 2.

Estabilidad/ coeficientes	a	b	c	d
D	0,128	0,905	0,2	0,76
F	0,065	0,902	0,12	0,67

Podemos determinar la distancia a la cual se alcanzar una determinada concentración de la sustancia inflamable según la expresión:

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Obtenida de la NTP 475: “Modelos de dispersión” que nos indica la concentración a una determinada distancia por la fuga en la dirección del viento y a nivel del suelo por ser los datos más conservadores.

CASO 13.a. ROTURA DE LA LÍNEA.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 76 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,0045 \text{ m}^2$$

$$t_f = 120 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$Q_m = C_d \times S_f \times \left[\gamma \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}} \right]^{1/2} \times (P_1 \times \rho)^{1/2} \left[1 + \frac{1}{2} (\gamma - 1) t_f \right]^{\frac{-(\gamma - 1)}{\gamma}} \rightarrow Q_m = 0,164 \text{ Kg/s}$$

DISPERSIÓN NUBE TÓXICA

$$m_f = 19,67 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

ESTABILIDAD D.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 15,7 \text{ m}$$

$$Z.A. = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 26,5 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 17,4 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$Z.I = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 15,7 \text{ m}$$

$$Z.A. = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 26,5 \text{ m}$$

$$CL_{01} = \left[\frac{m_f}{(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)}} \right] \rightarrow X = 17,4 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 13.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

d → distancia hasta el lugar de la explosión

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

L → longitud (m)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

X → distancia (m)

ρ → densidad (Kg/m³)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ESCENARIO Nº. 14. ROTURA DE LA LÍNEA 2" DE APORTE DE GAS NATURAL AL HORNO DS-H-02

Los efectos esperados en este tipo de accidente son: rotura total del tubo al tener un diámetro inferior a 6" y en el caso b la fuga del 10% del mismo, dispersión de la nube inflamable, sobrepresión y jet fire. El objeto de cálculo es determinar el caudal de la fuga, las distancias a la cual se alcanzan los límites de inflamabilidad tanto superior como inferior de la nube inflamable y los radios de la zona de intervención, zona de alerta y la zona de letalidad del 1% tanto de las sobrepresiones como del jet- fire.

Datos:

$$\varnothing_{\text{tubería}} = 2" = 50,8 \text{ mm} \rightarrow S_1 = \pi \cdot r^2 = 0,002 \text{ m}^2$$

$$Q = 0,06 \text{ Kg/s}$$

$$T = 35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 0,42 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Estado: gas

$$\rho = 753 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_a = 101325 \text{ Pa}$$

$$-\Delta H_c = 55.211,3 \text{ KJ/Kg}$$

$$E_{c \text{ TNT}} = 4680 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_d = 0,61$$

$$\gamma = 1,3$$

$$C_p = 8,57 \text{ cal/mol} \times ^\circ\text{C}$$

$$C_t = 0,086$$

$$M_a = 16,04 \text{ g/mol}$$

Para el cálculo de los datos que se requieren se ha empleado los métodos siguientes.

A) FUGA

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 3.

B) JET-FIRE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

C) NUBE INFLAMABLE

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

D) SOBREPRESIÓN

Se calcula del mismo modo que en el caso del escenario nº 2.

CASO 14 .a. ROTURA TOTAL

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 50 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,00196 \text{ m}^2$$

$$t_f = 120 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 348,74 \text{ Kg/s}$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,68 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 81,6 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 81,6 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 5\% \text{ (volumen)} = 0,033 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 15,4\% \text{ (volumen)} = 0,105 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 73,6 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 47,6 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 136,4 \text{ m}$$

$$LSI = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 87 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 82,8 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 42,7 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 41,4 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 109 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 39,7 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 11,66 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 0,63 \text{ m}$ y por tanto $L = 12,3 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,318$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,1 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 2,1 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 2,8 \text{ m}$$

$$E.D: I = 8000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,9 \text{ m}$$

CASO 14.b. FUGA DEL 10%.

$$\varnothing_{\text{ORIFICIO}} = 16 \text{ mm} \rightarrow S_{\text{orif}} = 0,000196 \text{ m}^2$$

$$t_f = 300 \text{ segundos}$$

Aplicando el método anteriormente descrito:

$$K \times \frac{G^2}{2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \times P \times \rho \times \left[\left(\frac{P}{P_a} \right)^{\frac{-\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \times \ln \left(\frac{P}{P_a} \right) = 0$$

De la tabla 1, K= 0,475.

Despejando de la ecuación de segundo grado:

$$G = 348,74 \text{ Kg/m}^2 \times s$$

$$Q_{mf} = G \times S_f \rightarrow Q_{mf} = 0,07 \text{ Kg/s} \rightarrow M_f = 20,5 \text{ Kg.}$$

DISPERSIÓN NUBE INFLAMABLE

$$m_f = 20,5 \text{ Kg}$$

$$C = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]}$$

Sabiendo las limitaciones del combustible que se encuentra en la línea:

$$\text{LII} = 5\% \text{ (volumen)} = 0,033 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{LSI} = 15,4\% \text{ (volumen)} = 0,105 \text{ Kg/m}^3$$

ESTABILIDAD D.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 43,8 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 28,4 \text{ m}$$

ESTABILIDAD F.

$$\text{LII} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 79,7 \text{ m}$$

$$\text{LSI} = \frac{m_f}{\left[(2 \times \Pi)^{3/2} \times 0,13 \times 0,5 \times a \times c \times X^{(1+b+c)} \right]} \rightarrow X = 50,8 \text{ m}$$

SOBREPRESIÓN

$$W_{TNT} = \alpha \times M_f \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \rightarrow W_{TNT} = 20,8 \text{ Kg.}$$

Utilizando la figura 3 podemos determinar las distancias que nos interesan:

$$DL_{01}: 100 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,8 \text{ m/ Kg}^3$$

$$\text{Siendo } d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \rightarrow d = 26,95 \text{ m}$$

$$Z.I: 125 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,5 \text{ m/ Kg}^3 \rightarrow d = 26,13 \text{ m}$$

$$Z.A: 50 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 25 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 68,75 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ: } 160 \text{ mbar} \rightarrow d_n = 9,1 \text{ m/Kg}^3 \rightarrow d = 25 \text{ m}$$

JET FIRE

$$\frac{L-s}{\phi_{orif}} = \frac{15}{C_t} \times \left[\frac{Ma}{M} \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión:

$$L-s = 3,73 \text{ m}$$

$$s = \frac{6,4 \times \Pi \times D_e \times u_e}{4 \times u_a}$$

$$u_a \approx 0,4 \times u_e$$

Luego $s = 0,2 \text{ m}$ y por tanto $L = 3,93 \text{ m}$

$$I = \frac{\tau \times \eta \times M \times \Delta H_c}{4 \times \Pi \times X^2}$$

Sustituyendo:

$$\tau = 0,201$$

$$\eta = 0,318$$

$$DL_{01}: I = 20.000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 0,54 \text{ m}$$

$$Z.I: I = 5000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,07 \text{ m}$$

$$Z.A: I = 3000 \text{ W/m}^2 \rightarrow X = 1,4 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 14.

a, b, c, d → Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adim)

C → Concentración del contaminante (Kg/m³)

C_d → Coeficiente de descarga (adim)

C_p → Calor específico a presión constante (KJ/KgK)

C_t → relación entre los moles de combustibles y los de reactivo.

d → distancia hasta el lugar de la explosión

d_n → distancia normalizada en el método TNT equivalente (m/kg³)

I_r → Intensidad de radiación recibida (W/m²)

K → Coeficiente de fricción (adim)

L → longitud (m)

LII → Límite inferior de inflamabilidad (% volumen)

LSI → Límite superior de inflamabilidad (% volumen)

m_f → masa fugada (Kg)

M_a → Peso molecular del aire (Kg/Kmol)

N_d → Número de Mach de un fluido en el orificio de salida (adim)

P_a → Presión atmosférica

P_M → Peso molecular del contaminante (Kg/Kmol)

P₁ → Presión en la línea.

Q → Caudal másico del proceso (kg/s)

Q_{mf} → Caudal másico fugado (kg/s)

R → Constante universal de los gases (atm*l/mol*K)

s → En un dardo, distancia entre el orificio de salida del gas y la llama (m)

S_f → Superficie del orificio de la fuga (m²)

S_l → Superficie de la sección de la línea (m²)

T_d → Temperatura del fluido al expandirse (K)

t_f → tiempo de fuga (s)

T → Temperatura en el interior de la línea (K)

T_{eb} → Temperatura de ebullición del combustible (K)

u_a → velocidad del viento (m/s)

u_e → velocidad de salida del gas a través del orificio (m/s)

W_{TNT} → Masa de TNT (Kg)

X → distancia (m)

α → Rendimiento de la explosión (adim)

η → Rendimiento de la combustión (adim)

ρ → densidad (Kg/m³)

ζ → Coeficiente de transmitividad atmosférica a la radiación térmica (adim)

γ → Relción C_p/C_v (adim)

ΔH_c → Calor de combustión del combustible (KJ/Kg)

ΔH_{TNT} → Calor de combustión del TNT (KJ/Kg)

ΔH_v → Calor de vaporización del combustible (KJ/Kg)

ESCENARIO Nº. 15. FORMACIÓN DE ATMÓSFERA EXPLOSIVA EN EL HORNO DS-H-01.

Este tipo de explosiones ocurren cuando habiéndose producido un escape de un gas en un área confinada, el gas está dentro de los límites de inflamabilidad y encuentra un punto de ignición.

Para determinar la propagación de la onda explosiva en el ambiente se emplea el método multienergía, desarrollado por Van den Berg, permite predecir la sobrepresión de la onda de forma rápida y sencilla. El método se basa en la suposición de que únicamente la parte de la nube que se encuentra parcialmente o totalmente confinada genera la onda de sobrepresión.

Este método supone que toda el área confinada será ocupada por una mezcla estequiométrica combustible/aire. La carga generada por la combustión de esta mezcla se considera de forma semiesférica con una radio $R_0 (= [1,5 V_{\text{área confinada}}/\pi]^{1/3})$. Los parámetros de sobrepresión del modelo están representados gráficamente en la figura 4 en función de la distancia normalizada.

La distancia real y la normalizada están relacionada mediante la expresión siguiente:

$$\bar{R} = \frac{R}{(E/P_0)^{1/3}}$$

$$E = \eta \times \frac{V_{\text{áreaconfinada}}}{C \times \varphi} \times \Delta H_c$$

Siendo:

\bar{R} → Distancia normalizada (m)

R → Distancia real (m)

E → Energía liberada (KJ)

C → Coeficiente que delimita la explosión (adimensional)

Se toma el valor del coeficiente que delimita la explosión más conservador que según la figura 4 obtenida de “Análisis del riesgo en instalaciones industriales” [2] es de 0,3.

En el gráfico se pueden observar diez curvas numeradas de 1 a 10, se tomará el valor 10 que es el más conservador ya que supone la existencia de detonación.

Datos:

$$M = 2,54 \text{ Kg}$$

$$V_{\text{área confinada}} = 180 \text{ Nm}^3$$

$$t = 120 \text{ s}$$

$$\rho = 753 \text{ Kg/m}^3$$

$$\Delta H_c = 55211,3 \text{ KJ/Kg}$$

$$P_0 = 101.325 \text{ Pa}$$

$$C = 0,3$$

Aplicando el método descrito:

$$E = \eta \times \frac{V_{\text{áreaconfinada}}}{C \times \varphi} \times \Delta H_c \rightarrow E = 13989,8 \text{ KJ}$$

Para determinar el valor del radio de la carga empleamos la expresión proporcionada:

$$R_0 = [1,5 V_{\text{área confinada}}/\pi]^{1/3} \rightarrow R_0 = 4,41 \text{ m}$$

Sustituyendo los datos obtenidos podemos calcular la distancia normalizada:

$$\bar{R} = \frac{R}{(E/P_0)^{1/3}} \rightarrow \bar{R} = 0,86 \text{ m}$$

Llevando este valor a la figura 4 obtengo la sobrepresión:

$$\Delta P_s = 0,5 \text{ bar}$$

Sustituimos en la figura 4 los datos ofrecidos por la legislación para determinar la distancia real a la que se aprecia la intensidad de las zonas características:

$$DL_{01} = 100 \text{ mbar} \rightarrow \bar{R} = 3 \text{ m} \rightarrow R = 15,5 \text{ m}$$

$$Z.I. = 125 \text{ mbar} \rightarrow \bar{R} = 2 \text{ m} \rightarrow R = 10,85 \text{ m}$$

$$Z.A. = 50 \text{ mbar} \rightarrow \bar{R} = 4,2 \text{ m} \rightarrow R = 21,8 \text{ m}$$

$$\text{EFECTO DOMINÓ} \rightarrow \bar{R} = 2,9 \text{ m} \rightarrow R = 9,8 \text{ m}$$

NOMENCLATURA ESCENARIO Nº 15.

C → Coeficiente que delimita la explosión (adim)

E → Energía liberada en la explosión (KJ)

M → Masa explosiva (Kg)

P₀ → Presión atmosférica (Pa)

V → Volumen del área confinada (Nm³)

ΔH_c → Calor de combustión del hidrocarburo (KJ/Kg)

ΔP_s → Pico de sobrepresión (bar)

Las tablas mostradas a continuación muestran los resultados obtenidos del HYSYS v 3.1, estos resultados combinados con el programa TAST nos indica que modelo de intercambiador es el más adecuado para nuestro proceso y evalúa un presupuesto del mismo para que de este modo se pueda ofertar la ejecución del proyecto en base al presupuesto obtenido.

Con la combinación del HYSYS y el TAST se completa la hoja de especificaciones del intercambiador DS-E-10, esta hoja de especificaciones se rellenará de dos modos, es decir, por un lado sin tener en cuenta las incrustaciones, es decir, con el intercambiador limpio capaz de producir 12.733.420 kcal/h o lo que es lo mismo 533,12 MkJ/h y por otro considerando las incrustaciones que se producen debido a la corriente de aminas de este modo el intercambiador produce 5.338.862 Kcal/h o lo que es lo mismo 223,53 MkJ/h, el calor que se considera es la media de ambos es decir, 378,32 MkJ/h por lo que podemos considerar válido éste intercambiador para la necesidad de aporte de calor que se requiere en el proceso dado que se precisan al menos 310 MkJ/h y el intercambiador DS-E-10 produce una cantidad mayor.

La base de datos Facts (Failure and Accidents Technical information System) incluye más de 16000 accidentes y permite una amplia variedad de búsquedas relativas al manejo de productos peligrosos. Para cada accidente, indica: Identificación (registro, fuente, fecha), actividad (durante la que se ha producido el accidente), localización (Compañía, dirección, etc.), causa, descripción del desarrollo del accidente.

Los accidentes en los que se han visto implicadas las sustancias que intervienen en SULFOIL y que por tanto son de interés para éste estudio de seguridad son:

ACC.# 19. Holanda, 1976

En una refinería se produjo una fuga de sulfhídrico debido a la corrosión en una línea del generador traceada con vapor y aislada.

ACC.# 456. Holanda, 1977

En una planta de recuperación de azufre se produjo la obturación de la línea de azufre líquido en el condensador. La corriente mandada a antorcha apagó la misma por la presencia de azufre líquido produciéndose una fuga de sulfhídrico, con el consiguiente impacto sobre la calidad del aire del entorno.

ACC.# 515. Holanda, 1976

Durante las operaciones de arranque en una planta de desulfuración, una sobrepresión en un stripper provocó una posterior fuga de sulfhídrico.

ACC.# 835. Holanda, 1979

En una planta petroquímica se produjo, durante operaciones de mantenimiento, una fuga de gas tóxico (sulfhídrico) durante la reparación de un Air Cooler, por defectos en el montaje de una válvula causando cuatro heridos y un muerto.

ACC.# 1.273. Japón, 1969

Fuga de sulfhídrico en una planta de hidrogenación y desulfuración provocada por la apertura de una brida estando la instalación bajo presión al no haberse bloqueado correctamente una válvula, con resultado de tres heridos y tres muertos. Se produjo contaminación del aire.

ACC.# 1.685. Japón, 1974

En una planta de hidrogenación y desulfuración durante los trabajos de mantenimiento, los operarios abrieron una válvula produciéndose un escape de gas que contenía sulfhídrico. Se produjo un herido y un muerto.

ACC.# 1.693. Reino Unido, 1974

Se produjo una fuga de hidrógeno por un escape en una línea de conexión con un depósito. Hubo una evacuación preventiva sin víctimas ni heridos.

ACC.# 1.977. Holanda, 1977

Se produjo un petardeo en un horno en la ignición causando un herido.

ACC.# 2.247. Estados Unidos, 1978

En una industria química se produjo una fuga de gas natural durante los trabajos de mantenimiento en una tubería causando 4 muertos y 1 herido.

ACC.# 3.439. Holanda, 1979

En una planta de amoníaco, la ignición del gas de síntesis causó un denso fuego y una onda de sobrepresión. A parte de daños estructurales de relevancia, una persona resultó herida.

ACC.# 4.099. México, 1950

En una planta de recuperación de azufre, la corriente de salida de la unidad de aminas estaba siendo quemada en antorcha. Debido a una mala combustión en la misma, se liberaron grandes cantidades de sulfhídrico sin quemar,

causando 320 heridos y 22 muertos en una población cercana, debido a la toxicidad del sulfhídrico. Las consecuencias sobre el medioambiente fueron muy graves.

ACC.# 4.255. Estados Unidos, 1956

BLEVE de tres tanques de almacenamiento en refinería, durante la operación normal de la planta, causando más de 32 heridos y 20 muertos.

ACC.# 4.552. Japón, 1975

Durante la reparación de un intercambiador de calor en una planta de benceno, la rotura de un depósito que contenía metano e hidrógeno ocasionó una descarga de la mezcla. Una chispa procedente de trabajos de soldadura originó la ignición de la nube explosiva. Once empleados sufrieron quemaduras.

ACC.# 4.556. Japón, 1974

Durante la parada en una refinería, se produjo una fuga de sulfhídrico al desmontar el perno de una brida en un equipo separador que estaba bajo presión. Como consecuencia se produjeron tres heridos y un muerto.

ACC.# 4.808. Holanda, 1976

Fuga de sulfhídrico en una línea de una planta de desulfuración.

ACC.# 4.976. Holanda, 1976

Fuga de sulfhídrico en una planta de desulfuración debido al fallo de una tubería.

ACC.# 5.085. Estados Unidos, 1981

Durante las operaciones de mantenimiento en una refinería, debido a la falta de medida de seguridad, la fuga de propano y butano originó una explosión y un incendio en el cual murió un trabajador y 16 resultaron heridos.

ACC.# 5.315.Holanda, 1978

Fuga de sulfhídrico en una planta petroquímica. Las causas se debieron a fallos en la construcción.

ACC.# 5.572. Estados Unidos, 1979

En una unidad de cracking catalítico se produjo una fuga de butano y propano debido al fallo de una tubería. La explosión de la nube de vapor destruyó una sala de control (que estaba fuera de servicio) y rompió varias líneas que transportaban hidrocarburos.

ACC.# 5.653.Holanda, 1978

Fuga de sulfhídrico en una planta de desulfuración debido a un fallo de la instalación eléctrica.

ACC.# 7.754.Holanda, 1984

Pérdida de sulfhídrico por fuga en un reactor en una refinería durante el funcionamiento normal.

ACC.# 7.942. Estados Unidos, 1984

Explosión, incendio y BLEVE ocurrido en una columna de absorción de una refinería con el resultado de 22 heridos y 17 muertos. Las sustancias involucradas fueron propano, butano y monoetanolamina.

ACC.# 8.313. Holanda, 1985

Fuga de Gas Natural debido a la corrosión en una línea

ACC.# 8.974. Estados Unidos, 1985

Una ruptura en una línea de succión de un compresor de hidrógeno causó una explosión cuando el compresor fue puesto en marcha durante una operación de mantenimiento. Tres obreros murieron y dos sufrieron heridas.

ACC.# 9.265. Holanda, 1986

Fallo en una válvula de la línea de gas provocó una parada del proceso.

ACC.# 9.390. Estados Unidos, 1986

Fuga de gas casi imperceptible causó 8.000 evacuados y 52 heridos.

ACC.# 9.895. Holanda, 1979

Fuga de butano y propano a través del sello de una bomba en refinería durante la operación.

ACC.# 9.904. Holanda, 1975

Fuga de butano a través de una brida defectuosa por la sobrepresión generada en una línea de venteo de una refinería durante la operación normal.

ACC.# 9.906. Holanda, 1975

Fuga de isobutano en refinería causado por reparación defectuosa.

ACC.# 10.267. Estados Unidos , 1989

Durante la operación normal en una refinería, la rotura de una línea de hidrógeno originó una explosión seguida de incendio que afectó a un reactor de 30 metros de altura. La caída del reactor causó destrozos en numerosos equipos y tuberías. Nueve empleados sufrieron quemaduras.

ACC.# 10.465. Alemania, 1989

Daños graves causados en una refinería por explosión e incendio de una mezcla de butano, benceno y diesel oil durante operaciones de mantenimiento, causando un muerto y un herido.

ACC.# 10.641. Curacao, 1991

Durante operaciones de mantenimiento en una planta de sulfhídrico se produjo una explosión seguida de fuego, causando dos heridos.

ACC.# 10.745.Estados Unidos, 1989

Una rotura en una línea aguas debajo de un separador en una unidad de hidrotratamiento, causó una fuga de hidrógeno, como consecuencia de su ignición, se produjo la explosión seguida de fuego. Dos trabajadores resultaron heridos.

ACC.# 10.805. Canadá, 1982

Fuego de gran magnitud en el edificio de un compresor de hidrógeno.

ACC.# 10.820. Canadá, 1987

En una refinería, el fallo de una válvula situada en una línea de hidrógeno (20684 Kpa, 388°C) dio lugar a una fuga de hidrógeno. La ignición de la nube explosiva tuvo lugar 12 minutos después del inicio de la fuga. El incendio duró dos días, provocando diversos daños materiales.

ACC.# 10.871. Noruega, 1989

Se produjo una explosión en una planta de hidrógeno de una unidad de producción de amoníaco. La explosión se produjo en el gasómetro de hidrógeno. La causa originadora de la explosión fue la entrada de oxígeno en el equipo.

ACC.# 10.977. Holanda, 1990

Explosión de un tanque de Dietanolamina en una refinería.

ACC.# 12.361. Alemania, 1991

Durante la sobreexplotación de una planta de regeneración de aminas la corrosión acumulada en la tubería provocó una fractura en el tubo produciéndose la fuga de compuestos químicos y una explosión que causó 8 heridos.

ACC.# 12.704. Alemania, 1988

Una fuga de gas natural desde una tubería produjo una explosión causando 18 muertos y 8 heridos.

ACC.# 13.123. Alemania, 1993

La corrosión acumulada en una línea de sulfhídrico causó la fuga de la sustancia y fuego.

ACC.# 13.199. Holanda, 1992

La corrosión de una tubería provocó una fractura en el tubo produciéndose la fuga de compuestos químicos.

ACC.# 13.615. Jamaica, 1995

Fuga desde el reactor de una planta de desulfuración durante los trabajos de mantenimiento causando 47 heridos.

ACC.# 13.957. Holanda, 1997

Fuga tóxica durante la vaporización de las líneas de una refinería para trabajos de mantenimiento.

ACC.# 14.966. Holanda, 1997

Durante el encendido de un horno en la unidad de recuperación de aminas se produjo una explosión causando un herido.

ACC.# 15.706. Estados Unidos, 1999

En una refinería se produjo una fuga de una línea que contenía sulfhídrico y H₂SO₄ causando 4 heridos.

ACC.# 17.073. Estados Unidos, 2001

En una refinería, el fallo de un monitor en la sala de control de la unidad de recuperación de aminas causó un escape de sulfhídrico.

- **Accidente:** Se engloban bajo esta denominación aquellos sucesos incontrolados en una actividad industrial capaces de producir daños. Se consideran las categorías siguientes:

Categoría 1: Aquellos accidentes en los que, de acuerdo con el Estudio de Seguridad y, en su caso, el Análisis Cuantitativo de Riesgo (o como consecuencia de hechos inesperados no incluidos en el mismo), se prevea que tengan como única consecuencia daños materiales en la instalación accidentada. No hay daños de ningún tipo exterior a la instalación industrial.

Categoría 2: Aquellos accidentes en los que, de acuerdo con el Estudio de Seguridad y, en su caso, el Análisis Cuantitativo de Riesgo (o como consecuencia de hechos inesperados no incluidos en el mismo), se prevea que tengan como consecuencia posibles víctimas y daños materiales en la instalación industrial. Las repercusiones exteriores se limitan a daños leves o efectos adversos sobre el medio ambiente en zonas limitadas.

Categoría 3: Aquellos accidentes en los que, de acuerdo con el Estudio de Seguridad y, en su caso, el Análisis Cuantitativo de Riesgo (o como consecuencia de hechos inesperados no incluidos en el mismo), se prevea que tenga como consecuencias posibles víctimas, daños materiales graves o alteraciones graves del medio ambiente en zonas extensas, en el exterior de la instalación industrial.

- **Almacenamiento:** La presencia de una cantidad determinada de sustancia peligrosas con fines de almacenamiento, depósito en custodia o reserva.

- **Daño:** La pérdida de vidas humanas, las lesiones corporales, los perjuicios materiales y el deterioro grave del medio ambiente, como resultado directo o indirecto, inmediato o diferido de las propiedades tóxicas u oxidantes de las

sustancias peligrosas, y a otros efectos físicos o fisicoquímicos consecuencia del desarrollo de las actividades industriales.

- **Elemento vulnerable:** Se entiende por elemento vulnerable las personas, el medio ambiente y los bienes, que puedan sufrir daño como consecuencia de los accidentes mayores.

- **Establecimiento:** La totalidad de la zona bajo el control de un industrial en el que se encuentran sustancias peligrosas en una o varias instalaciones, incluidas las infraestructuras o actividades comunes o conexas.

- **Estudio de Seguridad (ES):** Documento en el que se identifican los accidentes que pueden darse en un Subpolígono, analizando las consecuencias de los mismos y llegando a establecer su categoría.

Debe presentar expresamente el siguiente contenido, de acuerdo con lo indicado en la Directriz Básica:

- Descripción del Subpolígono
- Identificación del riesgo
- Análisis de consecuencias en el interior del Subpolígono. Zonas de riesgo según valores umbrales
- Relación de Accidentes mayores esperados

- **Industrial:** Cualquier personas física o jurídica que explote o posea el establecimiento y la instalación, o cualquier persona en la que se hubiera delegado, en relación con el funcionamiento técnico, un poder económico determinante.

- **Instalación:** Una unidad técnica dentro de un establecimiento en donde se produzcan, utilicen, transformen o almacenen sustancias peligrosas. Incluye todos los equipos, estructuras, canalizaciones, maquinaria, instrumentos,

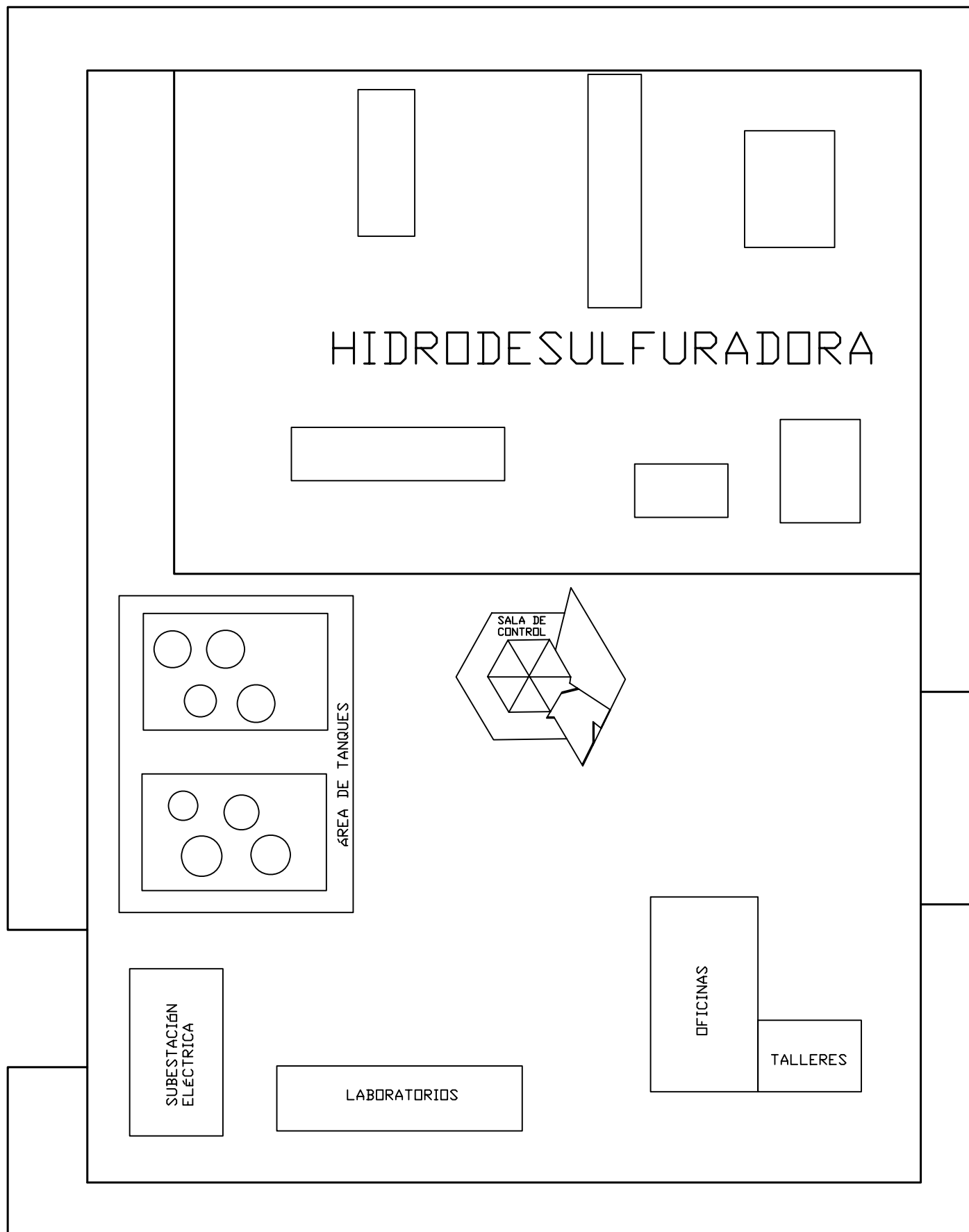
ramales ferroviarios particulares, dársenas, muelles de carga o descarga para uso de la instalación, espigones, depósitos o estructuras similares, estén a flote o no, necesarios para el funcionamiento de la instalación.

- **Polígono:** Agrupación de plantas o subpolígonos contiguos.
- **Peligro:** La capacidad intrínseca de una sustancia peligrosa o la potencialidad de una situación física para ocasionar daños a las personas, los bienes y el medio ambiente.
- **Riesgo:** La probabilidad de que se produzca un efecto específico en un período de tiempo determinado o en circunstancias determinadas.
- **Subpolígono:** Conjunto de instalaciones de una misma planta o factoría.
- **Umbral:** Valor de una magnitud física a partir de cual se justifica la aplicación de una determinada medida de protección y que sirve para definir los límites de las zonas objeto de planificación.
- **Zona de Alerta (ZA):** Es aquella en la que las consecuencias de los accidentes provocan efectos que, aunque perceptibles por la población, no justifican la intervención, excepto para los grupos críticos, que serán definidos por el responsable del Grupo Sanitario, para cada caso concreto.
- **Zona definida de Influencia (zona de influencia):** La zona abarcada por el radio (o envolvente en su caso), que delimita los alcances de los valores umbrales del riesgo, en caso de producirse la situación de accidente más desfavorable en base a los Estudios de Seguridad y Análisis Cuantitativo de riesgo.
- **Zona de Intervención (ZI):** Es aquella en la que las consecuencias de los accidentes producen un nivel de daños que justifican la aplicación inmediata de medidas de protección.

REFERENCIAS

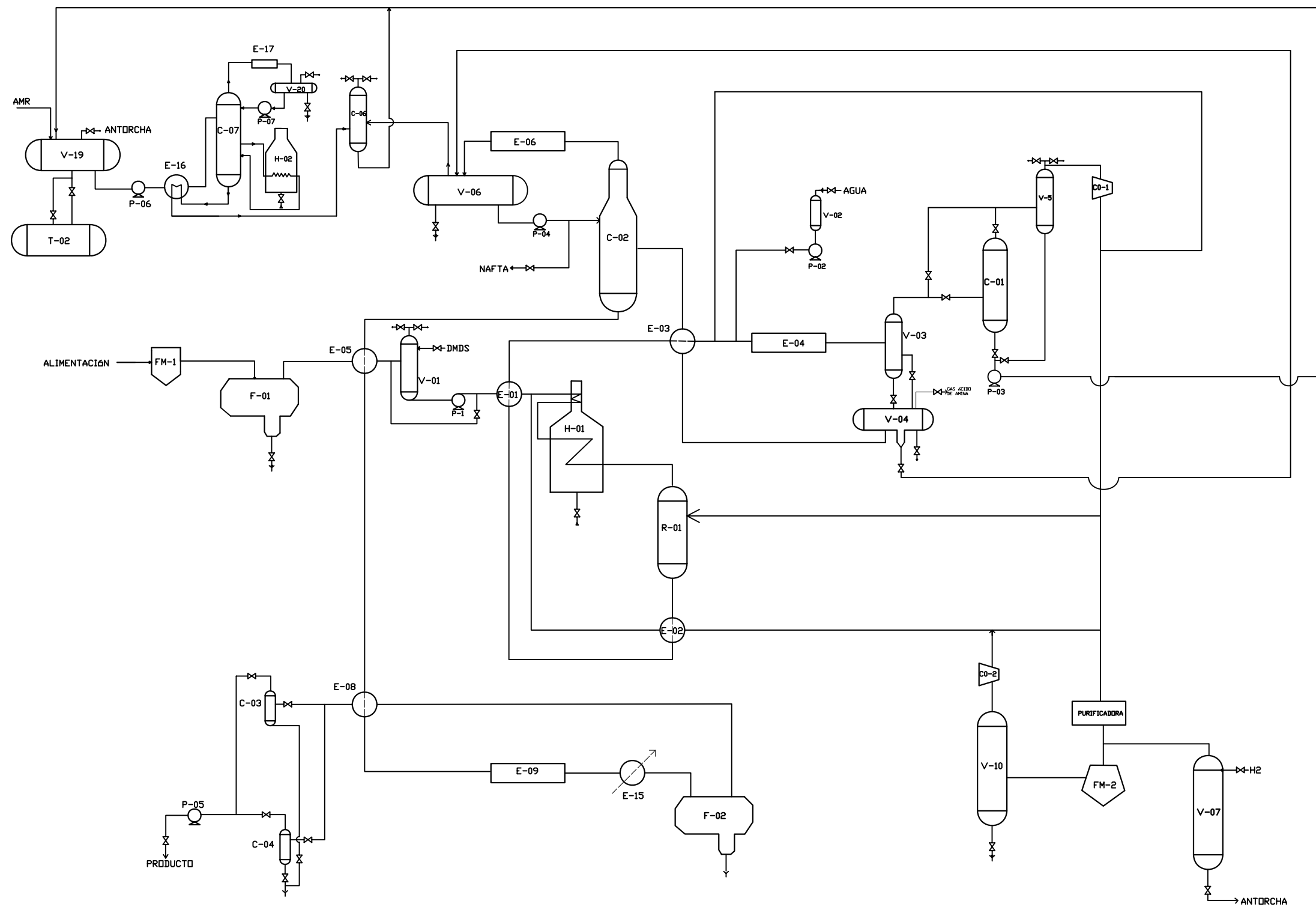
- [1] "Methods for the calculation of the physical effects of the escape of dangerous material liquid and gases". Yellow Book. PR14E TNO, Dutch Ministry of social Affairs. 1988.
- [2] "Análisis de Riesgos en Instalaciones Industriales". Joaquín Casal, Helena Montiel, Eulàlia Planas, Juan A. Vilchez. Edicions UPC. 1999
- [3] Notas Técnicas de Prevención. Instituto Nacional Seguridad e Higiene. 2005
- [4] Guía técnica. Zonas de Planificación para accidentes graves (en el ámbito del R.D. 1254/99 [Seveso II]). Dirección General de Protección Civil. Ministerio de Interior. 2002.
- [5] "Methods for the determination of possible damage to people and objects from releases of hazardous materials". Green Book. CPR16E TNO, Dutch Ministry of social Affairs. 1989.
- [6] Manual del Ingeniero Químico. John H Perry. 1966
- [7] Vocabulario Científico y Técnico. Real Academia de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales. 1996.

PLANOS



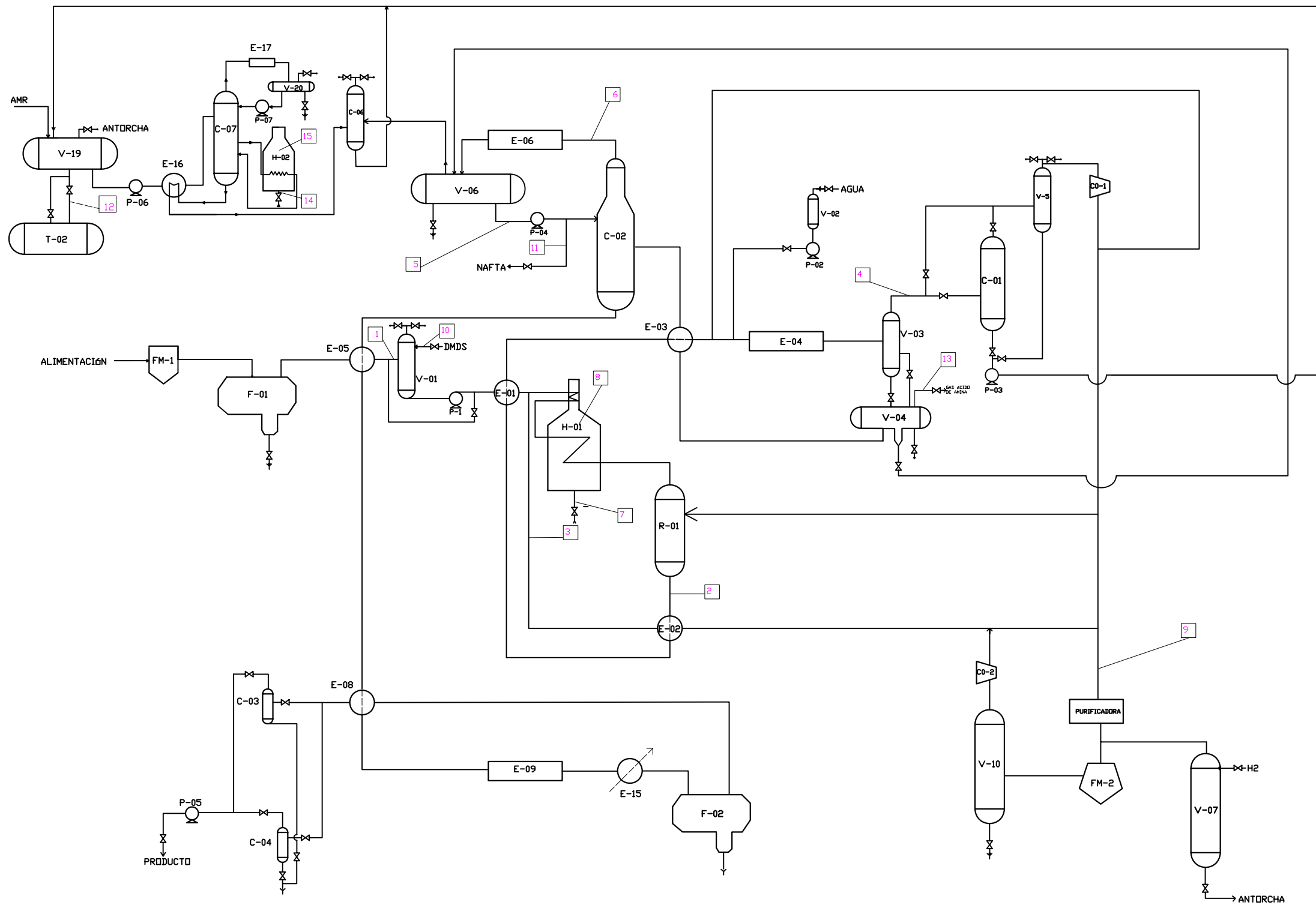
PROYECTO DE SEGURIDAD HIDRODESULFURADORA			
	FIRMA	FECHA	INSTALACIONES SULFOIL S.A.
Realizado	S.Pérez	Enero 05	
Comprobado	S.Pérez	Enero 05	

PLANO
Nº 1



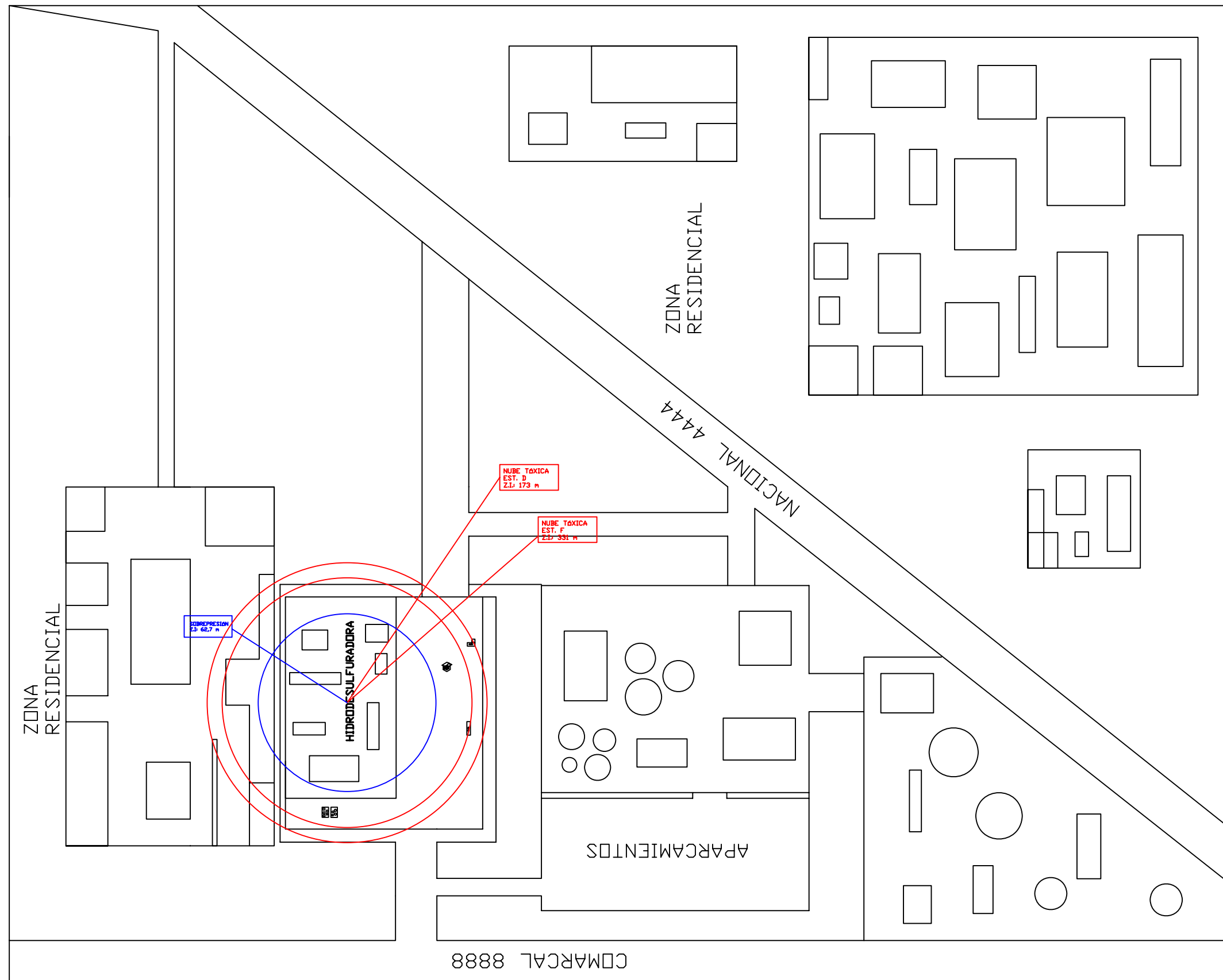
PROYECTO DE SEGURIDAD HIDRODESULFURADORA

	FIRMA	FECHA	<h2 style="margin: 0;">DIAGRAMA DE FLUJO</h2>	PLANO Nº 2
Realizado	S.Pérez	Enero 05		
Comprobado	S.Pérez	Enero 05		



PROYECTO DE SEGURIDAD HIDRODESULFURADORA

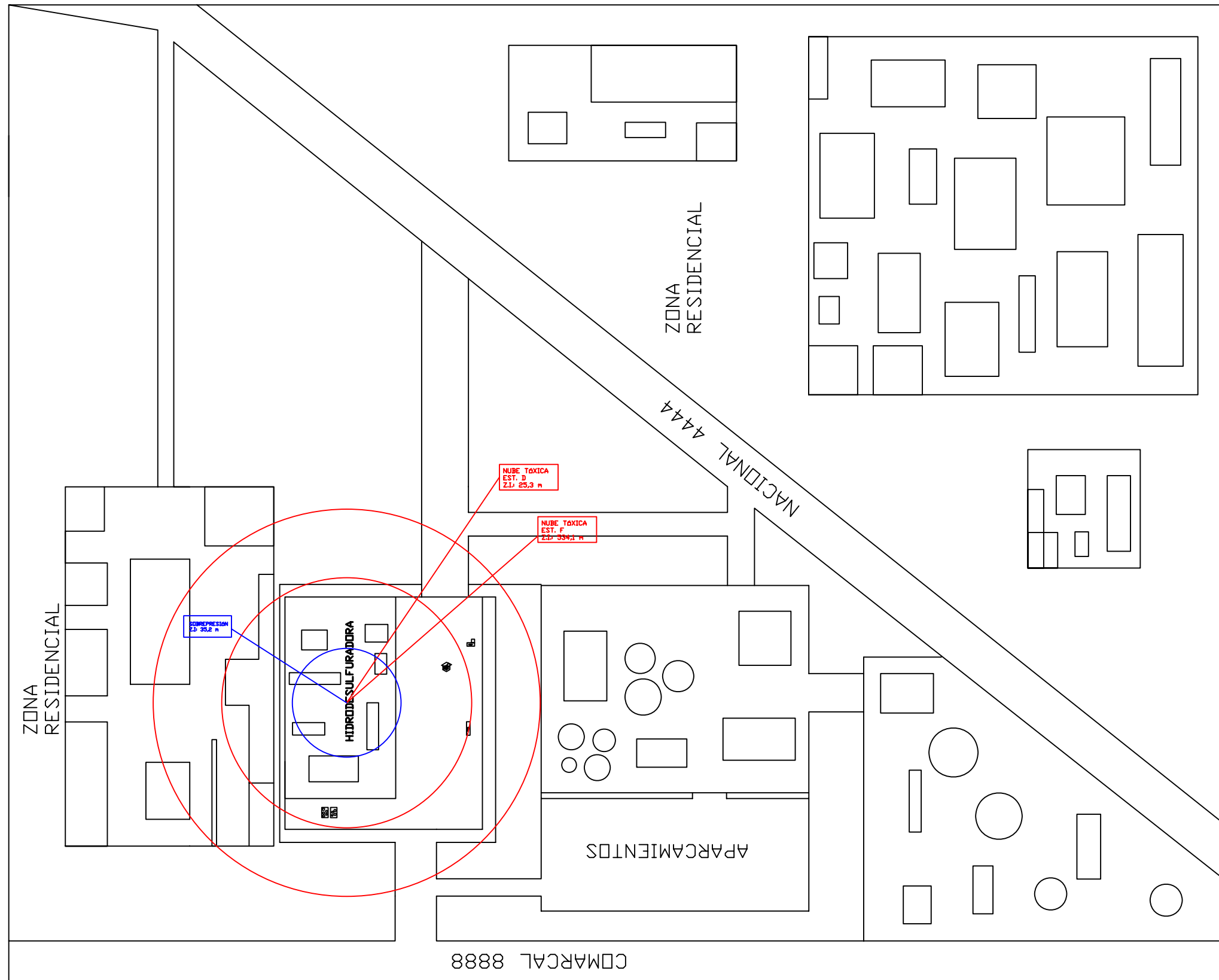
	FIRMA	FECHA	PUNTOS DE FALLO	PLANO Nº 3
Realizado	S.Pérez	Enero 05		
Comprobado	S.Pérez	Enero 05		



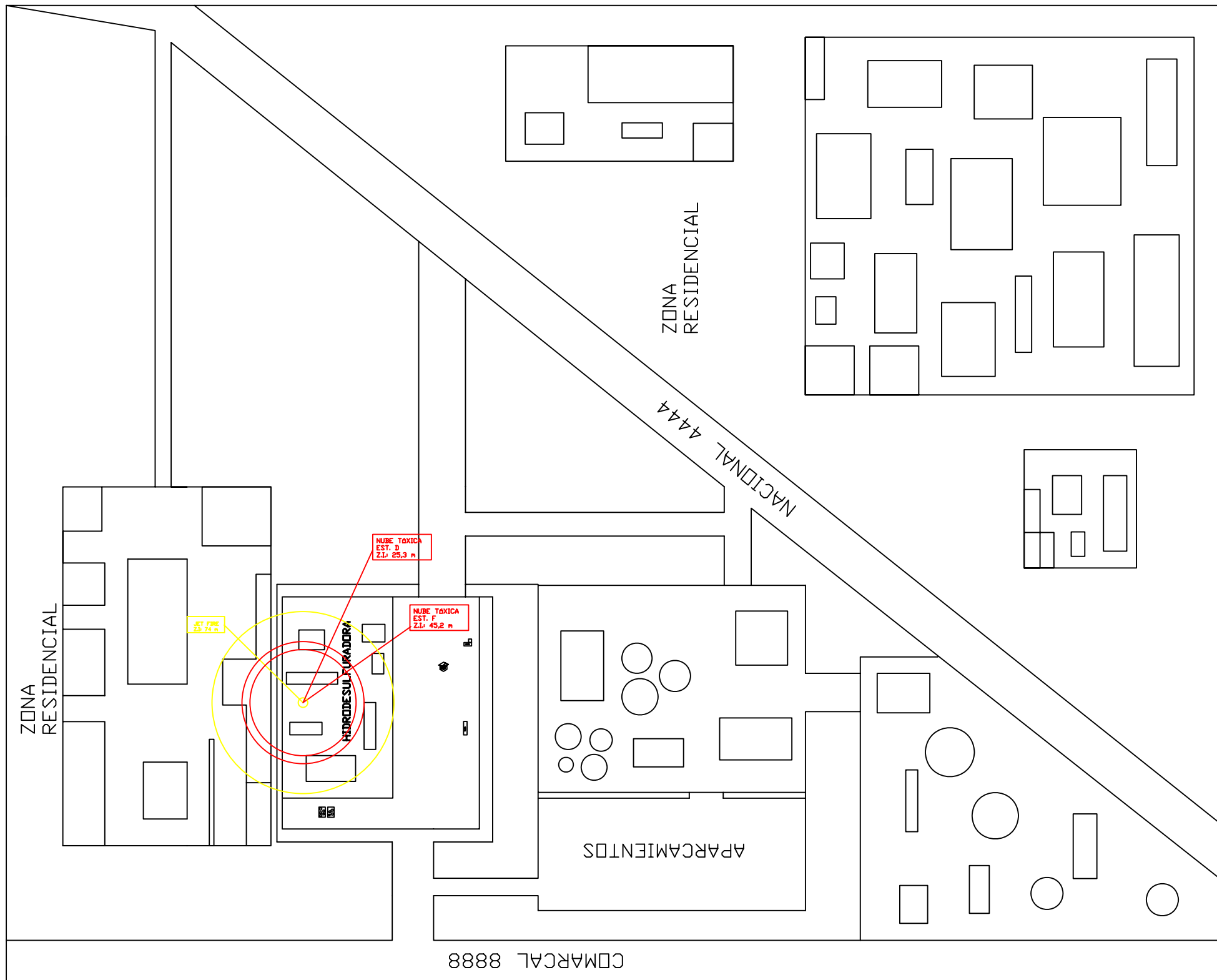
COMARCAL 8888

PROYECTO DE SEGURIDAD
HIDRODESULFURADORA

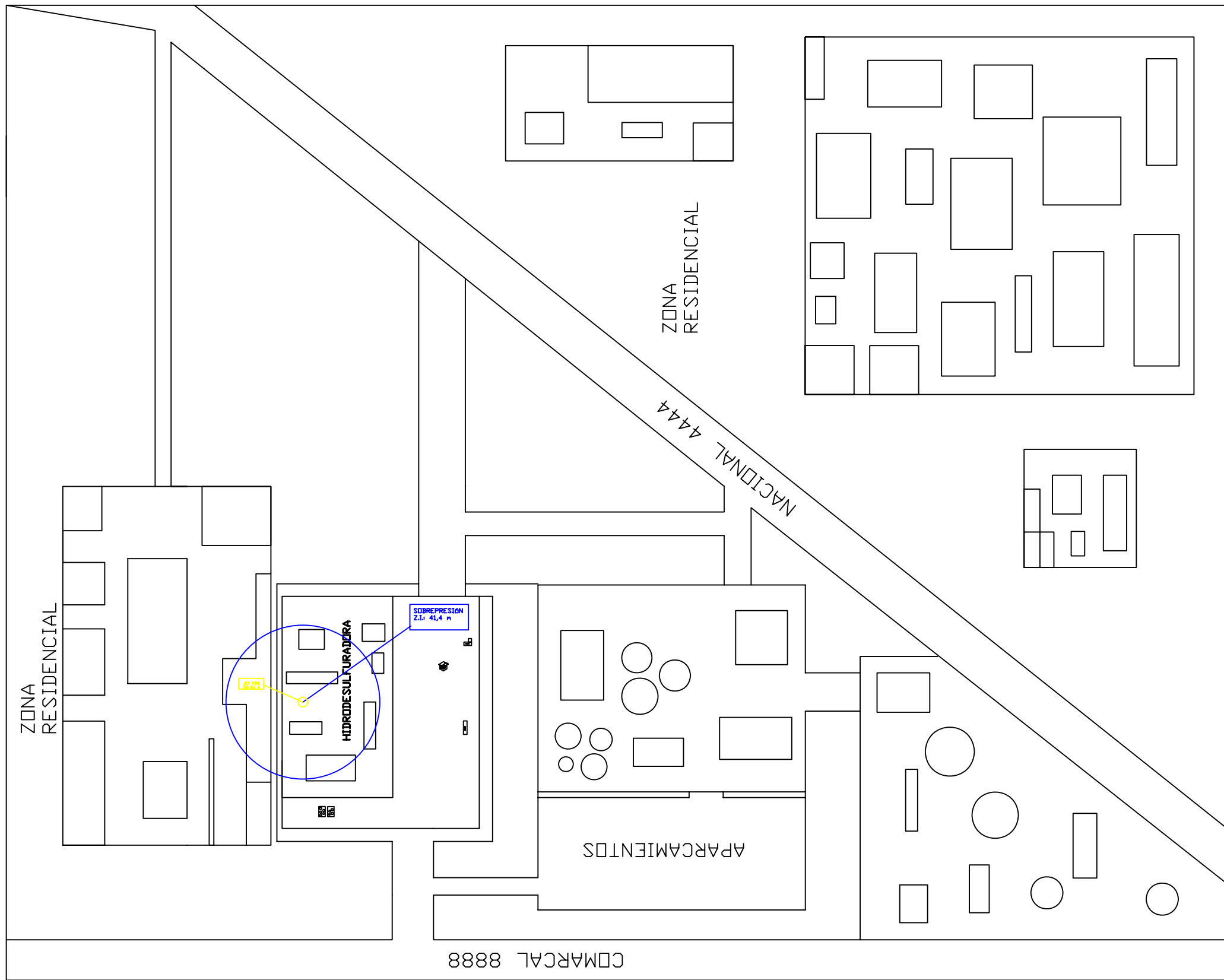
	FIRMA	FECHA	ESCENARIO Nº 5.b	PLANO Nº 4
Realizado	S.Pérez	Enero 05		
Comprobado	S.Pérez	Enero 05		



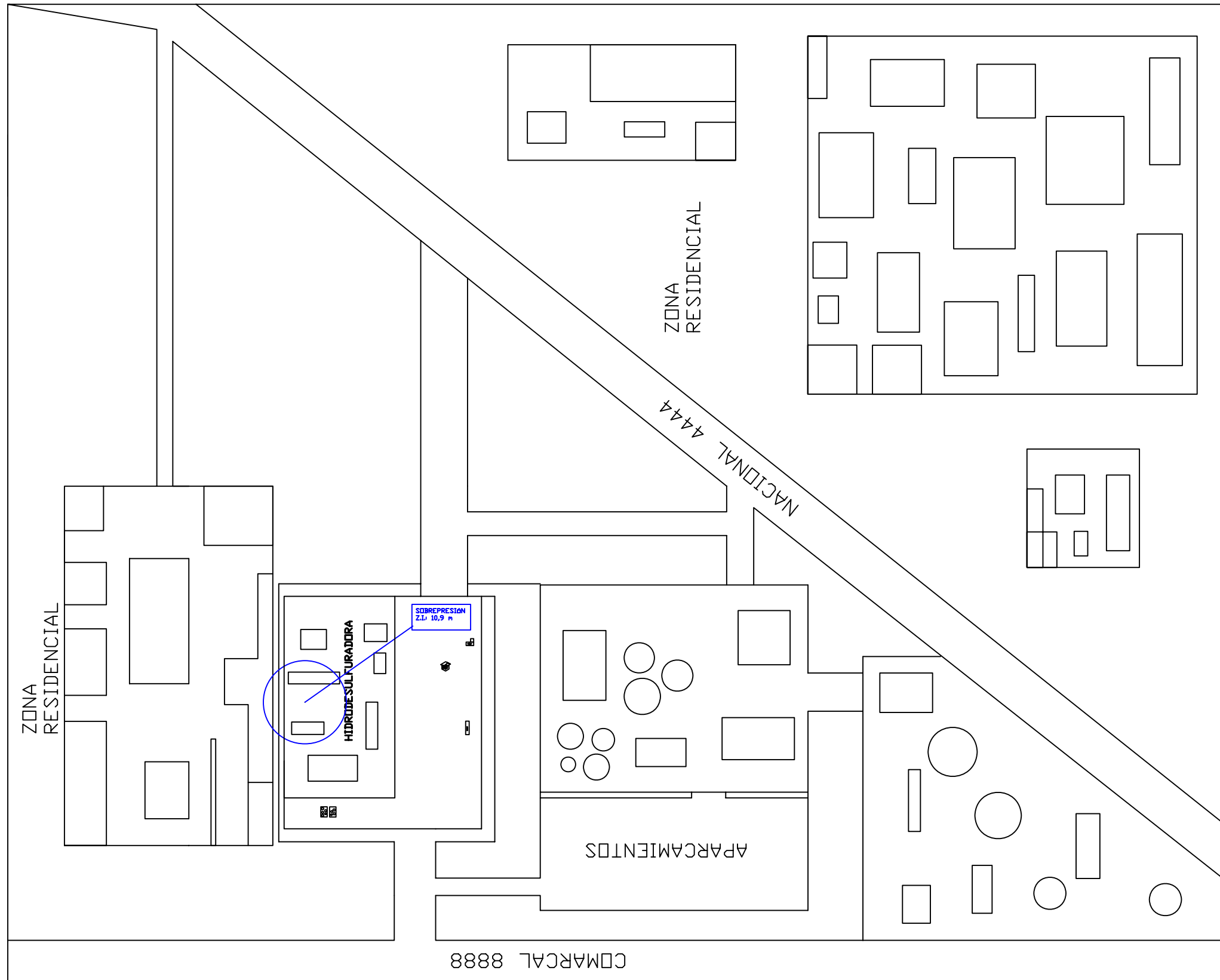
PROYECTO DE SEGURIDAD HIDRODESULFURADORA			
	FIRMA	FECHA	ESCENARIO Nº 6.b
Realizado	S.Pérez	Enero 05	
Comprobado	S.Pérez	Enero 05	
			PLANO Nº 5



PROYECTO DE SEGURIDAD HIDRODESULFURADORA			
	FIRMA	FECHA	ESCENARIO Nº 11
Realizado	S.Pérez	Enero 05	
Comprobado	S.Pérez	Enero 05	PLANO Nº 6



PROYECTO DE SEGURIDAD HIDRODESULFURADORA				
	FIRMA	FECHA	ESCENARIO Nº 14.a	PLANO Nº 7
Realizado	S.Pérez	Enero 05		
Comprobado	S.Pérez	Enero 05		



PROYECTO DE SEGURIDAD HIDRODESULFURADORA			
	FIRMA	FECHA	ESCENARIO Nº 15
Realizado	S.Pérez	Enero 05	
Comprobado	S.Pérez	Enero 05	
			PLANO Nº 8

