



**FACULTAD DE INGENIERÍA UNAM
DIVISIÓN DE EDUCACIÓN CONTINUA**

CURSOS INSTITUCIONALES

ANÁLISIS DE RIESGOS

Del 23 al 25 de febrero de 2005

APUNTES GENERALES

CI-013

**Instructor: Ing. Jorge Bermúdez Mendizábal
SEMARNAT CHIAPAS
Febrero / 2005**

TEMARIO DEL CURSO DE ANALISIS DE RIESGOS
23 AL 25 DE FEBRERO DE 2005, FACULTAD DE INGENIERIA,
UNAM.

Ponente: Ing. Jorge Antonio Bermúdez Mendizábal

- I) **Análisis de Riesgos,**
 - a) Introducción.

- II) **Análisis de Vulnerabilidad y Características Peligrosas de los Materiales y Procesos.**

- III) **Métodos Cualitativos de Análisis de Riesgos:**
 - a) Listas de verificación.
 - b) What if?. (taller)
 - c) Hazop. (taller).

- IV) **Métodos Cuantitativos de Análisis de Riesgos:**
 - a. Evaluación Matemática de Riesgos. (taller)
 - b. Método TNT para Explosiones. (taller)
 - c. Método API para Ondas de Radiación. (taller)
 - d. Índice DOW para Fuego y Explosión. (taller)
 - e. Simuladores.

- V) **Interpretación de Resultados Finales:**
 - a. Ondas de Presión.
 - b. Ondas de Radiación.
 - c. Toxicidad.
 - d. Diagramas de Pétalos.

Nota: taller = Se realizarán ejercicios en equipos.



**FACULTAD DE INGENIERÍA UNAM
DIVISIÓN DE EDUCACIÓN CONTINUA**

CURSOS INSTITUCIONALES

ANÁLISIS DE RIESGOS

Del 23 al 25 de febrero de 2005

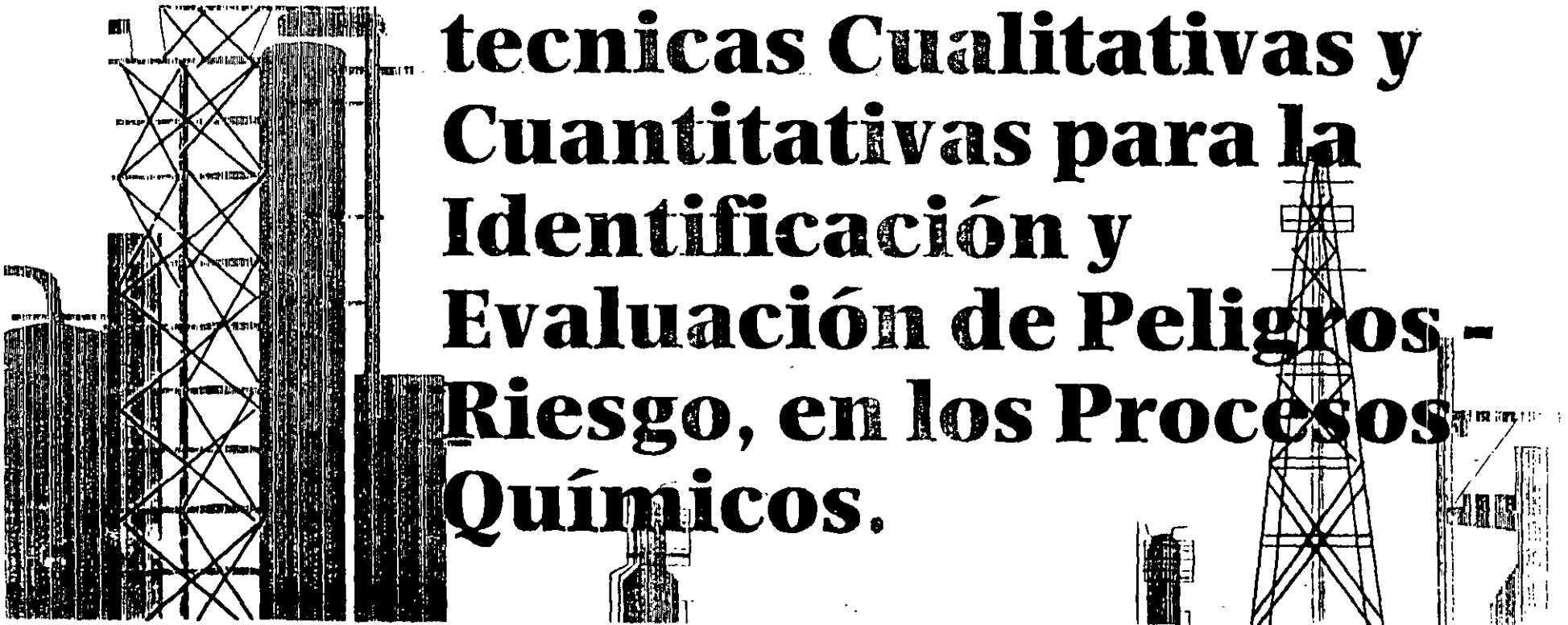
I) ANÁLISIS DE RIESGOS. INTRODUCCIÓN

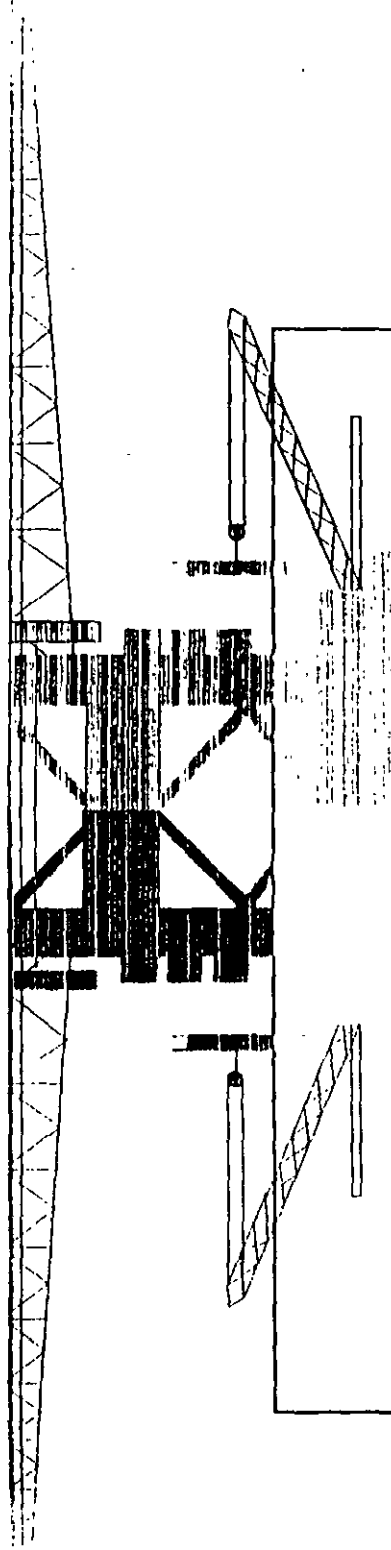
CI-013

**Instructor: Ing. Jorge Bermúdez Mendizábal
SEMARNAT CHIAPAS
Febrero / 2005**

OBJETIVO DEL CURSO:

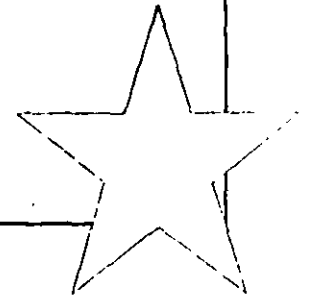
**Introducir a los
asistentes al
conocimiento de las
tecnicas Cualitativas y
Cuantitativas para la
Identificación y
Evaluación de Peligros -
Riesgo, en los Procesos
Químicos.**





PELIGRO


**ES CUALQUIER
CONDICIÓN DE LA QUE
SE PUEDE ESPERAR CON
CERTeza, QUE CAUSE
LESIONES O DAÑOS A LA
PROPIEDAD.**





RIESGO

ES LA POSIBILIDAD DE PERDIDA Y EL GRADO DE PROBABILIDAD DE ESTAS PERDIDAS. La exposición a una posibilidad de accidente, es definida como correr un riesgo.



EVOLUCION DE LOS ANALISIS DE RIESGO.

1920 - APARICION DE LAS PRIMERAS METODOLOGIAS. LA COMPAÑIA DUPONT EN FRANCIA, DECIDE "**ANALIZAR LOS ACCIDENTES**" CALAMITOSOS DE SUS PLANTAS DE DINAMITA.

1960 - SE DESARROLLA LA METODOLOGIA CONOCIDA COMO "**ANALISIS DE EFECTOS Y MODOS DE FALLA**", LA CUAL ES UNA FORMALIZACION AL METODO **WHAT IF...?** YA EMPLEADO, POR ALGUNAS INDUSTRIAS DE PROCESO. ESTA FORMALIZACION ES REALIZADA POR LA INDUSTRIA AEROSPACIAL DE USA.

1960 - DURANTE LA DECADA ES DESARROLLADA LA METODOLOGIA CONOCIDA COMO **HAZARD & OPERABILITY STUDIES (HAZOP)**, POR LA DIVISION MOND DE LA COMPAÑIA INGLESA ICI.

1962 - SE DESARROLLA LA METODOLOGIA "**ARBOL DE FALLAS**", POR LA MISMA INDUSTRIA AEROSPACIAL, EL CUAL ES COMPLEMENTADO POR LA INDUSTRIA NUCLEAR DE USA.

1985 - LA CHEMICAL MANUFACTURES ASSOCIATION (**CMA**) ESTABLECE LAS METODOLOGIAS DE ANALISIS DE RIESGO, EXISTENTES EN EL MERCADO DE USA:

WHAT IF...?, HAZOP, CHECK LIST, HAZAN, DOW INDEX & ICI MOD INDEX.

1986 - CCPA DE CANADA (ASOCIACION DE PRODUCTORES DE QUIMICOS), ADOPTA EL PROCESO CAER (COMMUNITY AWARENESS & EMERGENCY RESPONSE).

1988 - CMA DE USA, ADOPTA EL PROCESO CAER COMO MARCO NORMATIVO SOBRE LOS CODIGOS DE SEGURIDAD, QUE DEBEN OBSERVAR TODOS SUS SOCIOS.

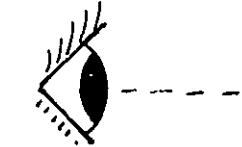


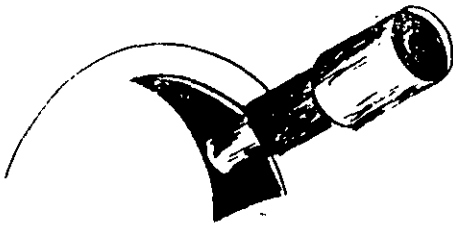
1989 - SEDESOL MEXICO, EMITE LA LEY GENERAL DEL EQUILIBRIO ECOLOGICO Y LA PROTECCION AL AMBIENTE. EN CUYO CAPITULO DE IMPACTO AMBIENTAL SOLICITA ESTUDIOS DE RIESGO A TODO PROYECTO A REGISTRARSE Y QUE MANEJE MATERIALES O PROCESOS QUE PUEDAN AFECTAR EL AMBIENTE O COMUNIDAD.

1990 - SEDESOL EMITE EL PRIMER LISTADO DE ACTIVIDADES ALTAMENTE RIESGOSAS.

1990 - OSHA PUBLICA "PROCESS SAFETY MANAGEMENT OF HIGHLY HAZARDOUS CHEMICAL" . DIARIO OFICIAL DE JULIO 17. INCORPORANDO LOS ESTUDIOS DE RIESGO COMO UN REQUISITO OFICIAL DE TODO PROYECTO E INSTALACION QUIMICA EN USA.

1992 - DEBIDO A LA EXPLOSION QUE SE DESATO EN LA CIUDAD DE GUADALAJARA, JAL. MEX. EL PRESIDENTE SALINAS DE GORTARI EN LA REUNION DE PREVENCIÓN DE DESASTRES VERIFICADA EL 29 DE ABRIL, GIRO INSTRUCCIONES PRECISAS A LA SEDESOL PARA INICIAR LAS AUDITORIAS AMBIENTALES DE LAS EMPRESAS POTENCIALMENTE MAS RIESGOSAS, INCLUYENDOSE LOS ANALISIS DE RIESGO DE SUS PROCESOS.

SISTEMA DE ANALISIS DE RIESGOS EN PLANTAS DE PROCESO.

EXTRACCION DE PELIGROS	GRADO DE PROFUNDIDAD	EVALUACION DE IMPACTO
<ul style="list-style-type: none"> - INVESTIGACION DE ACCIDENTES - LISTAS DE VERIFICACION. - TORMENTA DE IDEAS. - INSPECCIONES PLANEADAS. 	 <p align="center">(VISUAL)</p>	<ul style="list-style-type: none"> INCAPACIDADES/MUERTES. EQUIPO/INSTALACIONES. \$ PRODUCTO / PERDIDA DE DANADO. / PRODUCCION. MULTAS/CLAUSURA. IMAGEN.
<ul style="list-style-type: none"> - WHAT IF. - LISTAS DE VERIFICACION. 	 <p align="center">(LUPA)</p>	<p>EVALUACION DEL GRADO DE RIESGO EN FUNCION DE LA EXPOSICION Y PROBABILIDAD. JUSTIFICACION DE LA ACCION CORRECTIVA.</p>
<ul style="list-style-type: none"> - HAZOP. 	 <p align="center">(MICROSCOPIO)</p>	<ul style="list-style-type: none"> - INDICE DOW (FUEGO Y EXPLOSION.) - INDICE MOND (FUEGO, EXPLOSION Y TOXICIDAD.) RADIOS DE AFECTACION Y PERDIDA MAXIMA PROBABLE.
<ul style="list-style-type: none"> - ARBOL DE EVENTOS. - ARBOL DE FALLAS. 	 <p align="center">(TELESCOPIO)</p>	<ul style="list-style-type: none"> - CALCULOS DE DISPERSION DE *INFLAMABLES. *TOXICOS. - CALCULO DE NUBES EXPLOSIVAS (TNT). - CALCULO DE RADIACION. DIAGRAMAS DE PETALOS.

APLICACION DE ANALISIS DE RIESGOS.

BASES DE DISEÑO:

LISTAS DE VERIFICACION.
PUBLICACIONES DE SEGURIDAD.
LITERATURA TECNICA.
TORMENTA DE IDEAS.

INGENIERIA DE DETALLE:

LISTAS DE VERIFICACION.
¿QUE PASA SI?
HAZOP.
ANALISIS DE FALLA Y EFECTO.
ARBOLE DE FALLAS Y EVENTOS.
ANALISIS DE ERROR HUMANO.

CONSTRUCCION:

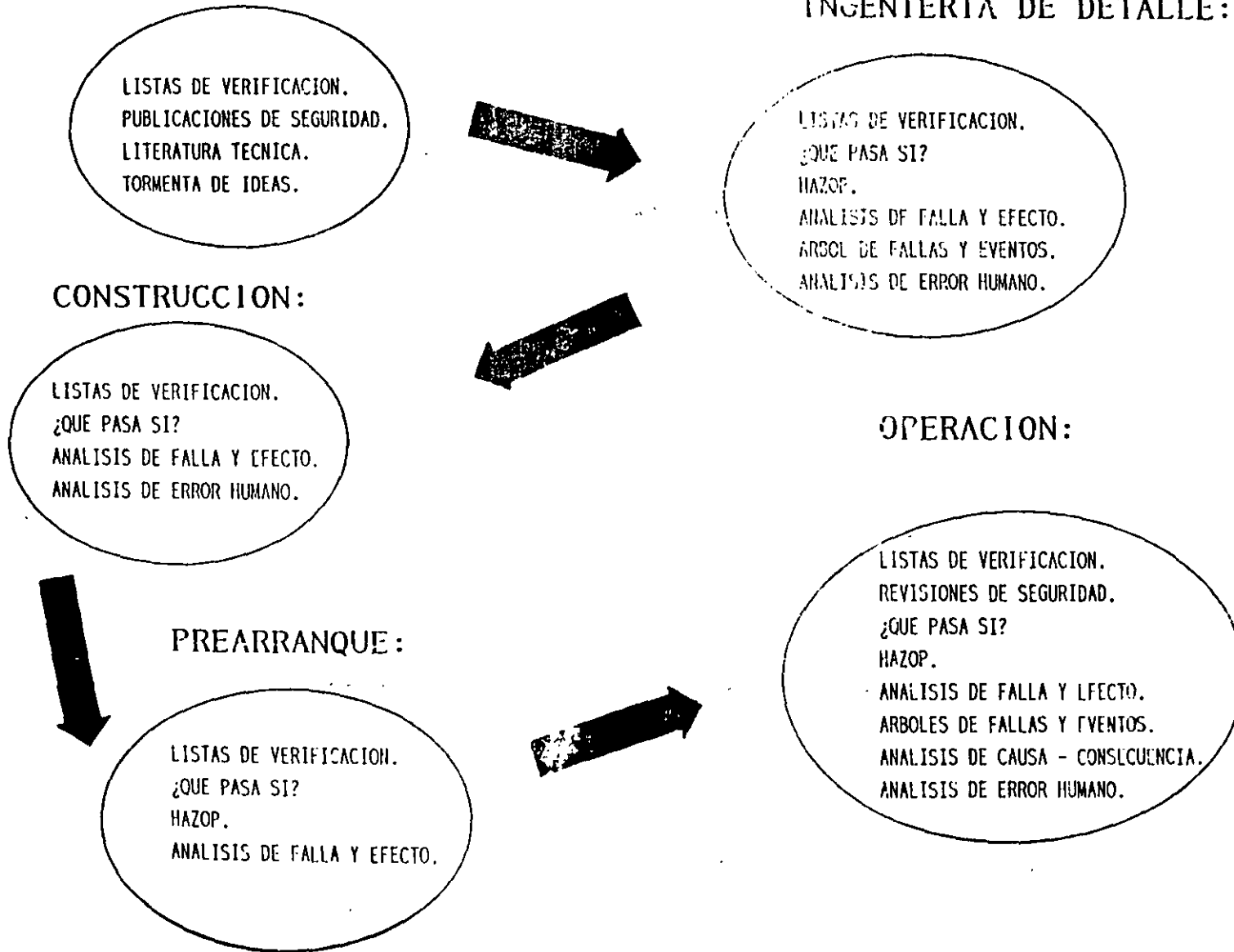
LISTAS DE VERIFICACION.
¿QUE PASA SI?
ANALISIS DE FALLA Y EFECTO.
ANALISIS DE ERROR HUMANO.

OPERACION:

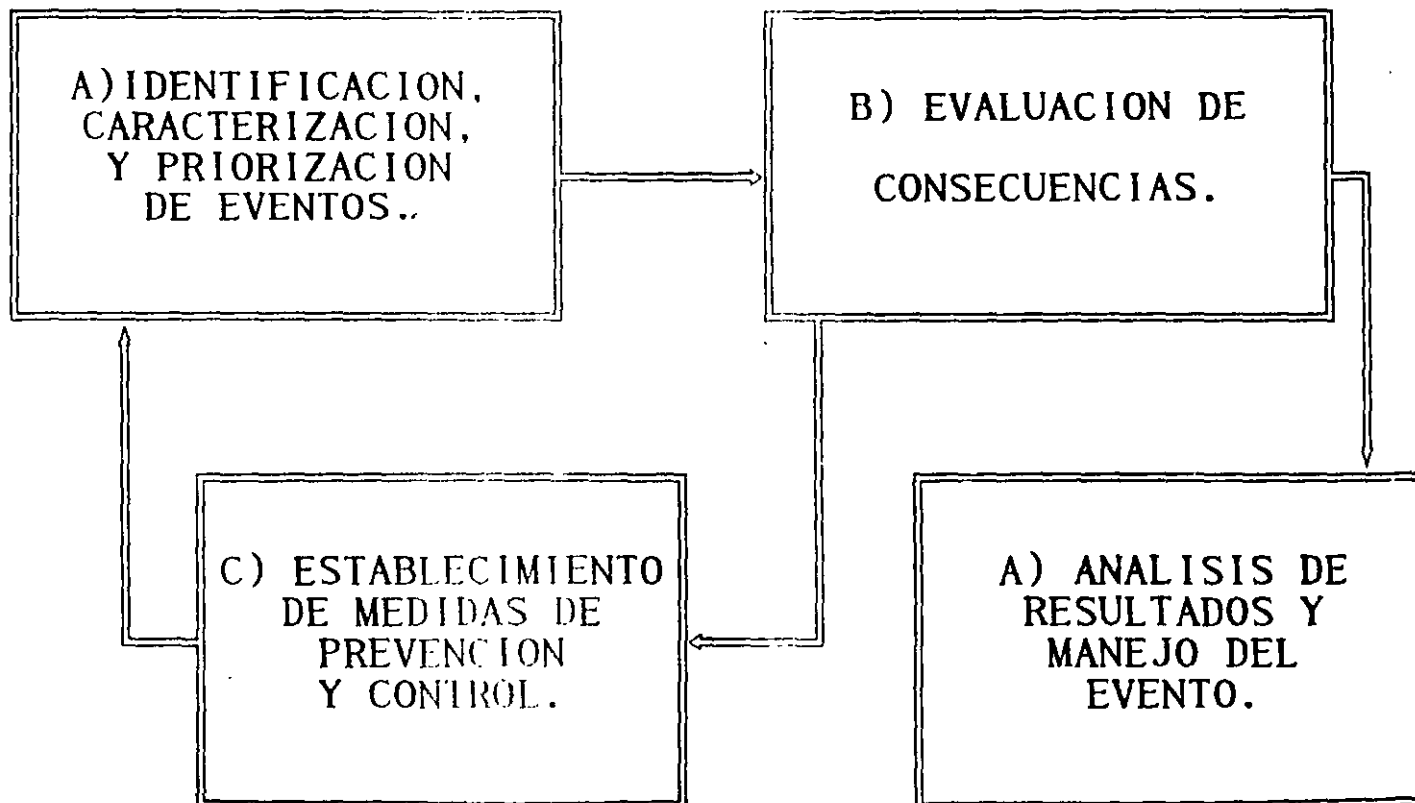
LISTAS DE VERIFICACION.
REVISIONES DE SEGURIDAD.
¿QUE PASA SI?
HAZOP.
ANALISIS DE FALLA Y EFECTO.
ARBOLES DE FALLAS Y EVENTOS.
ANALISIS DE CAUSA - CONSECUENCIA.
ANALISIS DE ERROR HUMANO.

PREARRANQUE:

LISTAS DE VERIFICACION.
¿QUE PASA SI?
HAZOP.
ANALISIS DE FALLA Y EFECTO.



ESQUEMA GENERAL DE ANALISIS DE RIESGOS.



DONDE CADA ETAPA QUEDA DEFINIDA COMO:

A) IDENTIFICACION DE EVENTOS.

ESTE RUBRO SE ANALIZA MEDIANTE UN EQUIPO MULTIDISCIPLINARIO DE PROFESIONISTAS QUE PARTICIPAN EN LA OPERACION DE LA PLANTA (PROCESOS-SEGURIDAD-PROYECTOS-OPERACION) ANALIZANDO LA INFORMACION SIGUIENTE:

- DESCRIPCION DEL PROCESO.
- DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO.
- DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DEL PROCESO.
- PLANO DE LOCALIZACION GENERAL (LAYOUT).
- DIAGRAMAS DEL EQUIPO DE PROCESO.
- INTEGRIDAD FISICA DE LAS INSTALACIONES.
- VOLUMENES DE MATERIALES PELIGROSOS.
- PROCEDIMIENTOS DE OPERACION, SEGURIDAD Y MANTENIMIENTO.
- ACCIDENTABILIDAD DE LA PLANTA.

CON EL OBJETIVO DE IDENTIFICAR LOS POSIBLES PUNTOS DE FALLA QUE PUEDAN GENERAR EVENTOS PELIGROSOS (CASOS CREIBLES HIPOTETICOS), MEDIANTE ALGUNA METODOLOGIA CONOCIDA, EJEM.:

- WHAT IF? (¿QUE PASA SI?).
- LISTAS DE VERIFICACION.
- HAZOP (RIESGOS EN LA OPERACION).
- MODOS DE FALLA Y EFECTO.
- ARBOL DE EVENTOS Y FALLAS.

A) (CONTINUA) CARACTERIZACION DE EVENTOS.

LAS ACTIVIDADES DE ESTE RUBRO SE CENTRAN EN LA GENERACION Y/O RECOPIACION DE LA INFORMACION NECESARIA QUE PERMITA ESTABLECER EL TIPO DE EVENTO (FUGA, DERRAME Y/O AMBAS) ASI COMO SUS CARACTERISTICAS DE ACUERDO A LAS CONDICIONES DEL PROCESO (P, T, V, G, ETC.), CONSIDERANDOSE COMO REFERENCIA LOS SIGUIENTES ESCENARIOS:

- 1) EMISIONES DE MATERIALES ALTAMENTE TOXICOS QUE PUEDAN ALCANZAR CONCENTRACIONES A NIVEL DE PISO SUPERIORES AL VALOR DEL "IDLH" RESPECTIVO.
- 2) INCENDIOS CON UN NIVEL DE RADIACION SUPERIOR A 5 KW/M2, POR VARIOS SEGUNDOS.
- 3) EXPLOSIONES DE GASES O VAPORES QUE GENEREN ONDAS DE PRESION SUPERIORES A 0.5 PSI (3 Kpa).

A) (CONTINUA) PRIORIZACION DE EVENTOS.

ESTE RUBRO ES VIRTUALMENTE EL SELECTIVO DE LOS EVENTOS A ANALIZARSE MEDIANTE UN MODELO DE DISPERSION, ESTA ACTIVIDAD SE EFECTUA CONSIDERANDO UNA SERIE DE PARAMETROS FISICO-QUIMICOS, OPERATIVOS Y DE IMPACTO, A SABER.

- A) FISICO-QUIMICOS. PELIGROSIDAD DEL MATERIAL: TOXICIDAD, INFLAMABILIDAD, REACTIVIDAD, ETC.
- B) OPERATIVOS. PRESION, TEMPERATURA, TASA DE EMISION, TIEMPO DE CONTROL, ETC.
- C) IMPACTO. MUERTES, AFECTACION A LA COMUNIDAD, CONTAMINACION, DESTRUCCION DE LA PLANTA, LESIONES, PERDIDA DE PRODUCTO O DAÑOS MENORES A LAS INSTALACIONES.

LA PRIORIZACION DE LOS EVENTOS SE DISTINGUE POR LAS CALIFICACIONES:

- 1 = MUY PELIGROSO.
- 2 = PELIGROSO.
- 3 = MODERADO.

B) EVALUACION DE CONSECUENCIAS.

LA SIGUIENTE ETAPA DEL ESQUEMA EMPLEADO ES LA EVALUACION DE CONSECUENCIAS, LA CUAL TIENE COMO OBJETIVO DETERMINAR EL IMPACTO O AFECTACION POTENCIAL SUBSECUENTE A LA OCURRENCIA DEL EVENTO. LA SIMULACION SE EFECTUA MEDIANTE ALGUNOS PROGRAMAS TALES COMO:

ISCST2 - INDUSTRIAL SOURCE SHORT MODEL (MODELO GAUSSIANO).
WHAZAN - DNV TECHNICA Ltd. SOFTWARE PRODUCTS.

C) MEDIDAS DE PREVENCIÓN Y CONTROL.

EN ESTA ETAPA SE SUGIEREN LAS MEDIDAS DE MITIGACION A TOMARSE. PARA LA ELIMINACION O REDUCCION DEL RIESGO IDENTIFICADO, CONSIDERANDOSE PARA ELLO LAS DOS VIAS DE CONTROL:

- ADMINISTRATIVAS.
- INVERSION.

- LAS MEDIDAS ADMINISTRATIVAS. SON AQUELLAS QUE VIA LA ELABORACION DE POLITICAS, PROCEDIMIENTOS, PLANES DE EMERGENCIA, CAPACITACION, ETC. PUEDEN REDUCIR LA PROBABILIDAD E IMPACTO DEL EVENTO.

- LAS MEDIDAS DE INVERSION, SON AQUELLAS QUE INVOLUCRAN UN CAMBIO, SUBSTITUCION, ADAPTACION, ADQUISICION O DISEÑO DE EQUIPO DE PROCESO Y CONTROL.

D) ANALISIS DE RESULTADOS.

FINALMENTE EN ESTA ETAPA SE ANALIZARAN LOS RESULTADOS OBTENIDOS FUNDAMENTALMENTE DE LOS PAQUETES DE DISPERSION, CORRELACIONANDO LOS DIFERENTES EVENTOS CON SU RESPECTIVA AREA DE AFECTACION, CON LAS MEDIDAS QUE EVITEN O REDUZCAN LA MAYOR AFECTACION AL PERSONAL, COMUNIDAD, MEDIO AMBIENTE E INSTALACIONES.



FACULTAD DE INGENIERÍA UNAM
DIVISIÓN DE EDUCACIÓN CONTINUA

CURSOS INSTITUCIONALES

ANÁLISIS DE RIESGOS

Del 23 al 25 de febrero de 2005

II) ANÁLISIS DE VULNERABILIDAD Y CARACTERÍSTICAS PELIGROSAS DE LOS MATERIALES Y PROCESOS

CI-013

Instructor: Ing. Jorge Bermúdez Mendizábal
SEMARNAT CHIAPAS
Febrero / 2005

IDENTIFICACIÓN DE LA VULNERABILIDAD DE LA INSTALACIÓN.

Los criterios fundamentales para determinar el grado de Peligrosidad o Vulnerabilidad de las áreas de proceso de una planta o propiamente de la planta misma son:

I) CARACTERÍSTICAS DE LOS MATERIALES.

II) TECNOLOGÍA UTILIZADA.

III) UBICACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE LA INSTALACIÓN.

IV) RECURSOS HUMANOS.

I) CARACTERÍSTICAS DE LOS MATERIALES. Análisis sobre las propiedades Físico - Químicas de todos los materiales que intervienen en el metabolismo industrial de la localidad, tales como: Materias Primas, Productos, Subproductos, Residuos.

Los aspectos que deben ser revisados y documentados son:

I.1) Inflamabilidad.

- * **Líquidos Inflamables:** Son aquellos que tienen un Punto de Inflamación, (Flash Point) igual o por debajo de los 37.8°C y con una Presión de Vapor que no exceda las 40 Psi.
- * **Líquidos Combustibles:** Son aquellos que tienen un Punto de Inflamación, (Flash Point) por arriba de los 37.8°C.
- * **Polvos Explosivos:** Materiales orgánicos e inorgánicos fragmentados a tal tamaño de micras que pueden formar mezclas explosivas con el aire.
- * **Punto de Inflamación:** Temperatura a la cual el material empieza a generar vapores que en presencia de aire pueden generar un incendio. (Ejemplo: Gasolina = -43°C, Kerosene = 43 - 70°C)
- * **Temperatura de Ignición:** Temperatura a la cual una mezcla de vapores inflamables y aire puede iniciar su combustión, independientemente de la temperatura de los vapores o del aire. (Ejemplo Gasolina = 280°C, Kerosene = 210°C)
- * **Limites de Inflamabilidad:** Concentración necesaria de los vapores o gases inflamables en presencia de aire u oxígeno para iniciar y mantener la combustión. Existen dos niveles de inflamabilidad: Limite Inferior y Limite Superior, por abajo del limite inferior la mezcla será pobre y no arderá y por arriba del limite superior

la mezcla será muy rica y tampoco arderá. (Ejemplo: Gasolina = 1.4 - 7.6% Vol. , Kerosene 0.7 - 5% Vol.

A estos límites también se les conoce como Límites de Explosividad”.

Temperatura de Autoignición: Es la temperatura a la cual la mezcla de vapores con aire, se incendian espontáneamente sin necesidad de una fuente de ignición.

1.2) Clasificación de Áreas.

Clasificación de áreas: Esta clasificación se efectúa de acuerdo a la NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION (NFPA), de la siguiente forma:

- **RIESGO LIGERO:** Áreas o localidades donde la cantidad de materiales y/o el grado de combustibilidad de los materiales contenidos es relativamente baja y los incendios que puedan originarse tienen bajos índices de desprendimiento de radiación.

- **RIESGO ORDINARIO.**

* **GRUPO 1:** Áreas o localidades donde la combustibilidad es baja y la cantidad de combustibles es moderada. Los niveles de almacenamiento de estos materiales no exceden alturas de 2.4 m. El desprendimiento de radiación de fuegos de estas áreas es moderada.

* **GRUPO 2 :** Ídem Grupo 1, con la diferencia de que los niveles de almacenamiento no exceden los 3.7m.

* **GRUPO 3 :** Áreas o localidades donde la cantidad de los materiales y su combustibilidad es alta y los incendios que puedan originarse tienen un alto grado de desprendimiento de radiación.

- **RIESGO EXTRA.** Son las áreas o localidades donde la cantidad y combustibilidad de los materiales que contiene es muy alta, y líquidos inflamables, vapores, gases, polvos u otros materiales se manejan presentes introduciendo la probabilidad de un rápido desarrollo de incendio con altos índices de desprendimiento de radiación. Las áreas o localidades con esta clasificación de riesgos, manejan o envuelven una gran cantidad de variables que generan la posibilidad de grandes incendios, Clasificación:

* **GRUPO 1 :** Incluye las áreas ya descritas pero con poca cantidad de líquidos combustibles e inflamables.

* **GRUPO 2 :** Incluye las áreas ya descritas pero con grandes cantidades de líquidos, gases, vapores, polvos, etc., combustibles e inflamables. Con alto índice de desprendimiento de radiación.

I.3) Toxicidad. IDLH, TLV, Etc.

Incertidumbre sobre la posible emisión de materiales tóxicos al ambiente, alcanzando concentraciones a nivel de piso dentro y fuera de los límites de baterías de la localidad, superiores a los valores de IDLH respectivo de la sustancia.

I.4) Reactividad.

Materiales que emiten cantidades peligrosas de energía, cuando se somete a golpes, chispas o luz, durante una polimerización incontrolada o cuando entra en contacto con algunas sustancias como por ejemplo: Aire, Agua, Acero o Sustancias que producen una oxidación fuerte o Materiales reductores.

I.4) Punto de Ebullición, Presión de Vapor, Punto de Fusión, Capacidad Calorífica, Etc.

Datos Físico - Químicos que nos ayudan a determinar el grado de peligro que presentan los materiales dentro del entorno del ente productivo.

I.5) Subproductos y Residuos.

Posible generación de materiales no reutilizables en el proceso de la localidad, con características peligrosas (CRETIB = Corrosivo, Reactivo, Explosivo, Tóxico, Inflamable y Biológico infeccioso.)

II) TECNOLOGÍA UTILIZADA. Análisis de los Procesos, Equipos, Instalaciones, Operaciones e inventarios, utilizados para Metabolizar los materiales y alcanzar el producto con las especificaciones deseadas

II.1) Cinética de la Reacción. Comportamiento de una reactada en función de variables tales como: Presión, Temperatura, Tiempo, Flujo. Etc., así como la Velocidad de Reacción controlada con Catalizadores e Inhibidores. Análisis del tipo de Reacción Química: Endotérmica, Exotérmica.

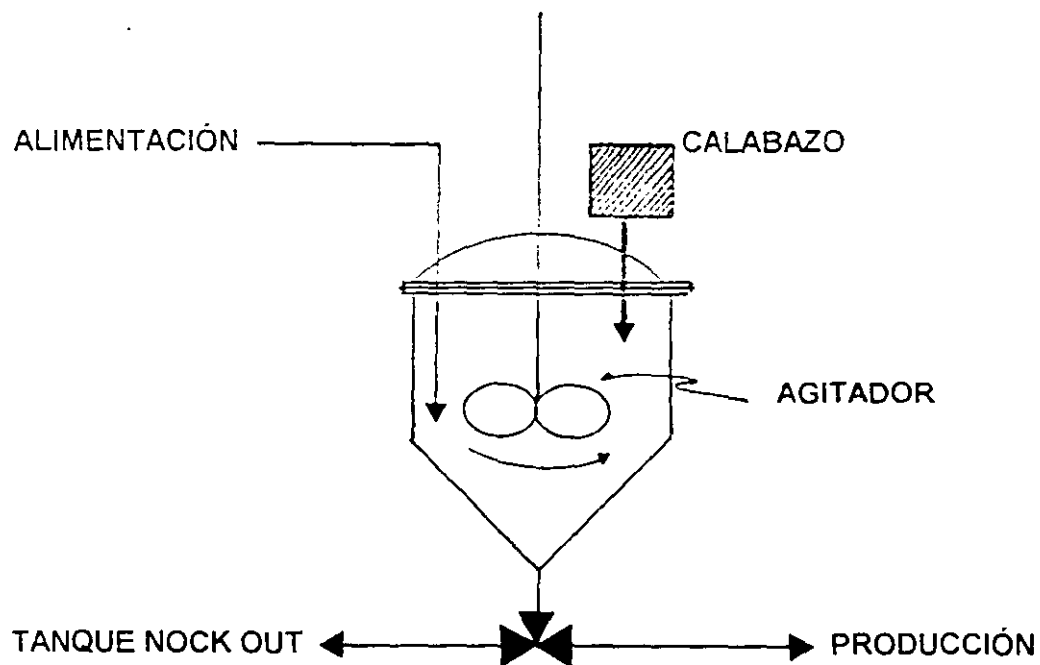
Ejemplo de Proceso:

Reacción: Polimerización de Metil Metacrilato.

Tipo de Reacción: Endotérmica/Exotérmica.

Secuencia de Proceso/Reacción:

- a) Agregar al reactor el MMA, Catalizadores, Etc.
- b) Calentar hasta 60°C. (reacción endotérmica).
- c) Durante el calentamiento: Agitar.
- d) Dejar de calentar y la reacción pasara a exotermia, debiendo alcanzar la reactada una temperatura de 90°C, y una presión de 2 Kg/cm².
- e) Mantener la agitación, agregar inhibidor y comenzar el enfriamiento hasta una temperatura de 18°C y una presión atmosférica.
- f) Abrir la válvula correspondiente y descargar la Miel para distribuirla a otra parte del proceso.



II.3) Condiciones del Proceso. Manejo de variables de proceso tales como : Presión, Temperatura, Gasto, Etc., con Gradientes Diferenciales Altos con referencia a las condiciones atmosféricas.

II.4) Instalaciones. Grado de revisión de Riesgos y de cumplimiento de: Buenas Practicas de Ingenieria (Estándares, Códigos, Normas, Guías, Etc.), durante las siguientes etapas del proyecto:

- * Bases de Diseño.
- * Ingeniería Básica.
- * Ingeniería de Detalle.
- * Etapa de Construcción.
- * Programa de Pruebas y Arranque.
- * Operación de la Planta.

Ejemplo de aplicación de Buenas Practicas de ingenieria.

- BASES DE DISEÑO:

- + Descripción del Proceso.
- + Selección de Materias Primas.
- + Selección de Tecnología ("Receta")
- + Diagrama Genérico de Flujo.
- + Evaluación de Subproductos y Residuos.
- + Evaluación de Peligros Genérica.
- + Etc.

- INGENIERÍA BÁSICA.

- + Dimensionamiento de Equipos.
- + Balance de Materia y Energía.
- + Diagramas de Flujo Mas Especificos.
- + Establecimiento de Variables de Operación.
- + Revisión y Análisis de Peligrosidad de Reacciones Químicas.
- + Etc.

- INGENIERÍA DE DETALLE.

- + Instrumentación y Control del Proceso.
- + Diseño de Recipientes y de Equipos Involucrados en el Proceso y Periféricos.
- + Análisis de Esfuerzos de Tuberías, Soporterías, Estructuras, Etc.
- + Ingeniería Civil y Arquitectura del Proyecto.
- + Diseño y Clasificación de Instalaciones Eléctricas.

+ Análisis de riesgos para determinar las necesidades de establecer:

A) **Sistemas de Preventores (Interlocks)**, para Reducir y/o Eliminar la posibilidad de descontroles del proceso o desencadenamiento de secuencias hacia un evento de Emergencia. (Sistemas tales como: Interruptores de Presión, Temperatura, Flujo, así como Detectores de Gases, Alarmas, Etc.).

B) **Sistemas de Protección**, para reducir la afectación del: Personal, Instalaciones, Comunidad y Medio Ambiente, por medio de sistemas: Contra incendio, Supresores de Explosión, Control de Derrames, Etc.

C) **Administración de Inventarios de Materiales Peligrosos**. Considerando Los requerimientos del proceso, Suministro de Proveedores, Capacidad de la Planta, Etc.

+ Etc.

- ETAPA DE CONSTRUCCIÓN.

- Cumplimiento de los Estándares de Construcción.

- Construir de acuerdo a Planos y Diagramas Aprobados para Construcción.

+ Efectuar las Auditorias de Seguridad necesarias durante la Construcción del Proyecto.

+ Etc.

- PRUEBAS Y ARRANQUE.

+ Efectuar las Pruebas necesarias a todo el equipo para determinar su Hermeticidad, Resistencia, Flujo, Operación, Eficiencia, Etc.

+ Contar con todos los Procedimientos, Permisos y Listas de Verificación para la Operación y Seguridad de la Instalaciones.

+ Capacitación y Entrenamiento del Personal que Operara la Instalación.

+ Registro de Resultados de Pruebas.

+ Etc.

- OPERACIÓN DE LA PLANTA.

+ Contar con todo el entrenamiento e información necesaria para Operar la Planta en condiciones: Normales, Emergencia, Siniestro, Paro/Arranques Normales y de Emergencia, Etc.

+ Reevaluar los Riesgos remanentes.

+ Etc.

II.5) Integridad física de la Instalación. Programas de Mantenimiento: Predictivo, Preventivo y Correctivo, dentro de una Política de Manufactura Sana. Administración de Cambios que incluya desde aspectos tales como: Substitución de Refacciones y Equipos, hasta cambios, mejoras y aumentos de la Producción e Instalaciones.

II.6) Inventarios de Materiales Peligrosos. Que aparezcan en los listados de Actividades Altamente Peligrosas, emitidos en el Diario Oficial de la Federación.

II.7) Incertidumbre. Sobre la posibilidad de tenerse mas haya del limite de batería de la localidad, niveles de radiación superiores a 5 kW/m² durante varios segundos en posibles incendios, así como ondas de presión originadas por explosiones, superiores a 0.5 Psi (3Kpa).

III) UBICACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA.

III.1) Localización de la Planta. Revisión de las características del Entorno de la Planta:

- Distancias entre Plantas Vecinas y evaluación de la peligrosidad de las mismas.
- Distancias entre los limites de batería de la planta o de las zonas potencialmente riesgosas hasta los asentamientos mas cercano (Comunidad).
- Distancias entre la planta y los sitios denominados: Turísticos, Históricos, Deportivos, Etc.
- Distancia entre las áreas de riesgo de la Planta y las áreas denominadas: Reservas Ecologicas, Flora y Fauna protegidas, Ríos, Presas, Mares, Explotación de Terrenos. Etc.
- Servicios Públicos: Drenajes, Bomberos, Hospitales, Policia, Sistema de Protección Civil, Etc.
- Condiciones Geográficas y Meteorológicas de la Localidad: Sismicidad, Vientos Dominantes, Velocidad de Viento, Tipo de Estabilidad Atmosférica, Características del Terreno, Montañas, Huracanes, Ciclones, Nortes, Heladas, Etc.

II.2) Distribución Interna de Equipos y Áreas de Proceso de la Planta.

- Distancias entre áreas de Almacenamiento y Áreas de: Proceso, Servicios Auxiliares, Laboratorios, Áreas de Carga y Descarga, Oficinas, Talleres, Etc.
- Distancias Entre Áreas de Proceso y las Demás Áreas de la planta.

- Distancia Entre Áreas de Quemadores y las restantes Áreas de la Planta.
- Ídem para todas las Áreas Peligrosas y el resto de las Instalaciones.

III) RECURSOS HUMANOS.

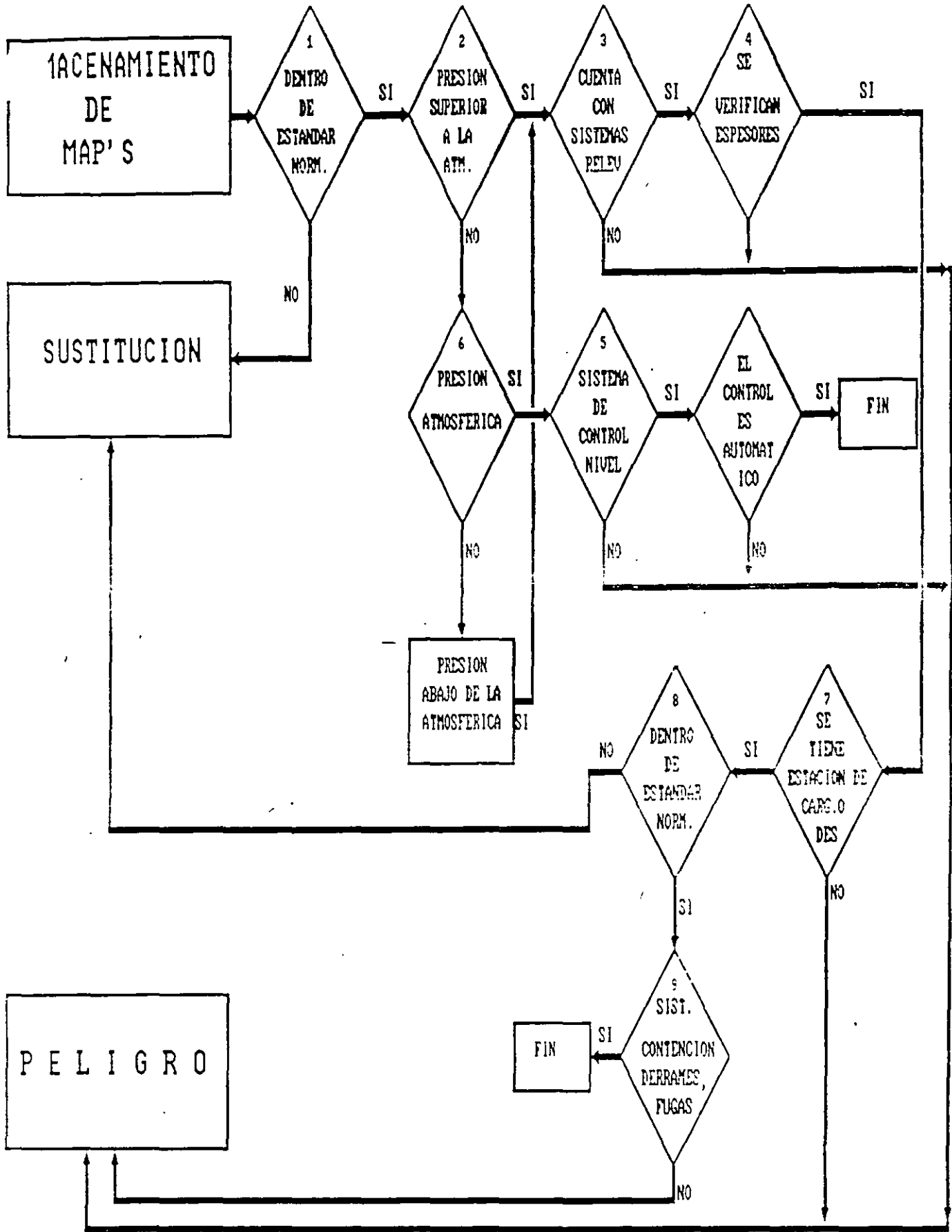
III.1) Población Laboral:

- Educación, Cultura, Sexo, Alimentación, Vicios, Nivel socioeconómico, Etc.
- Relaciones Laborales: Ausentismo, Despidos, Clima Organizacional, Antecedentes de Actitudes Punibles, Etc.
- Capacitación y Entrenamiento: Programas, Seguimiento, Reentrenamiento, Etc.

III.2) Comunidad Circundante:

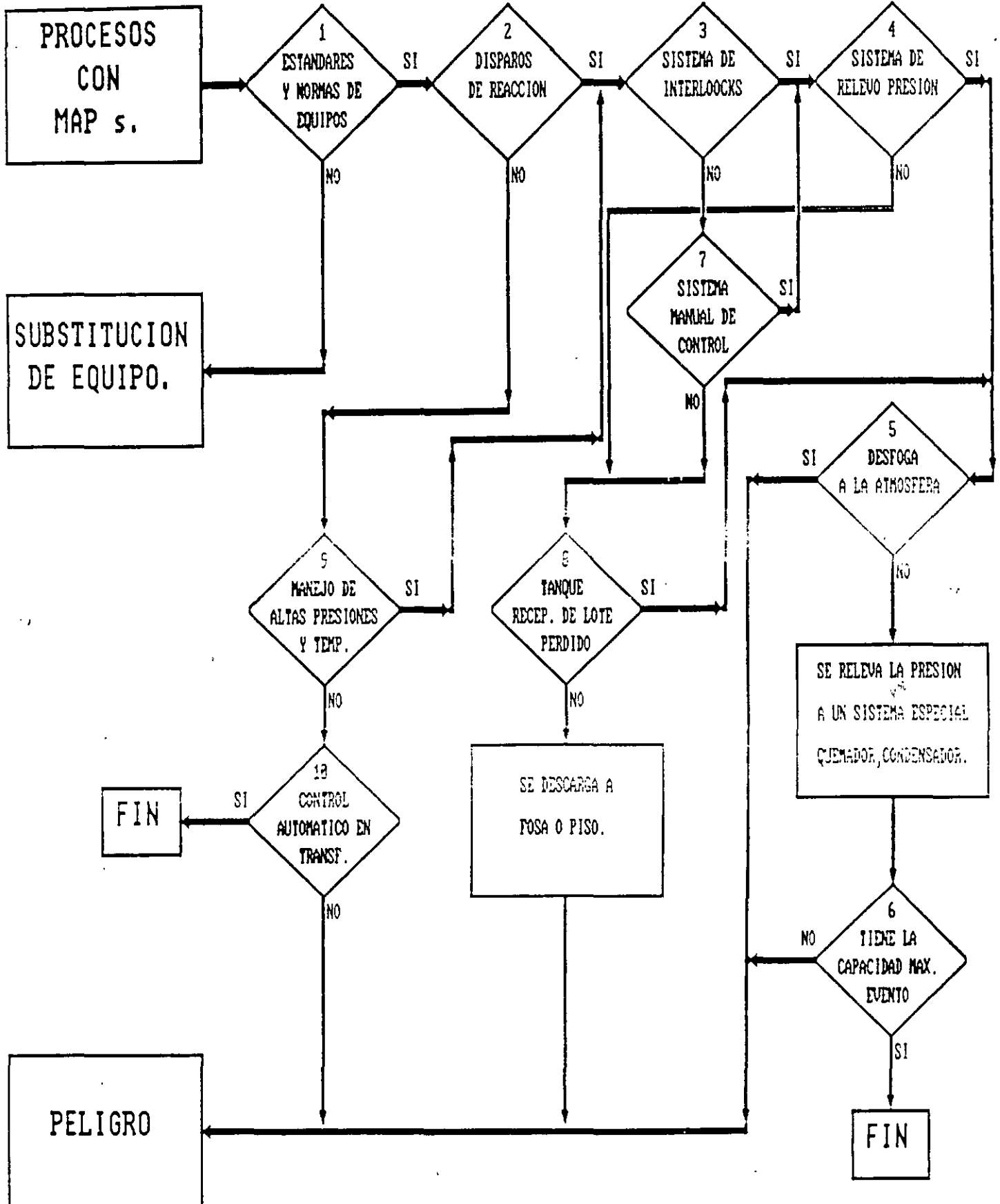
- Delincuencia, Vandalismo, Nivel Económico Medio, Etc.

ANALISIS DE RIESGOS AREAS DE ALMACENAMIENTO



NOTAS DEL DIAGRAMA DE AREAS DE ALMACENAMIENTO

1. SE REFIERE: - AL CUMPLIMIENTO DE ESTANDARES EN SU DISEÑO ORIGINAL.
- SI SE ESTA UTILIZANDO PARA LAS CONDICIONES ORIGINALES DE DISEÑO.
- SI SE ENCUENTRA DENTRO DEL TIEMPO DE VIDA UTIL DEL EQUIPO Y/O EL MANTENIMIENTO PREVENTIVO QUE SE LE HA PROPORCIONADO INDICA AUN RANGOS DE USO SEGUROS.
- DE NO CUMPLIR CON ESTOS PARAMETROS DE INGENIERIA, SE DEBERA SUSTITUIR EL TANQUE.
2. SE REFIERE: - TANQUES QUE MANEJEN PRESION POR ARRIBA DE LA ATMOSFERICA, POR LO TANTO EXISTEN MAS PROBABILIDADES DE FALLA SI NO EXISTE UN MANTENIMIENTO PREVENTIVO (INSPECCION VISUAL, VERIFICACION DE SOLDADURAS, ETC.)
3. SE REFIERE: - SI SE CUENTA CON LOS DISPOSITIVOS DE ALIVIO DE PRESION INSTALADOS Y DISENADOS — DE ACUERDO A ESTANDARES, IDENTIFICADOS Y MANTENIDOS DENTRO DE UN PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE EQUIPO CRITICO. (VALVULAS DE ALIVIO, DE RELEVO, DE SEGURIDAD, — DISCOS DE RUPTURA, ETC.).
4. SE REFIERE: - DEBE EXISTIR UN PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO EN DONDE SE ESTE CHECANDO EL DESGASTE DEL MATERIAL DE TAL FORMA QUE NO SE PRESENTE UN EVENTO POR ROTURA O FALLA DEL MATERIAL.
5. SE REFIERE: - QUE CUENTE CON INSTRUMENTOS QUE INDICEN LOS NIVELES MANEJADOS, ASI COMO ALARMAS O INTERLOCKS, CON ESTA INSTRUMENTACION ELIMINARIAMOS EVENTOS DE DERRAME POR UN SOBREENLLENADO.
6. SE REFIERE: - TANQUES QUE OPERAN A LA PRESION ATMOSFERICA Y POR ESTA RAZON ESTAN EMITIENDO VAPORES EN FORMA NORMAL A LA ATMOSFERA.
7. SE REFIERE: - EN LAS AREAS DE ALMACENAMIENTO DEBEN DE EXISTIR ESTACIONES DE CARGA Y DESCARGA DE PRODUCTOS Y MATERIAS PRIMAS, DE ESTA MANERA SE TIENE UN AREA ESPECIFICA PARA REALIZAR MANIOBRAS.
8. SE REFIERE: - LAS ESTACIONES DE CARGA Y DESCARGA DEBEN CUMPLIR CON LOS ESTANDARES Y NORMAS DE ACUERDO A LOS MATERIALES MANEJADOS Y LAS MANIOBRAS A REALIZAR, DE NO CUMPLIR DEBERA DE SUSTITUIRSE O METERLA DENTRO DE ESTANDAR.
9. SE REFIERE: - EN LAS AREAS DE CARGA Y DESCARGA SE ORIGINAN FUGAS Y DERRAMES, DEBERA DE CONTARSE CON SISTEMAS ESPECIFICOS PARA EL CONTROL DE ESTOS EVENTOS (TANQUES DE DERRAMES, DIQUES, - TRINCHERAS, GUARDA BRIDAS, ETC.).



ANALISIS DE RIESGOS EN PROCESOS

VER NOTAS ANEXAS.

NOTAS DEL DIAGRAMA DE ANALISIS DE RIESGOS

HOJA 1/2

- 1) SE REFIERE:
 - AL CUMPLIMIENTO DE ESTANDARES EN SU DISEÑO ORIGINAL.
 - SI SE MANTIENE OPERANDO PARA LAS CONDICIONES ORIGINALES DE DISEÑO.
 - SI SE ENCUENTRA DENTRO DEL TIEMPO DE VIDA UTIL DEL EQUIPO, Y/O EL MANTENIMIENTO PREVENTIVO QUE SE LE HA DADO INDICA AUN RANGOS DE OPERACION SEGURA.
 - DE NO CONTAR CON ESTOS PARAMETROS DE INGENIERIA, SE DEBERA SUBSTITUIR EL EQUIPO.

- 2) SE REFIERE A DISPAROS DE REACCION POR LAS SIGUIENTES CAUSAS:
 - FALLA EN LOS SISTEMAS AUXILIARES (VAPOR, ENFRIAMIENTO, ELECTRICIDAD, ETC.).
 - FALLA EN LAS CONDICIONES DE OPERACION (TEMPERATURA, PRESSION, FLUJO).
 - DIFERENCIAS EN LAS PROPIEDADES FISICO-QUIMICAS DE LOS REACTIVOS.
 - ERROR EN LA SECUENCIA DE ALIMENTACION DE REACTIVOS.

- 3) SE REFIERE:
 - AL CONTROL DEL PROCESO EN FORMA AUTOMATICA, CON INSTRUMENTOS TALES COMO:
 - INDICACION Y CONTROL DE NIVEL.
 - INDICACION DE FLUJO O GASTO.
 - PAROS O CONTROL POR ALTAS PRESSIONES Y TEMPERATURAS.

- 4) SE REFIERE:
 - QUE SI SE CUENTA CON LOS DISPOSITIVOS DE ALIVIO DE PRESSION INSTALADOS Y DISEÑADOS DE ACUERDO A ESTANDARES E IDENTIFICADOS Y MANTENIDOS DENTRO DE UN PROGRAMA DE INSPECCION DE EQUIPO CRITICO, TALES COMO:
 - VALVULAS DE ALIVIO, RELIEVO, Y SEGURIDAD.
 - DISCOS DE RUPTURA.

- 5) SE REFIERE:
 - QUE SI LOS SISTEMAS MENCIONADOS EN EL INCISO 4) DESFOGAN LAS SOBREPRESIONES DE LOS RECIPIENTES QUE DIRECTAMENTE A LA ATMOSFERA O SON COLECTADOS Y ENVIADOS A:
 - QUEMADORES.
 - CONDENSADORES.
 - ABSORBEDORES.
 - ETC.

- 6) SE REFIERE:
 - A QUE SI LOS EQUIPOS MENCIONADOS EN EL INCISO 5) (QUEMADORES, ETC.) TIENEN LA CAPACIDAD SUFICIENTE PARA PROCESAR EL MAXIMO EVENTO POR DESFOGUE.

NOTAS DEL DIAGRAMA DE ANALISIS DE RIESGOS

HOJA 2/2

- 7) SE REFIERE: - A QUE SI EL CONTROL MENCIONADO EN 3) SE EFECTUA EN FORMA MANUAL.
- 8) SE REFIERE: - A QUE SI SE CUENTA CON TANQUES RECEPTORES HERMETICOS E INSTRUMENTADOS TALES COMO NOCK OUT, O SE DESCARGA DIRECTAMENTE AL PISO O FOSA.
- 9) SE REFIERE: - A QUE SI LAS CONDICIONES DE OPERACION DEL PROCESO REQUIEREN EL MANEJO DE ALTAS PRESIONES Y TEMPERATURAS.
- 10) SE REFIERE: - SE REFIERE A QUE SI LA TRANSFERENCIA DE MAP s SE EFECTUA ATRAVEZ DE CIRCUITOS CERRADOS DE TUBERIA, LOS CUALES ESTAN INSTRUMENTADOS PARA SU CONTROL.



FACULTAD DE INGENIERÍA UNAM
DIVISIÓN DE EDUCACIÓN CONTINUA

CURSOS INSTITUCIONALES

ANÁLISIS DE RIESGOS

Del 23 al 25 de febrero de 2005

III) MÉTODOS CUALITATIVOS DE ANÁLISIS DE RIESGOS

CI-013

Instructor: Ing. Jorge Bermúdez Mendizábal
SEMARNAT CHIAPAS
Febrero / 2005

LISTAS DE VERIFICACION.

Actualmente en el mundo existen una serie de organizaciones muy grandes con grupos de ingeniería fuertes, los cuales han venido desarrollando estandares, códigos, normas, etc. en base a su extensa experiencia en el desarrollo de plantas, incorporando a su vez los Códigos de Diseño relacionados con actividades, equipos o procesos en particular (American National Standards Institute, American Society for Testing and Materials, National Fire Protection Association, etc.) .

Con dichos Estandares o Códigos de ingeniería se han venido desarrollando una serie de Listas de Verificación, con la finalidad de:

- Establecer el Marco Técnico de una Empresa.
- Establecer las Bases de Diseño de un Proyecto.
- Comparar en Revisiones o Auditorias el "es" contra el "debiera".
de las Instalaciones existentes de una planta.

Las Listas de Verificación son particulares para cada tipo de proceso e instalación, aunque es factible que instalaciones similares con procesos similares puedan aplicar listas de verificación iguales.

Existen por tanto listas de verificación para todas y cada una de las especialidades de ingeniería:

- Mantenimiento.
- Producción.
- Seguridad.
- Transporte.
- Etc.

Las Listas de Seguridad son las que nos ocuparan.

ELABORACION DE LISTAS DE VERIFICACION.

1) Definición de los estandares a cubrir.

En esta primera etapa, el area de seguridad definirá conjuntamente con la de Proyectos y Procesos, los estandares que la Planta deberá cumplir, no siendo obligadamente aquellos con los que fue originalmente Diseñada y Construida, sino los que actualmente se Requeran o cumplan con las Políticas de la empresa y los Requisitos Legislativos.

Esta definición estará fundamentada en las Características de:

- Tipo de Proceso (Cinética de la reacción, Variables de Control).
- Materiales a Manejar (Características Peligrosas de M. Primas, Productos, Subproductos y Residuos).
- Tipo de Operación (Manual, Auto o Semiautomática).
- Distribución interna de la planta (Lay out, Plot plant).
- Sitio donde se ubicara o esta ubicada la Planta (País, Estado, Comunidad vecina, Medio Ambiente a impactar, Zona Sismica, Etc.).
- Sistemas de Prevención (Interlocks, Detección, Flares, Etc.)
- Sistemas de Protección (Detección y Extinción, Supresión, Etc.)

2) Integración de las Listas de Verificación.

En un momento dado, pudiera obtenerse una lista de verificación general para toda la instalación, pero seria sumamente compleja su aplicación, así como su estructura, es por ello que se deben integrar por el tipo de riesgo a identificar o eliminar:

- Auditorias a Proyectos:
 - Ingeniería Básica.
 - Ingeniería de Detalle.
 - Construcción.
 - Arranque.
- Auditorias a Plantas en Operación:
 - Guardas.
 - Sistema Contraincendio.
 - Seguridad en Laboratorios.
 - Bodegas y Almacenes.
 - Calderas y Maquinaria.
 - Seguridad en Oficinas.
 - Orden y Limpieza.
 - Transporte y Almacenamiento.
 - Reacciones Fuera de Control.
 - Derrames.
 - Instalación Eléctrica.
 - Mantenimiento.
 - Procedimientos de seguridad.
 - Logística.
 - Administración de Cambios.
 - Agentes Fisicos, Químicos y Biológicos Agresores a los Trabajadores (Ruido, Iluminación, Temperatura, Vapores).
 - Operación de Sistemas de Tratamiento de Residuos.
 - Capacitación y Destreza.

LISTAS DE VERIFICACION.

Actualmente en el mundo existen una serie de organizaciones muy grandes con grupos de ingeniería fuertes, los cuales han venido desarrollando estandares, códigos, normas, etc. en base a su extensa experiencia en el desarrollo de plantas, incorporando a su vez los Códigos de Diseño relacionados con actividades, equipos o procesos en particular (American National Standards Institute, American Society for Testing and Materials, National Fire Protection Association, etc.) .

Con dichos Estandares o Códigos de ingeniería se han venido desarrollando una serie de Listas de Verificación, con la finalidad de:

- Establecer el Marco Técnico de una Empresa.
- Establecer las Bases de Diseño de un Proyecto.
- Comparar en Revisiones o Auditorias el "es" contra el "debiera". de las Instalaciones existentes de una planta.

Las Listas de Verificación son particulares para cada tipo de proceso e instalación, aunque es factible que instalaciones similares con procesos similares puedan aplicar listas de verificación iguales.

Existen por tanto listas de verificación para todas y cada una de las especialidades de ingeniería:

- Mantenimiento.
- Producción.
- Seguridad.
- Transporte.
- Etc.

Las Listas de Seguridad son las que nos ocuparan.

ELABORACION DE LISTAS DE VERIFICACION.

1) Definición de los estandares a cubrir.

En esta primera etapa, el area de seguridad definirá conjuntamente con la de Proyectos y Procesos, los estandares que la Planta deberá cumplir, no siendo obligadamente aquellos con los que fue originalmente Diseñada y Construida, sino los que actualmente se Requieran o cumplan con las Políticas de la empresa y los Requisitos Legislativos.

Esta definición estará fundamentada en las Características de:

LISTAS DE VERIFICACION.

Actualmente en el mundo existen una serie de organizaciones muy grandes con grupos de ingeniería fuertes, los cuales han venido desarrollando estandares, códigos, normas, etc. en base a su extensa experiencia en el desarrollo de plantas, incorporando a su vez los Códigos de Diseño relacionados con actividades, equipos o procesos en particular (American National Standards Institute, American Society for Testing and Materials, National Fire Protection Association, etc.) .

Con dichos Estandares o Códigos de ingeniería se han venido desarrollando una serie de Listas de Verificación, con la finalidad de:

- Establecer el Marco Técnico de una Empresa.
- Establecer las Bases de Diseño de un Proyecto.
- Comparar en Revisiones o Auditorias el "es" contra el "debiera".
de las instalaciones existentes de una planta.

Las Listas de Verificación son particulares para cada tipo de proceso e instalación, aunque es factible que instalaciones similares con procesos similares puedan aplicar listas de verificación iguales.

Existen por tanto listas de verificación para todas y cada una de las especialidades de ingeniería:

- Mantenimiento.
- Producción.
- Seguridad.
- Transporte.
- Etc.

Las Listas de Seguridad son las que nos ocuparan.

ELABORACION DE LISTAS DE VERIFICACION.

1) Definición de los estandares a cubrir.

En esta primera etapa, el area de seguridad definirá conjuntamente con la de Proyectos y Procesos, los estandares que la Planta deberá cumplir, no siendo obligadamente aquellos con los que fue originalmente Diseñada y Construida, sino los que actualmente se Requieran o cumplan con las Políticas de la empresa y los Requisitos Legislativos.

Esta definición estará fundamentada en las Características de:

- Tipo de Proceso (Cinética de la reacción, Variables de Control).
- Materiales a Manejar (Características Peligrosas de M. Primas, Productos, Subproductos y Residuos).
- Tipo de Operación (Manual, Auto o Semiautomática).
- Distribución interna de la planta (Lay out, Plot plant).
- Sitio donde se ubicara o esta ubicada la Planta (País, Estado, Comunidad vecina, Medio Ambiente a impactar, Zona Sismica, Etc.).
- Sistemas de Prevención (Interlocks, Detección, Flares, Etc.)
- Sistemas de Protección (Detección y Extinción, Supresión, Etc.)

2) Integración de las Listas de Verificación.

En un momento dado, pudiera obtenerse una lista de verificación general para toda la instalación, pero seria sumamente compleja su aplicación, así como su estructura, es por ello que se deben integrar por el tipo de riesgo a identificar o eliminar:

- Auditorias a Proyectos:
 - Ingeniería Básica.
 - Ingeniería de Detalle.
 - Construcción.
 - Arranque.
- Auditorias a Plantas en Operación:
 - Guardas.
 - Sistema Contra incendio.
 - Seguridad en Laboratorios.
 - Bodegas y Almacenes.
 - Calderas y Maquinaria.
 - Seguridad en Oficinas.
 - Orden y Limpieza.
 - Transporte y Almacenamiento.
 - Reacciones Fuera de Control.
 - Derrames.
 - Instalación Eléctrica.
 - Mantenimiento.
 - Procedimientos de seguridad.
 - Logística.
 - Administración de Cambios.
 - Agentes Físicos, Químicos y Biológicos Agresores a los Trabajadores (Ruido, Iluminación, Temperatura, Vapores).
 - Operación de Sistemas de Tratamiento de Residuos.
 - Capacitación y Destreza.

APLICACION DE LAS LISTAS DE VERIFICACION.

El empleo de esta herramienta para la identificación de riesgos puede ser muy variada, pero se obtendrán óptimos resultados si se emplea como complemento en los siguientes casos:

A - Auditorias a proyectos.

B - Auditorias a plantas en operación.

A) Auditorías a proyectos. El momento adecuado para su aplicación es cuando el diseño se ha concluido y antes de que sea revisado a través de la metodología HAZOP, ya sea la Ingeniería Básica o de Detalle, con el fin de verificar que los conceptos importantes han sido contemplados. Es factible su aplicación en la revisión previa al arranque, aunque probablemente existan condiciones difíciles de modificar por el grado de avance de la construcción.

B) Auditorias a plantas en operación. Antes de aplicar cualquier método de identificación de riesgos, es muy recomendable realizar una inspección de las instalaciones aplicando listas de verificación para identificar desviaciones contra los estandares de diseño, construcción y operación a fin de eliminarlas ya que se parte de la premisa de cumplir con bases previamente aceptadas.

En ambos casos de aplicación, la aplicación de las listas deberá ser realizada por un grupo multidisciplinario a fin de enriquecer de conocimientos y experiencia los resultados.

SECUENCIA DE APLICACION DE LAS LISTAS DE VERIFICACION.

La ejecución de la identificación de riesgos mediante listas de verificación consta de:

- 1) Definición de objetivos y alcance.
- 2) Selección del grupo de trabajo.
- 3) Preparación previa del análisis.
- 4) Ejecución del análisis.
- 5) Registro de resultados.

1) Definición de objetivos y alcance.

Debido a que se puede contar con una gran cantidad de lista de verificación, es importante definir el objetivo y alcance de lo que se va a realizar, para así evitar pérdida de tiempo, confusión de lo que se revisa, emisión de recomendaciones de equipos o procesos de otras áreas.

Es recomendable que el alcance y objetivos se orienten a cubrir una sola lista de verificación, por ejemplo: almacenamiento, sistema contraincendios, etc.

2) Selección del grupo de trabajo.

Aún cuando la aplicación de las listas de verificación puede ser realizada por las disciplinas en forma individual, lo cual es recomendable en las etapas de diseño, los resultados serán mas significativos cuando se aplican por un grupo multidisciplinario, ya que podrán ser conjuntados los diferentes puntos de vista, lo que permitirá identificar la mayor parte de los riesgos.

El grupo puede estar integrado por:

- SEGURIDAD.
- PROCESOS.
- MANTENIMIENTO.
- PRODUCCION.

El cual puede ser incrementado o reducido dependiendo de la complejidad y tamaño de las instalaciones.

3) Preparación previa del análisis.

El responsable de la coordinación del análisis jugara un papel muy importante en la facilitación del trabajo y será el encargado de conjuntar los elementos de apoyo que se requieran para ello. Sus actividades serán:

- A) Tener claramente definidos los objetivos y alcance del trabajo.
- B) Preparar las listas de verificación a utilizar y contar con un ejemplar de ellas para cada uno de los miembros del equipo.
- C) Contar con el plano de distribución de la planta con las areas especificas a revisar.

D) Información relativa a los procesos, instalaciones, equipos y operaciones de la planta o unidad a revisar (Diagramas de flujo, DTI's, Descripción del proceso, Procedimientos de operación y seguridad, Planos de clasificación eléctrica, Etc.)

E) Planeación de las secciones de trabajo, contemplando: lugar, fecha y hora, así como quienes participaran en el análisis.

F) Recopilación de recomendaciones y resultado del análisis, así como seguimiento para su cumplimiento.

4) Ejecución del análisis.

El procedimiento general para su aplicación es:

INICIO

- 1 SELECCION DEL AREA DE LA PLANTA A REVISAR.
- 2 SELECCION DE UNA LISTA DE VERIFICACION.
- 3 REALIZAR EL ANALISIS (EN CAMPO Y EN ESCRITORIO).
- 4 REVISAR EL RESULTADO.
- 5 REGISTRAR LAS DESVIACIONES.
- 6 REPETIR 2 A 5 PARA TODAS LAS LISTAS DE VERIFICACION.
- 7 REPETIR 1 A 6 PARA TODAS LOS EQUIPOS E INSTALACIONES DEL AREA.
- 8 RESUMIR TODAS LAS DESVIACIONES IDENTIFICADAS.

FINAL

5) Registro de resultados.

En los puntos 5 y 8 del procedimiento se realiza el registro de todas las desviaciones identificadas, con las cuales se generara un plan de acción para su cumplimiento.

LISTA DE VERIFICACION PARA LA SEGURIDAD DEL PROCESO

Nota: se debe considerar esta lista no solamente para una operación normal sino también para la puesta en marcha, paro y cualquier clase de contratiempo concebible.

A. MATERIALES

- 1.- ¿Qué materiales de proceso son inestables y espontáneamente inflamables?
 - a) ¿Qué evaluaciones se hicieron sobre la sensibilidad a los impactos?
 - b) ¿Qué evaluaciones se hicieron sobre la posibilidad de reacciones y descomposiciones incontrolables?
 - c) ¿Se manejarán materiales pirofóricos?
- 2.- ¿Qué datos hay disponibles sobre la cantidad y el índice de generación de calor durante la descomposición de cualquier material que está en proceso?
- 3.- ¿Qué precauciones son necesarias para los materiales inflamables, incluyendo el almacenamiento y los sistemas de tubería?
- 4.- ¿Qué peligros de polvos inflamables existen?
¿Qué precauciones son requeridas?
- 5.- ¿Qué materiales son altamente tóxicos?
- 6.- ¿Qué se hizo para asegurar que los materiales de construcción son compatibles con los materiales de los procesos químicos con que están relacionados?
- 7.- ¿Qué control de mantenimiento se necesita para asegurarse que los reemplazos de materiales no producirán corrosión excesiva ni compuestos peligrosos con los reactivos?
- 8.- ¿Qué cambios se han producido en la composición de las materias primas y qué cambios ha producido esto sobre el proceso?
- 9.- ¿Qué se hace para asegurar un control eficiente sobre la identificación y la calidad de la materia prima?
¿Se definieron y establecieron procedimientos de revisión?
- 10.- ¿Qué peligros podrían surgir por la falta de suministro de una materia prima o de más de una?
- 11.- ¿Qué seguridad hay de que pueda lograrse un suministro adecuado de materia prima?
- 12.- ¿Qué peligros pueden presentarse por la falta de gas para la pu., el mantenimiento o para inertizar? ¿Cuán seguro es el suministro de gas?

- 13.- ¿Qué precauciones son necesarias considerar para lograr la estabilidad de todos los materiales que están almacenados?
- 14.- ¿Qué agentes extintores son compatibles con los materiales del proceso?
- 15.- a) ¿Se cuenta con un suministro confiable de gas inerte para purgar, inhibir o desactivar? (Referencia NFPA # 69)
- b) ¿Qué medidas existen para rectificar el barrido mediante la purga en paro y arranque?
- 16.- ¿Qué equipos y procedimientos de emergencia hay disponibles?

B. REACCIONES

- 1.- a) ¿Se definen las reacciones potencialmente peligrosas?
- b) ¿Cómo se aíslan?
- c) ¿Cómo son prevenidas?
- 2.- a) ¿Qué variables del proceso se podrían aproximar, o se aproximan, a las condiciones límite para crear un peligro?
- b) ¿Qué medidas de seguridad son proporcionadas para controlar tales variables?
- 3.- ¿Qué reacciones indeseables y peligrosas pueden producirse debido a un flujo o a una condición de proceso anormal o a una contaminación?
- 4.- ¿Qué mezclas combustibles pueden producirse dentro de los equipos?
- 5.- ¿Qué precauciones se toman para los procesos que se realizan dentro o cerca de los límites de inflamabilidad?
- 6.- a) ¿Cuáles son los márgenes de seguridad en el proceso de todos los productos reactivos o intermedios?
- b) ¿Qué consecuencias podría producir la pérdida de ingredientes o una proporción incorrecta de reactivos?
- 7.- ¿Qué datos sobre la velocidad de la reacción hay disponibles ante posibles reacciones normales o anormales?
- 8.- ¿Qué cantidad de calor debe eliminarse de las posibles reacciones exotérmicas normales o anormales?
- 9.- ¿Cuánto se sabe acerca de la química de los procesos incluyendo las reacciones deseables e indeseables? (Ver NFPA # 491 M, "Manual de las Reacciones Químicas Peligrosas").
- 10.- ¿Qué materias extrañas pueden contaminar el proceso y crear peligros?
- 11.- ¿Qué medidas de seguridad se han tomado para la eliminación rápida de reactivos si esto fuese necesario debido a una emergencia en la planta?
- 12.- ¿Qué precauciones se han tomado para controlar una reacción en cadena (o fuera de cauce) que se avecina o para detener una que ya ha empezado?

- 13.- ¿Qué reacciones peligrosas pueden presentarse como resultado de la falla mecánica de un equipo (bomba, agitador, etc.)?
- 14.- ¿Qué condiciones peligrosas del proceso pueden resultar de la obstrucción gradual o repentina de un equipo, incluyendo líneas?
- 15.- ¿Existen medidas para la remoción o prevención de obstrucciones?
- 16.- ¿Qué materias primas o materiales del proceso pueden ser afectados debido a condiciones extremas del tiempo?
- 17.- ¿Qué cambios se han hecho en el proceso desde que se hizo la última revisión de seguridad?

C. EQUIPOS

- 1.- ¿Cómo fueron adecuadas las medidas del equipo asegurado en vista de los cambios en el proceso realizados desde la última revisión de seguridad?
- 2.- ¿Qué procedimientos hay para asegurar un nivel adecuado de líquido en los obturadores de los líquidos?
- 3.- ¿Cuáles son los peligros potenciales de incendios externos que podrían crear condiciones peligrosas en el proceso interno?
- 4.- ¿Es necesario un mecanismo supresor de explosiones para detener una explosión después de que se ha iniciado?
- 5.- ¿En qué lugares se necesitan arrestaflamas y dispositivos para contener detonaciones?
- 6.- ¿Cómo se protegen contra los derrames los equipos que trabajan con gases abiertos en sectores restringidos?
- 7.- ¿Qué control de seguridad se mantiene en las zonas de almacenamiento?
- 8.- ¿Puede usarse un material más durable en caso de que haya equipos de vidrio o de otro material frágil?
 Si no es así, ¿Está adecuadamente protegido el material frágil para reducir los peligros de rupturas?
 ¿Qué peligro podría producir su ruptura?
 ¿Qué medidas se han previsto para manejar esta situación?
- 9.- ¿Se usan visores o mirillas de vidrio en los reactores sólo en caso de que sean absolutamente necesarios?
 ¿Se usan mirillas de vidrio capaces de resistir una presión elevada en reactores que tienen presión o materiales tóxicos?
- 10.- ¿Qué válvulas e interruptores de emergencia no pueden alcanzarse con facilidad?
- 11.- ¿Cuándo se verificó por última vez el régimen de presión específico de los equipos que trabajan bajo presión?

- 12.- ¿Qué peligros podrían producir las fallas de los agitadores?
- 13.- ¿Qué taponamientos en las tuberías podrían ocurrir y cuáles serían los peligros?
- 14.- ¿Qué precauciones se tomaron para drenar totalmente los equipos a fin de que los trabajos de mantenimiento puedan efectuarse con seguridad?
- 15.- ¿Están diversificados los sistemas de ventilación y de ser así puede esto crear algún peligro?
- 16.- ¿Cómo se estableció que la ventilación es adecuada?
- 17.- ¿Qué medidas se tomaron para disipar la electricidad estática a fin de evitar chispas?
- 18.- ¿Qué necesidad hay de instalar resguardos o barreras de concreto para aislar a los equipos altamente susceptibles y proteger las instalaciones adyacentes contra la desorganización de las operaciones?
- 19.- ¿Qué medidas se han tomado para aliviar las fuerzas explosivas dentro de los edificios, equipos o en zonas operativas?
- 20.- ¿Cumplen los equipos de presión con los requerimientos locales y nacionales?
- 21.- ¿Están registrados todos los equipos de acuerdo a los requerimientos locales y nacionales?
- 22.- ¿Cuándo fueron inspeccionados visualmente, calibrados, radiografiados, probados de una manera hidrostática, etc., los equipos?
- 23.- ¿Se ha revisado completamente el historial de todos los equipos?

D. CONTROL DE LA INSTRUMENTACION

- 1.- ¿Qué peligros se presentarían si todas las fuentes de fuerza motriz que hacen funcionar los instrumentos fallaran casi simultáneamente?
- 2.- ¿Habría un margen de seguridad suficiente para toda la operación; si todos los instrumentos fallasen simultáneamente?
- 3.- ¿Qué medidas se han tomado para la seguridad del proceso cuando un instrumento que funciona tanto en la seguridad como en el control del proceso es retirado de servicio a fin de efectuarle tareas de mantenimiento?

¿Qué medidas se tomarán cuando tal instrumento pase por un período de inactividad por calibración o cuando, por otra razón, la lectura del instrumento no está disponible? Deberán hacerse previsiones para mantener la seguridad operacional.
- 4.- ¿Qué hizo para minimizar el tiempo que tardan en reaccionar los instrumentos que son directa o indirectamente significativos para la seguridad del proceso?

¿Se encuentran todos los instrumentos que son directa o indirectamente significativos o mecanismos de control apoyados por un instrumento independiente o por un método de control que funciona de una manera totalmente distinta?

¿Están estos dos métodos de control de un proceso crítico apoyados por un tercer dispositivo final de paro?

- 5.- ¿Se ha considerado integralmente la función de seguridad de los instrumentos con la función de los mecanismos de control del proceso en el diseño de la planta?
- 6.- ¿Cuáles son los efectos de las condiciones extremas de la humedad y temperatura atmosférica sobre los instrumentos?
- 7.- a) ¿Qué manómetros, medidores y registradores no pueden leerse fácilmente?
b) ¿Qué modificaciones se están efectuando para solucionar este problema?
- 8.- ¿Está el sistema totalmente exento de visores de vidrio, de niveles de vidrio de lectura directa o de otros dispositivos que al romperse puedan permitir el escape de los materiales del sistema?
- 9.- a) ¿Qué se está haciendo para verificar que los sellos de los instrumentos están correctamente instalados?
b) ¿Están los instrumentos conectados a tierra?
c) ¿Están debidamente diseñados para el ambiente?
- 10.- a) ¿Qué procedimientos se han establecido para probar el funcionamiento de los instrumentos?
b) ¿Con qué frecuencia?
- 11.- ¿Qué pruebas periódicas se programaron para controlar el buen funcionamiento de los instrumentos?
- 12.- ¿Están protegidas las reacciones altamente exotérmicas por un sistema de instrumentos doble e independiente, el cual incluya alarmas y dispositivos de paro?

E. OPERACIONES

- 1.- ¿Cuándo fue la última vez que se revisaron y actualizaron los procedimientos escritos de operación?
- 2.- ¿Cómo se entrena al personal nuevo y se mantiene actualizado al personal experimentado sobre los procedimientos operativos, especialmente para las puestas en marcha y paros de plantas, así como para casos de imprevistos y emergencias?
- 3.- ¿Qué modificaciones se efectuaron en la planta desde la última revisión de seguridad del proceso?

- 4.- ¿Qué necesidades especiales de limpieza existen antes de la puesta en marcha y cómo se les controla?
- 5.- ¿Qué válvulas e interruptores de emergencia no pueden alcanzarse fácilmente? ¿Qué medidas existen para solucionar estas situaciones?
- 6.- ¿Qué medidas de seguridad se necesitan para cargar líquidos en los tanques o para descargarlos de ellos?
¿Se han tomado las medidas necesarias para evitar la generación de electricidad estática?
- 7.- ¿Qué peligros introducen en el proceso los procedimientos rutinarios de mantenimiento? Revisar los procedimientos para eliminar estos peligros.
- 8.- ¿Qué evaluación se ha efectuado sobre los peligros de los materiales que van a las alcantarillas o drenajes, durante las operaciones normales y anormales?
- 9.- ¿Cuán confiables son los suministros de gas inerte y con cuánta facilidad éstos pueden interrumpirse hacia las unidades individuales?
- 10.- ¿Qué márgenes de seguridad se han reducido debido a revisiones del diseño o la construcción en un esfuerzo por eliminar "cuellos de botella" en las operaciones, reducir costos, aumentar la capacidad o mejorar la calidad?
- 11.- ¿Qué medidas contiene el manual de operaciones para las puestas en marcha, paros, imprevistos y emergencias?
- 12.- ¿Qué evaluación económica ha influenciado en la elección entre un proceso discontinuo y uno continuo?

F. MAL FUNCIONAMIENTO

- 1.- ¿Qué peligros podría crear la pérdida de una alimentación y la pérdida simultánea de dos o varias alimentaciones?
- 2.- ¿Qué peligros podría causar la pérdida de un servicio auxiliar (agua, vapor, aire, gas inerte) y la pérdida simultánea de dos o más de estos servicios?
- 3.- ¿Cuál sería el incidente probable más grave, por ejemplo, la peor combinación imaginable de trastornos razonables que podrían ocurrir?
- 4.- ¿Cuáles son los riesgos de derrames y qué peligros pueden derivarse de ellos?

G. DISPOSITIVOS PARA ALIVIO DE PRESIONES

- 1.- ¿Existen arrestaflamas en la descarga de las válvulas de alivio o de los discos de ruptura de recipientes presurizados? Normalmente NO deben ser instalados en la descarga estos dispositivos.
- 2.- a) ¿Qué medidas existen para retirar, inspeccionar y reemplazar las válvulas de seguridad y los discos de ruptura?

- b) ¿Existe un procedimiento programado?
- 3.- a) ¿Qué necesidad hay de instalar mecanismos de alivio para emergencias como son: líneas de venteo o respiraderos, válvulas de seguridad, discos de ruptura y sellos de líquidos?
- b) ¿Sobre qué base se establecen las medidas?
- 4.- ¿Cómo se establecen las medidas con respecto a la capacidad y al diseño del tanque donde se usan los discos de ruptura para evitar daños por explosiones?
- 5.- ¿Qué se está haciendo para asegurarse de que la medida es adecuada con respecto a la dinámica del alivio donde los discos de ruptura tienen líneas de entrega hacia el disco y desde éste? ¿Qué se hace para evitar "latigazos" en el extremo de la línea?
- 6.- ¿Están las descargas de los venteos, válvulas de seguridad, discos de ruptura y chimeneas ubicadas de forma tal que no constituyen un peligro para los equipos y el personal?
- 7.- ¿Qué equipo u operación a presión propensa a desarrollar presiones internas por imprevistos del proceso no está protegido por un dispositivo de alivio y cuál es el motivo?
- 8.- ¿Están las tuberías de descarga y las válvulas de seguridad apoyadas independientemente? Las tuberías deben ser lo más cortas posible y tener el menor cambio posible de dirección, soportadas adecuadamente para prevenir el doblamiento y los latigazos en los desfuegos de alivio.
- 9.- ¿Se han instalado conexiones de drenaje para la tubería de descarga y las válvulas de seguridad donde podría acumularse condensado?
- 10.- ¿Se han instalado válvulas de seguridad: en la descarga de las bombas de desplazamiento positivo; entre los compresores de desplazamiento positivo y las válvulas de bloqueo; entre las bridas de escape de las turbinas de contra-presión y las válvulas de bloqueo, y en cualquier equipo en donde el líquido pueda estar detenido o estancado y calentado posteriormente?
- 11.- Donde los discos de ruptura están en serie con las válvulas de seguridad. Para evitar la corrosión de la válvula o fugas de materiales tóxicos deberá instalarse discos de ruptura después del recipiente y el monitor de la sección de la tubería que está entre el disco y la válvula de seguridad; además deberá existir un manómetro y una línea de purga. ¿Hay algún disco de ruptura instalado en la descarga de la válvula de seguridad?

H. UBICACION Y DISTRIBUCION GENERAL

- 1.- ¿Están los equipos adecuadamente espaciados y ubicados de manera tal que permitan un mantenimiento anticipado durante las operaciones sin peligro para el proceso?
- 2.- ¿Qué daños podrían haber para la comunidad en caso que ocurra un rramo previsible?

3.- ¿Qué peligros hay para las zonas vecinas debido a los materiales que se derraman en las alcantarillas y drenajes?

4.- ¿Qué riesgos públicos existen por la generación de nieblas, humos y ruidos?, y, ¿Cómo han sido controlados y reducidos?

I. MIRILLAS DE VIDRIO

¿En qué equipos de proceso (sujetos a condiciones peligrosas) son necesarias mirillas de vidrio? Ejemplo; condiciones inflamables, tóxicas, de alta presión, temperaturas extremas, etc.

QUE PASA SI?

Ing. Jorge A. Bermudez M.

GENERALIDADES.

CADA ETAPA DE LA OPERACION DEBE SER EVALUADA POR UN EQUIPO MULTIDISCIPLINARIO, QUIENES HARAN LA PREGUNTA ¿ QUE PASA SI...? A CADA OPERACION O ETAPA DEL PROCESO PARA DETERMINAR LOS EFECTOS POR FALLAS EN LOS EQUIPOS O ERRORES DE OPERACION EN EL PROCESO.

ESTA METODOLOGIA PUEDE SER UTILIZADA PARA REVISAR UN PROCESO COMPLETO O PARTES DE EL, DEPENDIENDO DE SU COMPLEJIDAD. EL GRUPO DE ESPECIALISTAS DE CADA AREA DE LA PLANTA EXAMINAN INTENSIVAMENTE Y A PROFUNDIDAD EL PROCESO PARA IDENTIFICAR LOS POSIBLES PELIGROS AL PERSONAL, INSTALACIONES, COMUNIDAD Y MEDIO AMBIENTE. EL GRUPO DE TRABAJO ENFATIZA EN ASPECTOS DETECTABLES A TRAVES DE OBSERVACIONES VISUALES FACTORES TALES COMO:

- LIMITACIONES DE LAS REACCIONES QUIMICAS.
- EFECTO DE IMPUREZAS.
- CAMBIOS EN EL PROCESO.
- EFECTIVIDAD DE LOS DISPOSITIVOS DE PREVENCION Y CONTROL DE INCENDIOS Y EXPLOSIONES.
- MATERIALES DE CONSTRUCCION.
- PROCEDIMIENTOS DE OPERACION.
- DISPARO DE REACCION.
- ETC.

EL PROCEDIMIENTO CONTEMPLA LAS SIGUIENTES ETAPAS:

- A) DEFINICION DE OBJETIVOS Y ALCANCE.
- B) SELECCION DEL GRUPO DE TRABAJO.
- C) PREPARACION PREVIA AL ANALISIS.
- D) EJECUCION DEL ANALISIS.
- C) SEGUIMIENTO.

A) DEFINICION DE OBJETIVOS Y ALCANCE.

DEBEN SER EXPLICITOS TANTO COMO SEA POSIBLE, EJEMPLOS:

- REVISAR INGENIERIA BASICA.
- REVISAR INGENIERIA DE DETALLE.
- REVISAR EL PLAN DE ARRANQUE.
- REVISAR LA OPERACION NORMAL DE UNA PLANTA.
- REVISAR OPERACIONES DE ARRANQUE Y PARO.
- REVISAR DE TRABAJOS DE MANTENIMIENTO MAYOR.
- VERIFICAR PROCEDIMIENTOS DE OPERACION.

EN OCASIONES, DEPENDIENDO DE LA COMPLEJIDAD DE PROCESOS ES CONVENIENTE DEFINIR EL TIPO RIESGO QUE SE PRETENDEN IDENTIFICAR, POR EJEMPLO:

- A LA SALUD DE LOS TRABAJADORES.
- A LA INTEGRIDAD FISICA DE LOS TRABAJADORES.
- A LAS INSTALACIONES Y EQUIPO.
- A LA COMUNIDAD.
- AL AMBIENTE.
- A LA CALIDAD DEL AMBIENTE.

LOS LIMITES FISICOS DE PLANTA A SER ANALIZADA DEBEN DEFINIRSE Y CUANDO EXISTAN INTERACCIONES CON PLANTAS VECINAS ESTOS DEBEN INCLUIRSE EN EL ANALISIS.

LOS OBJETIVOS GENERALES PARA UN ANALISIS SON NORMALMENTE ESTABLECIDOS POR LA PERSONA RESPONSABLE DEL PROYECTO O LA PLANTA, ASI COMO SUS ALCANCES.

B) SELECCION DEL GRUPO DE TRABAJO.

LOS ANALISIS DE RIESGOS UTILIZANDO LA METODOLOGIA QUE PASA SI? SON NORMALMENTE EJECUTADOS POR GRUPOS MULTIDISCIPLINARIOS, PERO BAJO CIERTAS CIRCUNSTANCIAS O COMO UNA APLICACION PRELIMINAR, PUEDE SER APLICADA POR DISCIPLINAS EN FORMA INDIVIDUAL, AUNQUE ESTO HACE QUE EL RESULTADO TENGA Poca CONFIABILIDAD AL NO IDENTIFICARSE TODOS LOS EVENTOS PELIGROSOS.

LA MEZCLA DE DISCIPLINAS PUEDE VARIAR DEPENDIENDO DEL TIPO DE PROYECTO O PLANTA, SIENDO EL EQUIPO BASE:

- PRODUCCION.
- SEGURIDAD, HIGIENE Y CONTROL AMBIENTAL.
- PROCESOS O TECNOLOGIA.
- MANTENIMIENTO.

EN OCASIONES SE REQUIERE INCLUIR, SOBRE TODO EN PROYECTOS, DISCIPLINAS TALES COMO:

- INSTRUMENTACION Y CONTROL.
- MECANICA Y ELECTRICIDAD.
- ING. CIVIL.
- ETC.

DENTRO DEL GRUPO DE TRABAJO DEBE DE EXISTIR UNA PERSONA QUE CONDUZCA LA REVISION, VERIFICANDO QUE LA METODOLOGIA SEA APLICADA APROPIADAMENTE. EL DIRECTOR DEL GRUPO DE TRABAJO PUEDE SER EL RESPONSABLE DEL PROYECTO, DE LA PLANTA O EL RESPONSABLE DEL AREA DE SEGURIDAD.

EL DIRECTOR DEL GRUPO DE TRABAJO TIENE ALGUNAS FUNCIONES A CUBRIR DURANTE EL ANALISIS:

- ASESORAR EN LA DEFINICION DE LOS OBJETIVOS Y ALCANCE.
- AYUDAR EN LA SELECCION DEL GRUPO.
- COORDINAR LA RECOPIACION DE INFORMACION PREVIA.
- LLEVAR EL ARCHIVO DE LAS REUNIONES.
- COOMPILAR, PRIORIZAR Y DAR SEGUIMIENTO A LAS RECOMENDACIONES RESULTANTES DEL ANALISIS.
- MODERAR LAS DISCUSIONES.

ES IMPORTANTE QUE LOS MIEMBROS DEL GRUPO DE TRABAJO TENGAN UNA ACTITUD POSITIVA Y CONSTRUCTIVA, DADO QUE LOS RESULTADOS DEPENDERAN DE SU INVENTIVA E IMAGINACION.

C) PREPARACION PREVIA DEL ANALISIS.

EL TRABAJO DE PREPARACION DEPENDERA DEL TAMAÑO Y COMPLEJIDAD DE LA PLANTA O PROYECTO Y CONSISTE EN CUATRO ETAPAS:

1) OBTENCION DE LA INFORMACION. CONSTA DE: DESCRIPCION DEL PROCESO, DIAGRAMAS DE FLUJO, BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA, DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION, DIAGRAMAS DE DISTRIBUCION DE LA INSTALACION. MANUAL DE OPERACION. TODA LA INFORMACION DEBE ESTAR ACTUALIZADA Y REFLEJAR FIELMENTE LAS CONDICIONES REALES DEL DISEÑO.

2) ESTRUCTURACION DE LA INFORMACION. UNA VEZ RECOPIADA, SE DEBERA HACER LLEGAR UNA COPIA A CADA UNO DE LOS MIEMBROS DEL GRUPO, CON LA SUFICIENTE ANTICIPACION PARA QUE LA REUNION SEA AGIL Y PRODUCTIVA.

3) PLANEACION DE LA SECUENCIA DEL ANALISIS. EL DIRECTOR DEL GRUPO DE TRABAJO DEBERA ESTABLECER UNA AGENDA QUE PERMITA CUMPLIR CON EL OBJETIVO Y LOS ALCANCES DE LA REUNION. LA SECUENCIA LLEVA EL ORDEN NORMAL DEL PROCESO, SIN QUE ESTO SEA LIMITATIVO.

4) COORDINACION DE LA REUNION. EL DIRECTOR DEBERA CONTEMPLAR LA SELECCION DEL LUGAR DE TRABAJO, LA DURACION DE CADA REUNION (NO MAS DE 3 HORAS), LAS REUNIONES POR SEMANA (NO MAS DE 2), VISITA A INSTALACIONES.

D) EJECUCION DEL ANALISIS.

UNA VEZ EXPLICADO EL OBJETIVO Y ALCANCE DE LA REUNION Y LA AGENDA PREPARADA PREVIAMENTE, EL DIRECTOR DE LA SESION DE TRABAJO EXPLICA LA SECUENCIA DEL ANALISIS, SELECCIONA UNA PARTE DEL PROCESOS Y DEFINE LA PRIMERA ETAPA A REVISAR. CONSECUTIVAMENTE SE LE PIDE AL GRUPO HACER LA PREGUNTA ¿QUE PASA SI..? A LOS CONCEPTOS QUE CADA ESPECIALISTA CONSIDERE PERTINENTE.

SE LE DA LA PALABRA A CADA UNO DE LOS MIEMBROS Y SE SOLICITA QUE EXPONGA SU CUESTIONAMIENTO, ENTONCES EL GRUPO DISCUTE LAS POSIBLES RESPUESTAS Y PROPONE SOLUCIONES PARA LOS PELIGROS DETECTADOS.

SECUENCIA DE ANALISIS

INICIO.

- 1) SELECCIONAR UNA PARTE DE PROCESO.
- 2) EXPLICAR LA INTENCION DE LA PARTE SELECCIONADA.
- 3) SELECCIONAR UNA ETAPA U OPERACION DEL PROCESO.
- 4) EXPLICAR LA INTENCION DE LA ETAPA U OPERACION.
- 5) APLICAR LA PREGUNTA ¿QUE PASA SI?
- 6) DAR LAS RESPUESTAS POSIBLES, CONSECUENCIAS.
- 7) EVALUAR SI LAS CONSECUENCIAS SON UN PELIGRO.
- 8) PROPONER LAS ACCIONES PARA ELIMINAR O REDUCIR EL RIESGO.
- 9) MARCAR LA ETAPA U OPERACION ANALIZADA.
- 10) REPETIR 3 a 9 PARA TODAS LAS ETAPAS U OPERACIONES DE LA PARTE DEL PROCESO SELECCIONADO.
- 11) REPETIR 1 a 10 PARA TODO EL PROCESO.

FINAL

E) SEGUIMIENTO.

LAS RECOMENDACIONES RESULTANTES DEL ESTUDIO DEBERAN SER CAPTURADAS EN UN PROGRAMA EN EL QUE SE INDIQUE:

- AREA REVISADA.
- RECOMENDACION.
- PRIORIDAD DE RESOLUCION.
- RESPONSABLE DE CUMPLIMIENTO.
- FECHA ESPERADA DE CONCLUSION.
- AVANCE A LA FECHA.
- MEDIDAS CONTINGENTES PARA MITIGAR EL PELIGRO O SU EFECTO (SI EXISTEN).
- APROVACION DE LA GERENCIA.

LAS ACCIONES PROPUESTAS GENERALMENTE SON DE CUATRO TIPOS:

- CAMBIOS EN EL PROCESO (RECIPIENTES, MATERIALES, INSTRUMENTACION, ETC.).
- CAMBIO EN LOS PROCEDIMIENTOS DE OPERACION.
- CAMBIO EN LAS CONDICIONES DEL PROCESO (TEMPERATURA, PRESION, ETC.).
- MODIFICACIONES EN EL DISEÑO FISICO.

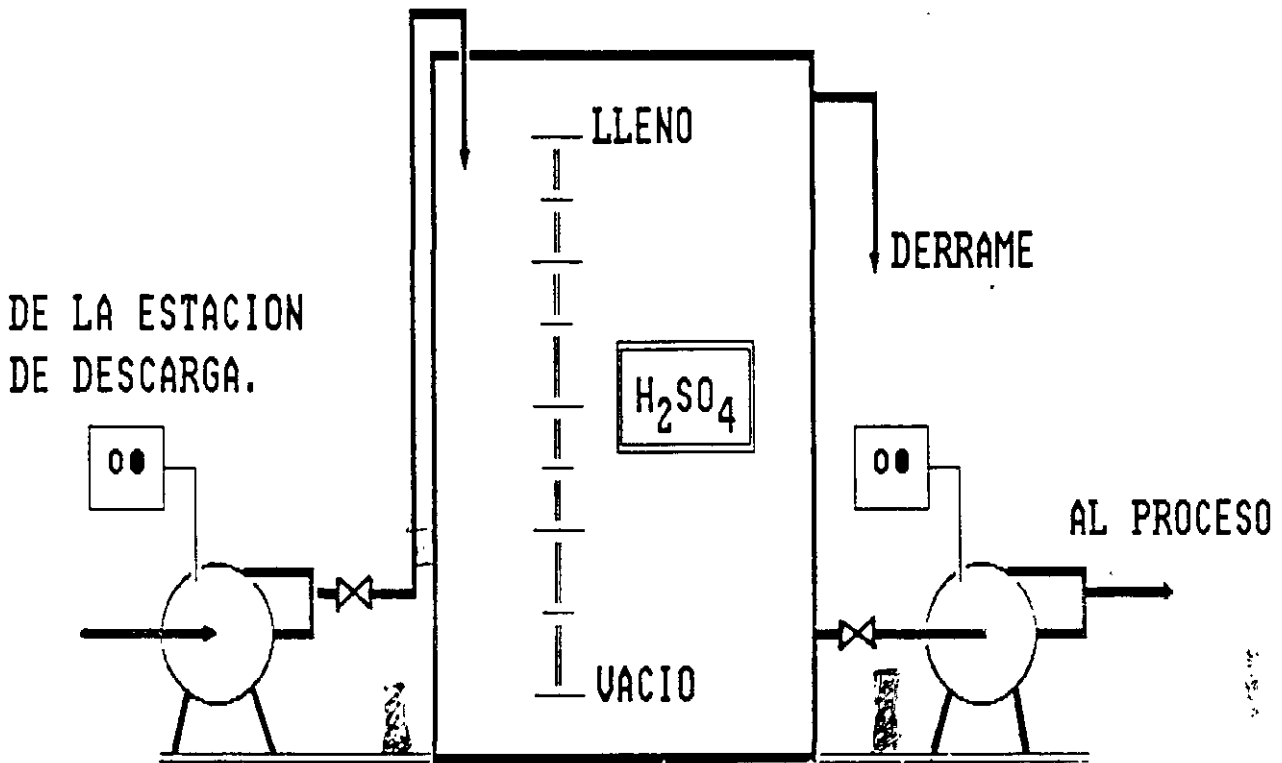
EJEMPLO:

BOMBEO DE ACIDO SULFURICO ATRAVEZ DE UN SISTEMA COMO EL QUE APARECE EN LA FIGURA.

APLICAR LA METODOLOGIA Y DETERMINAR LOS PELIGROS QUE EXISTEN EN LA OPERACION DEL SISTEMA.

UNA FORMA SENCILLA DE RECOPIRAR LA INFORMACION EMANADA DE LA APLICACION DEL METODO, ES EL LLENADO DEL FORMATO QUE SE ANEXA.

FIGURA



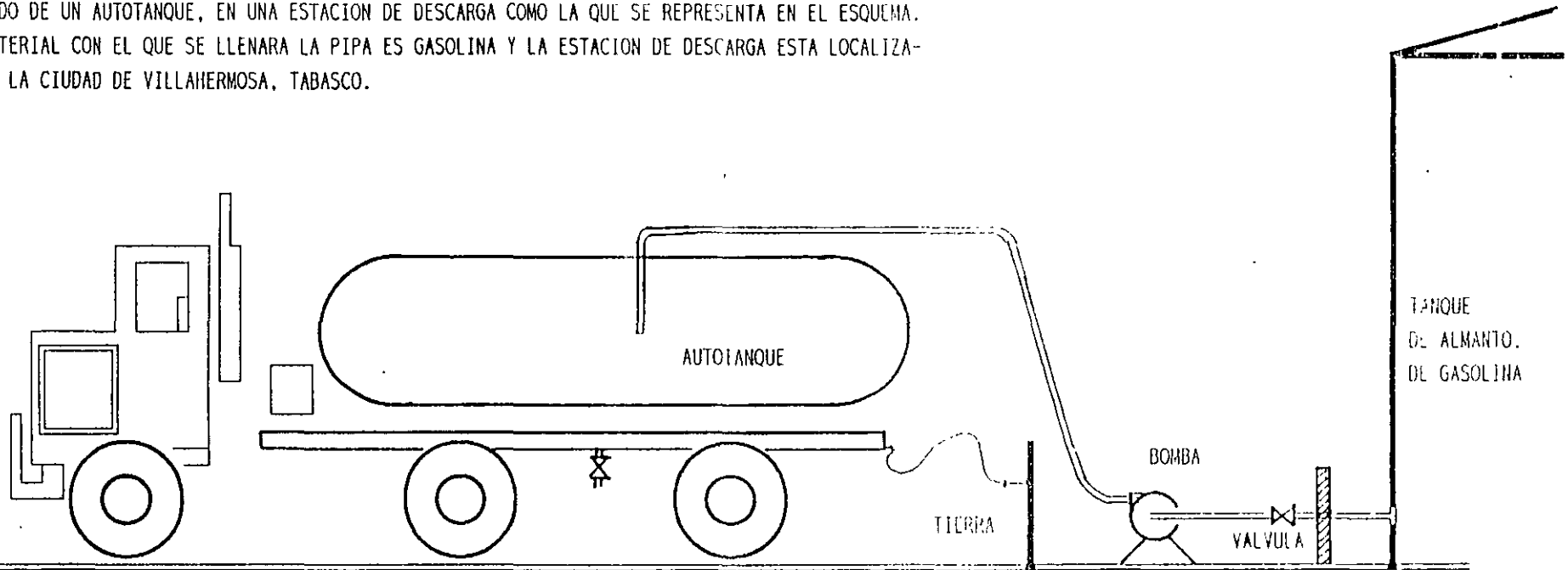
FORMATO

QUE PASA SI?	CONSECUENCIAS	ACCIONES PROPUESTAS
EL OPERADOR FALLA AL MONITOREAR EL NIVEL?	EL TANQUE PUEDE DERRAMARSE.	INSTALAR INDICADOR DE NIVEL.
EL SELLO DE LA BOMBA FUGA?	EL OPERADOR PODRIA DETECTAR EL PROBLEMA Y PARAR LAS BOMBAS LOCAL.	-
EXISTE UNA FUGA EN LA BOMBA O TUBERIA	POSIBILIDAD DE CONTACTO CON EL ACIDO.	USAR EQUIPO DE PROTECCION O INTERRUPTOR.
SI UNA FUGA OCURRE O SI SE SOBRELLENA EL TANQUE.	LA FUGA NO SE PODRIA CONTENER.	CONSTRUIR DIQUE.

EJEMPLO No.2

APLICAR LA METODOLOGIA ¿QUE PASA SI? AL SIGUIENTE CASO:

LLENADO DE UN AUTOTANQUE, EN UNA ESTACION DE DESCARGA COMO LA QUE SE REPRESENTA EN EL ESQUEMA. EL MATERIAL CON EL QUE SE LLENARA LA PIPA ES GASOLINA Y LA ESTACION DE DESCARGA ESTA LOCALIZADA EN LA CIUDAD DE VILLAHERMOSA, TABASCO.



EJERCICIO CENTRO DE TRABAJO DE RECEPCION, POR AUTOTANQUE, ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE GASOLINA

PARTE DEL PROCESO LLENADERAS DE AUTOTANQUES

METODOLOGIA DEL ANALISIS: ¿ QUE PASA SI ?

¿ QUE PASA SI ?	CAUSAS	CONSECUENCIAS	ACCIONES PARA REMEDIARLO
NO SE APLICA EL FRENADO POR MEDIO DE CALZAS Y FRENOS PROPIOS DEL VEHÍCULO	<ul style="list-style-type: none"> - FALLA HUMANA - NO SE CUENTA CON LAS CALZAS - DEFECTUOSO EL SISTEMA DE FRENADO 	<ul style="list-style-type: none"> - DESLIZAMIENTO DEL VEHICULO - DESPRENDIMIENTO DE CONEXIÓN A TIERRA Y/O ROTURA DE MANGUERAS - POSIBLE SE PRENDA LA UNIDAD POR NO ESTAR CONECTADA A TIERRA Y TENER DERRAME. - IMPACTO CONTRA OTRA UNIDAD, INSTALACION O PERSONAS 	<ul style="list-style-type: none"> - CAPACITACIÓN - INCLUIR LA ACTIVIDAD DE FRENADO DENTRO DEL PROCEDIMIENTO DE DESCARGA - AUTOMATIZAN LA OPERACIÓN
EL OPERADOR NO CONECTA BIEN A TIERRA	<ul style="list-style-type: none"> - FALLA HUMANA - CONEXIONES DEFECTUOSAS - NO HAY CONEXIÓN 	<ul style="list-style-type: none"> - CHISPA, POSIBLE INCENDIO - ELECTRICIDAD ESTÁTICA 	<ul style="list-style-type: none"> - REQUISITO DE ENTRADA QUE LOS VEHICULOS LLEVEN SU EQUIPO PARA UNA DESCARGA SEGURA - PROGRAMA DE MANTENIMIENTO - LETREROS DE INSTRUCCIONES VISIBLES
VÁLVULA CERRADA ANTES DE LA BOMBA AL INICIAR DESCARGA	<ul style="list-style-type: none"> - FALLA HUMANA - VÁLVULA EN MAL ESTADO - DESCONOCIMIENTO DEL PROCEDIMIENTO 	<ul style="list-style-type: none"> - CALENTAMIENTO DE LA BOMBA - POSIBLES CHISPAS - CAVITACION - DERRAME Y POSIBLE INCENDIO 	<ul style="list-style-type: none"> - APLICAR PROCEDIMIENTO DE DESCARGA DE AUTOTANQUES - PROGRAMA DE MANTENIMIENTO - CAPACITACIÓN
LLENADO EN EXCESO DEL TANQUE	<ul style="list-style-type: none"> - SISTEMAS DE CONTROL INEFICIENTES 	<ul style="list-style-type: none"> - DERRAME DEL LIQUIDO EN EL TANQUE Y POSIBLE INCENDIO 	<ul style="list-style-type: none"> - PARO AUTOMÁTICO DE BOMBA POR CONTROLADOR DE NIVEL
PARCIALMENTE ABIERTA LA VÁLVULA ANTES DE LA BOMBA AL INICIAR DESCARGA	<ul style="list-style-type: none"> - FALLA HUMANA - VÁLVULA EN MAL ESTADO - VÁLVULA EMPLEADA INCORRECTA PARA EL PROCESO 	<ul style="list-style-type: none"> - BOMBEO DE AIRE CON PRODUCTO, PRESIONANDO LA LINEA - INCREMENTO DE GENERACIÓN DE LA CORRIENTE ESTÁTICA - ESTANDO EL TANQUE RECEPTOR TOTALMENTE VACÍO Y SIN CONEXIÓN FÍSICA A TIERRA SE PUEDE PRODUCIR EXPLOSIÓN - ROTURA DE LINEA Y RECIPIENTE OCASIONANDO DERRAME 	<ul style="list-style-type: none"> - VERIFICAR CONEXIONES DE TIERRA EN CRUCES DE LINEA A RECIPIENTE. - CUMPLIR EL PROCEDIMIENTO - UTILIZAR VÁLVULAS MACHO CON MANERAL

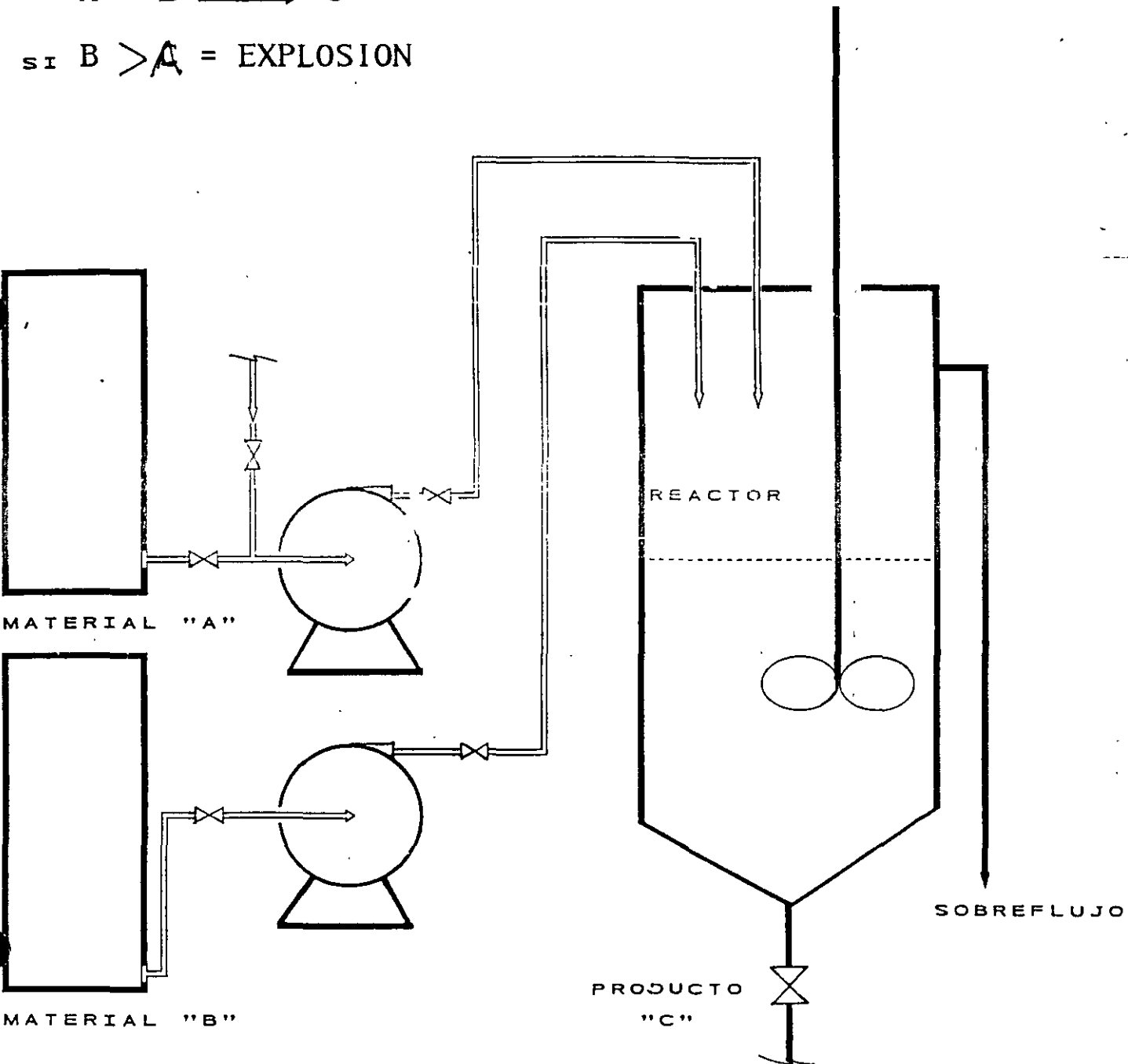
INCORRECTA CONEXIÓN DE LA BOMBA	<ul style="list-style-type: none"> - MAL COLOCACIÓN DE MANGUERAS POR FALLA HUMANA - UNIONES DEFECTUOSAS - GOLPEADAS LAS ROSCAS 	<ul style="list-style-type: none"> - DERRAMES - ATMÓSFERA EXPLOSIVA - CONTAMINACIÓN 	<ul style="list-style-type: none"> - MANTENIMIENTO - CAPACITACIÓN
SE DESCOMPONE LA BOMBA.	<ul style="list-style-type: none"> - DEFICIENTE PROGRAMA DE MANTENIMIENTO 	<ul style="list-style-type: none"> - SE SUSPENDE MANIOBRA - NO EXISTE PELIGRO - PERDIDAS DE RECURSOS TIEMPO ETC. 	<ul style="list-style-type: none"> - BOMBA DE REPUESTO - CUMPLIMIENTO DE PROGRAMA PREDICTIVO Y PREVENTIVO
SIN CONEXIÓN LA CARCAZA DEL MOTOR	<ul style="list-style-type: none"> - DESCUIDO HUMANO - NO TIENE CONEXIÓN - CONEXIÓN EN MAL ESTADO 	<ul style="list-style-type: none"> - ENERGIZADO DEL MOTOR - POSIBLE FUENTE DE IGNIÇÃO - POSIBLE EXPLOSIÓN - FLAMAZO PROBABLE - ACCIDENTES PERSONALES CHOFER Y OPERARIO 	<ul style="list-style-type: none"> - CONEXIÓN ELÉCTRICA EFECTIVA DEL MOTOR - CAPACITACIÓN - PROGRAMA DE MANTENIMIENTO
ABIERTA LA VÁLVULA DE SALIDA DE LA BOMBA AL INICIAR LA PURGA	<ul style="list-style-type: none"> - FALLA HUMANA - VÁLVULA EN MAL ESTADO 	<ul style="list-style-type: none"> - ATMÓSFERA EXPLOSIVA - POSIBLE DERRAME Y CONTAMINACIÓN - SI SE ENCUENTRA REFRIGERADO O CALIENTE EL MOTOR DE AUTO TANQUE POSIBLE INCENDIO. 	<ul style="list-style-type: none"> - CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO - COLOCAR LETREROS
NO SE CUENTA CON UN EQUIPO DE RESERVA PARA SUSTITUIR MANOMETRO DE INMEDIATO EN CASO DE FALLA	<ul style="list-style-type: none"> - PROGRAMA DEFICIENTE DE MANTENIMIENTO. 	<ul style="list-style-type: none"> - LECTURA FALSA, POSIBLE EXPLOSIÓN DEL TANQUE Y REPRECIANDO LA LINEA - ABOMBAMIENTO DE LAS PAREDES INTERNAS CON ESFUERZOS ADICIONALES A LA ESTRUCTURA 	<ul style="list-style-type: none"> - MANOMETRO DE RESERVA - MANOMETRO EN BUEN ESTADO DEL RANGO DE LAS PRESIONES A MAHEJAR EN LINEA
DESCONECTAR MANGUERA SIN CERRAR BLOQUEO	<ul style="list-style-type: none"> - ERROR HUMANO - INCUMPLIMIENTO AL PROCEDIMIENTO OPERATIVO 	<ul style="list-style-type: none"> - DERRAME ATMÓSFERA EXPLOSIVA E INCENDIO 	<ul style="list-style-type: none"> - REVISAR TIERRAS - INCORPORAR ACCIONES AL MANTENIMIENTO PREVENTIVO
VÁLVULA MACHO NO CIERRA	<ul style="list-style-type: none"> - MANTENIMIENTO DEFICIENTE 	<ul style="list-style-type: none"> - DERRAME , ATMÓSFERA EXPLOSIVA E INCENDIO 	<ul style="list-style-type: none"> - ANALIZAR LA INCORPORACIÓN DE OTRA BOMBA SI LAS NECESIDADES LO REQUIEREN
ARRANCA EL AUTOTANQUE SIN DESCONECTAR MANGUERA	<ul style="list-style-type: none"> - ERROR HUMANO 	<ul style="list-style-type: none"> - DERRAME, ATMÓSFERA EXPLOSIVA E INCENDIO. 	<ul style="list-style-type: none"> - REVISAR Y/O RECTIFICAR PROCEDIMIENTOS - AUTOMATIZAR OPERACIÓN

EXEMPLO No.2.

CONSIDERAR UNA PLANTA DONDE LAS SUBSTANCIAS "A" y "B" REACCIONAN FORMANDO EL PRODUCTO "C". SUPONER QUE "B" NO DEBE EXCEDER A "A" PUES OCURRIRIA UNA EXPLOSION. APLICAR LA METODOLOGIA ¿QUE PASA SI?, OBTENIENDO LA LA MAYOR CANTIDAD DE CONDICIONES QUE NOS PUEDEN GENERAR UNA EXPLOSION, ASI COMO TAMBIEN PARA CADA CONDICION IDENTIFICADA EMITIR LA CORRESPONDIENTE RECOMENDACION PARA SU MITIGACION.



SI $B > A$ = EXPLOSION



¿QUE PASA SI?

PLANTA:

EQUIPO:

ANALISIS DE RIESGOS.

HOJA:

ELABORO:

FECHA:

¿QUE PASA SI?	CAUSAS.	CONSECUENCIAS.	RECOMENDACION.

LISTAS DE VERIFICACIÓN PARA IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POR EL MÉTODO: QUE PASA SI?

Las siguientes listas de verificación, incluye algunas de la preguntas típicas que deben efectuarse durante la aplicación del método cualitativo: **Que pasa si?**. Estas listas solo deben utilizarse al inicio del estudio del área en cuestión y posteriormente irse adentrando en el proceso específico de la instalación o proyecto.

Algunas preguntas usuales en forma genérica al revisarse estas listas son:

- Que pasa si el material forma mezclas explosivas o inflamables con el aire.
- Que pasa si el material es tóxico o como puede causar daño al ambiente si se presenta un desfogue.
- Que pasa si el material reacciona violentamente por si solo (polimerización o descomposición) o en presencia en las cercanías de otro material.
- Que pasa si el equipo falla.

Estas preguntas generales inducen a efectuar otras mas específicas, tales como:

- Que pasa si la válvula de nitrógeno del inertizado esta cerrada.
- Que pasa si el tanque se sobrellena.
- Que pasa si no se adicionan los componentes de la reacción en la secuencia apropiada.

LISTAS DE VERIFICACIÓN.

A) INSTALACIONES Y EQUIPO.

ÁREA DE CARGA Y DESCARGA:

- * La separación entre carga y descarga no es la adecuada.
- * No se cuenta con drenajes o Carcamos para recuperar derrames de Pipas o Vagones.
- * No hay suministro de Nitrógeno de inertizado a tanques.
- * Las válvulas de cerrado rápido y de no retroceso están lejanas.
- * No se cuenta con protección contra incendio.

- * Si las líneas de sobreflujo de los tanques **están tapadas**.
- * **No existen sensores** de gas tóxico o inflamable.
- * Están muy cerca los quemadores (flares).
- * **No hay equipo** lavavojos y regaderas de emergencia.
- * La pipa o Carro tanque de FFCC **se desliza**.
- * La manguera **se desconecta** o esta en malas condiciones.

B) ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA, PRODUCTOS E INTERMEDIOS.

- * **Separación** entre áreas de la planta.
- * Protección contra **explosiones** de polvos o gases.
- * Protección **contra incendio**: fija, semifija y portátil.
- * **Válvulas** de presión-vacío.
- * Interlocks de **sobrellenado**, Línea de sobrellenado.
- * Cierres de válvulas **lejanos**.
- * Controladores de temperatura.
- * Retrocesos de fluidos del proceso a los tanques.
- * Medidas de **prevención** de contaminación.
- * **Arrestadores** de flama.
- * Drenes para **purgar** posibles contaminaciones de materiales.

C) DIQUES.

- * El dique tiene la capacidad de contener cuando menos el **100%** del contenido de los tanques.
- * **Altura** del dique (Max. 1.60 m).
- * Tipo de **piso** del dique.

* Drenaje del dique.

* Escaleras de acceso.

D) ÁREA DE PROCESO.

* Diseño de recipientes, presión, temperatura, materiales.

* Interlocks o sistemas de enclavamiento del proceso.

* Válvulas de sobrepresión/vacío (reactores, cambiadores, etc.).

* Selección de discos de ruptura.

* Corrosión: ambiente, materiales y se incluye fatiga de materiales.

* Localización de venteos de emergencia.

* Retroceso de fluidos.

* Clasificación eléctrica.

* Inertizado y supresores de explosión.

* Tubos "buzo" para la alimentación de materiales inflamables.

* Aislamiento de tuberías calientes.

* Método de adición de reactantes.

* Tanques "nock out" para el control de reactadas perdidas.

* Accesos normales y de emergencia al área de proceso.

* Drenajes del área.

* Condiciones de procesos peligrosos descritas en manuales de operación.

* Protección contra incendio: fija, semifija y portátil.

* Detectores de flama, calor, humo, gases tóxicos e inflamables.

* Puertas de cierre automático por incendio.

* Compartimentación de áreas.

E) CUARTOS DE CONTROL.

- * Separación de áreas riesgosas.
- * Ventilación positiva contra gases.
- * Resistentes a explosiones e incendios.
- * Control distribuido de proceso.
- * Botoneras de alarma, paro local o total de emergencia.
- * Salidas.
- * Política de vidrios.

F) SUBESTACIONES ELÉCTRICAS.

- * Distancias de otras áreas.
- * Control de derrames de aceite del transformador.

G) BOMBAS.

- * Control de sobrevoltajes y desbocamientos.
- * Prevención de retrocesos de flujo de otras bombas conectadas en paralelo.
- * Drenes para descontaminar las bombas.
- * La máxima cabeza y el flujo máximo no debe exceder la presión de relevo del equipo.

H) QUEMADORES.

- * Máximo rango de venteo y estabilidad de la flama.
- * Nivel de radiación a nivel de piso.
- * Pilotos continuos.
- * Detector redundante de falla de flama.

- * Gas inerte para prevenir ingreso de aire.

- * Prevención de retroceso.

I) GENERADORES DE VAPOR, HORNOS E INCINERADORES.

- * Control de Combustión.

- * Sistema redundante de detección de pilotos y flama.

- * Válvulas de relevo.

- * Drenes.

- * Sistemas de enclavamiento para el control de flujo, presión y temperatura.

- * Retrocesos de flujo.

- * Doble alimentación de agua.

J) PERSONAL.

- * Entrenamiento.

- * Equipo de protección personal.

- * Regaderas y lavaojos.

- * Accesos de personal al área de proceso.

- * Contratistas.

K) OPERACIÓN.

- * Procedimientos de operación: arranque, normal y paro.

- * Procedimientos de emergencia: fallas de equipo, pérdida del control de proceso y paros de emergencia.

- * Documentación del proceso.

- * Mantenimiento: inspección, preventivo, equipo crítico, etc.

- * Manejo de permisos: espacios confinados, bloqueo de equipo, flama abierta, etc.

HAZOP

1) INTRODUCCIÓN.

LA TÉCNICA CONOCIDA COMO: "HAZARD & OPERABILITY STUDIES" (HAZOP), FUE IDEADA POR KNOWLTON & LAWLEY EN EL AÑO DE 1960, AMBOS EMPLEADOS DE LA DIVISIÓN MOND DE LA IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES (ICI) EN INGLATERRA, Y POSTERIORMENTE SE EXTENDIÓ A TODA EUROPA Y AL MUNDO.

EL OBJETIVO DE LA METODOLOGÍA ES LA DE ESTIMULAR LA IMAGINACIÓN DE LOS MIEMBROS DE UN GRUPO MULTIDISCIPLINARIO EN UNA FORMA SISTEMÁTICA, PARA VISUALIZAR LAS RUTAS O SECUENCIAS EN QUE UNA PLANTA PUEDE OPERAR EN FORMA INDESEABLE O RIESGOSA.

LA TÉCNICA ES LO SUFICIENTEMENTE FLEXIBLE PARA APLICARSE A TODO TIPO DE PLANTAS, TIPOS DE PROCESO (CONTINUOS, BATCH), EQUIPOS DE PROCESO, PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN, ETC.

LA METODOLOGÍA PUEDE SER APLICADA EN EL MOMENTO EN QUE SE "CONGELA" LA INGENIERÍA DE DETALLE, EN ALGUNOS DISEÑOS INTERMEDIOS, A EQUIPOS DE PROCESO INDIVIDUALES, AL HACER REPARACIONES Y/O TRABAJOS DE MANTENIMIENTO MAYOR O REPARACIONES COMPLEJAS, EN EL ARRANQUE O PARO DE PLANTA, DURANTE LA OPERACIÓN NORMAL DE LA PLANTA.

EL PROCESO DE APLICACIÓN DE LA METODOLOGÍA ES COMPLEJO Y ALTAMENTE ESTRUCTURADO, POR LO QUE SU APLICACIÓN DEBE HACERSE EN FORMA SELECTIVA, CONSIDERANDO PARÁMETROS TALES COMO: MANEJO DE MATERIALES PELIGROSOS, POSIBILIDAD DE CAUSAR AFECTACIONES A LA COMUNIDAD, PLANTAS COLINDANTES VECINAS, MEDIO AMBIENTE, VÍAS DE COMUNICACIÓN.

HAZOP

1) INTRODUCCIÓN.

LA TÉCNICA CONOCIDA COMO: "HAZARD & OPERABILITY STUDIES" (HAZOP), FUE IDEADA POR KNOWLTON & LAWLEY EN EL AÑO DE 1960, AMBOS EMPLEADOS DE LA DIVISIÓN MOND DE LA IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES (ICI) EN INGLATERRA, Y POSTERIORMENTE SE EXTENDIÓ A TODA EUROPA Y AL MUNDO.

EL OBJETIVO DE LA METODOLOGÍA ES LA DE ESTIMULAR LA IMAGINACIÓN DE LOS MIEMBROS DE UN GRUPO MULTIDISCIPLINARIO EN UNA FORMA SISTEMÁTICA, PARA VISUALIZAR LAS RUTAS O SECUENCIAS EN QUE UNA PLANTA PUEDE OPERAR EN FORMA INDESEABLE O RIESGOSA

LA TÉCNICA ES LO SUFICIENTEMENTE FLEXIBLE PARA APLICARSE A TODO TIPO DE PLANTAS, TIPOS DE PROCESO (CONTINUOS, BATCH), EQUIPOS DE PROCESO, PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN, ETC.

LA METODOLOGÍA PUEDE SER APLICADA EN EL MOMENTO EN QUE SE "CONGELA" LA INGENIERÍA DE DETALLE. EN ALGUNOS DISEÑOS INTERMEDIOS, A EQUIPOS DE PROCESO INDIVIDUALES, AL HACER REPARACIONES Y/O TRABAJOS DE MANTENIMIENTO MAYOR O REPARACIONES COMPLEJAS, EN EL ARRANQUE O FARGO DE PLANTA, DURANTE LA OPERACIÓN NORMAL DE LA PLANTA.

EL PROCESO DE APLICACIÓN DE LA METODOLOGÍA ES COMPLEJO Y ALTAMENTE ESTRUCTURADO, POR LO QUE SU APLICACIÓN DEBE HACERSE EN FORMA SELECTIVA, CONSIDERANDO PARÁMETROS TALES COMO: MANEJO DE MATERIALES PELIGROSOS, POSIBILIDAD DE CAUSAR AFECTACIONES A LA COMUNIDAD, PLANTAS COLINDANTES VECINAS, MEDIO AMBIENTE, VÍAS DE COMUNICACIÓN.

ESENCIALMENTE LA METODOLOGÍA DE ANÁLISIS HAZOP, CONSISTE EN REVISAR LA DESCRIPCIÓN COMPLETA DE LOS PROCESOS, CUESTIONANDO SISTEMÁTICAMENTE CADA UNA DE SUS PARTES, EQUIPOS, SISTEMAS, ETC., SOMETIÉNDOLO A UNA SERIE DE PREGUNTAS FORMULADAS USANDO "PALABRAS CLAVE", IMAGINANDO "DESVIACIONES" DE LA INTENCIÓN REAL DEL PROCESO Y ASÍ PODER IDENTIFICAR Y DIFERENCIAR CUAL DE ESTAS "DESVIACIONES" NOS PUEDE ORIGINAR UN RIESGO.

LAS "PALABRAS CLAVE" SON UTILIZADAS PARA INDUCIR IDEAS EN NUESTRO ANÁLISIS, GARANTIZANDO ASÍ, QUE TODOS LOS CAMINOS POSIBLES PARA QUE SE PRESENTE LA DESVIACIÓN DE LA INTENCIÓN ORIGINAL DEL DISEÑO, SEAN EXPLORADOS.

ESTO NORMALMENTE GENERA UNA SERIE DE DESVIACIONES TEÓRICAS Y CADA UNA DE ESTAS DESVIACIONES DEBERÁ SER CONSIDERADA PARA IDENTIFICAR SUS CAUSAS, POSIBLES CONSECUENCIAS Y LAS ACCIONES A SEGUIR PARA SU ELIMINACIÓN O REDUCCIÓN.

ALGUNAS CAUSAS SERÁN IRREALES CON CONSECUENCIAS SIN PROBABILIDAD DE OCURRIR. ALGUNAS SERÁN REALES CON CONSECUENCIAS TRIVIALES SIN NECESIDAD DE ANALIZARSE. OTRAS CAUSAS SERÁN REALES Y CON CONSECUENCIAS POTENCIALMENTE PELIGROSAS, EN ESTE CASO, SI LA SOLUCIÓN NO ES OBVIA PUEDE SER NECESARIO OBTENERSE MÁS INFORMACIÓN (ESTADÍSTICAS, LITERATURA, TRABAJO EXPERIMENTAL) Y RESOLVERSE EN UNA FUTURA REUNIÓN DE TRABAJO.

HABIENDO EXAMINADO UNA PARTE DEL DISEÑO Y REGISTRADO TODOS LOS RIESGOS REALES Y POTENCIALES ASOCIADOS CON ÉL, SE PROCEDE CON LA SIGUIENTE Y ASÍ SUCESIVAMENTE HASTA COMPLETAR TODA LA PLANTA.

EL MÉTODO TIENE SUS LIMITACIONES, PERO HA PROBADO SER PRÁCTICO Y PODEROSO. AUNQUE ES IMPOSIBLE ELIMINAR TODOS LOS PELIGROS EN UNA PLANTA DE PROCESO, ESTOS SÍ PUEDEN SER DETERMINADOS Y ESTUDIADOS, PARA DARLES EL TRATAMIENTO REQUERIDO.

EL ÉXITO DE LA METODOLOGÍA DEPENDE DE:

+ LA EXACTITUD DE LOS DIAGRAMAS Y DATOS UTILIZADOS COMO BASE DEL ANÁLISIS.

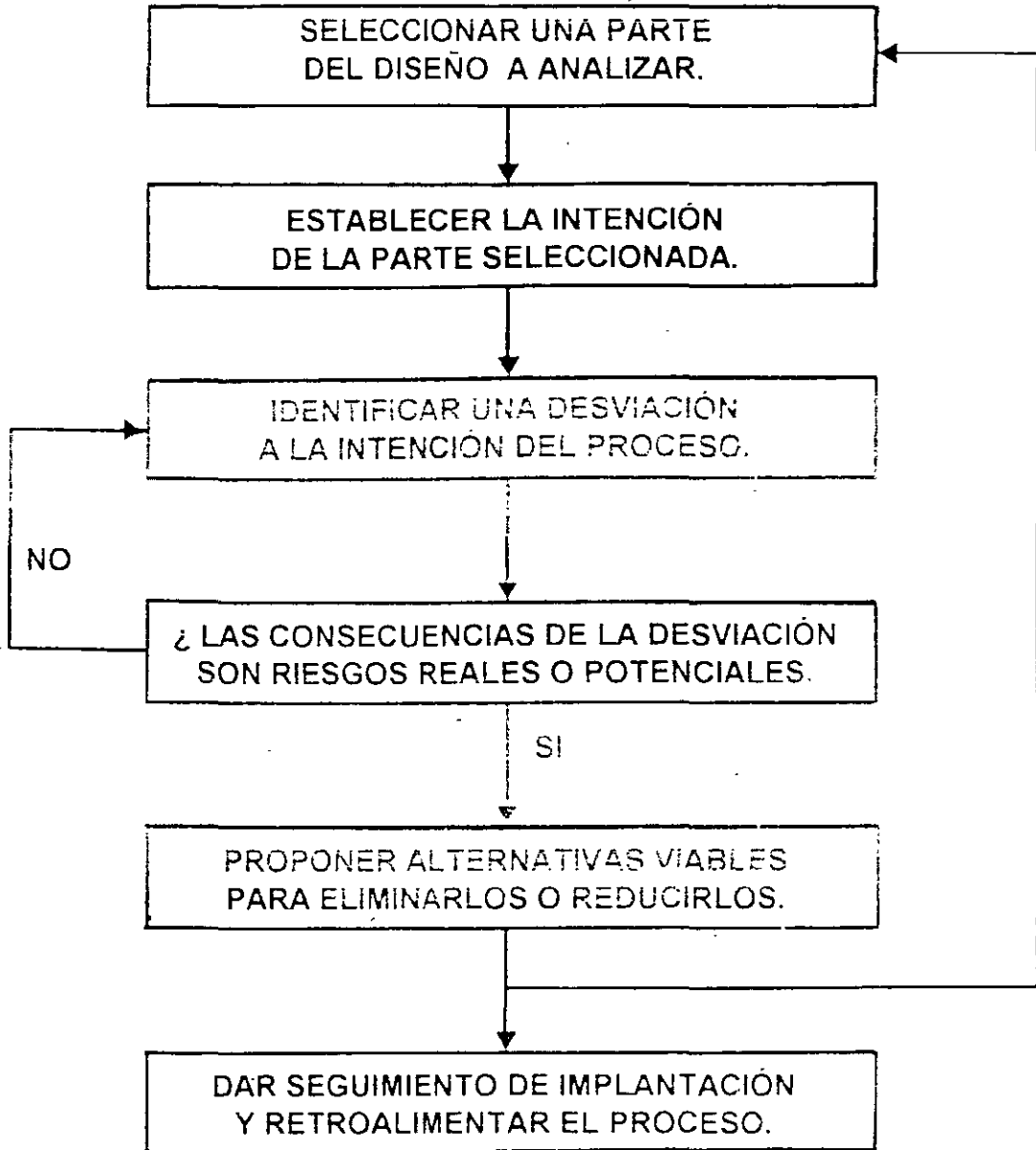
+ LA HABILIDAD TÉCNICA, CREATIVIDAD, Y PERSPICACIA DEL GRUPO PARA UTILIZAR LA METODOLOGÍA COMO UNA AYUDA A SU IMAGINACIÓN.

+ LA HABILIDAD DEL GRUPO PARA MANTENER UN SENTIDO DE PROPORCIÓN EN LAS DESVIACIONES RIESGOSAS, CAUSAS Y CONSECUENCIAS.

II) PALABRAS CLAVE.

PALABRA CLAVE:	SIGNIFICADO:	COMENTARIOS:
NO, NADA.	TOTAL NEGACIÓN DE LA INTENCIÓN.	NINGUNA PARTE DE LA INTENCIÓN OCURRE. NO FLUJO, NO ENERGÍA
MAS, MAYOR MENOS, MENOR.	AUMENTA EL GRADO DE LA INTENCIÓN. (CUANTITATIVO) DISMINUYE EL GRADO DE LA INTENCIÓN. (CUANTITATIVO)	SE REFIERE A CANTIDADES Y PROPIEDADES. (FLUJO, P, T) Y A ACTIVIDADES (REACCIÓN, CALENTAMIENTO, ENFRIAMIENTO). IDEM. PERO DISMINUCIÓN
ADEMÁS DE, APARTE DE, TAMBIÉN. PARTE DE, SÓLO PARTE DE.	AUMENTO CUALITATIVO. DISMINUCIÓN CUALITATIVA.	LA INTENCIÓN OCURRE JUNTO CON OTRA ACTIVIDAD ADICIONAL. OTRAS FASES, IMPUREZAS, OTROS FLUJOS, CORROSIÓN. SÓLO ALGUNAS INTENCIONES SE LLEVAN A CABO. OTRAS NO. COMPOSICIÓN DIFERENTE, ALGUNA OMISIÓN EN ADICIONES.
INVERSO, CONTRARIO A. EN VEZ DE, ANTES DE, DESPUES DE, A DONDE MAS.	OCURRE LO OPUESTO A LA LOGICA DE LA INTENCIÓN. SUSTITUCION COMPLETA DE LA INTENCIÓN.	APLICA A ACTIVIDADES (REACCIÓN QUÍMICA INVERSA, CALENTAMIENTO EN LUGAR DE ENFRIAMIENTO, EL FLUJO SE REGRESA, ADICIÓN DE CATALIZADOR EN LUGAR DE INHIBIDOR. NADA DE LA INTENCIÓN ORIGINAL OCURRE. (EN VEZ DE CARGAR "A" SE CARGA "B", EN VEZ DE ENFRIAR CALENTAR).

ESQUEMA GENERAL DEL PROCEDIMIENTO:



III) DEFINICIÓN DE OBJETIVOS Y ALCANCE.

LOS OBJETIVOS Y ALCANCE DE UN ANÁLISIS DEBEN SER EXPLÍCITOS TANTO COMO SEA POSIBLE. ALGUNOS PODRÍAN SER.

- + REVISAR LA INGENIERÍA DE UN DISEÑO.
- + DECIDIR CUÁNDO Y DÓNDE CONSTRUIR UNA PLANTA.
- + VERIFICAR PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN.
- + MEJORAR LAS CONDICIONES DE SEGURIDAD DE LA PLANTA EXISTENTE.
- + CUMPLIR CON LA LEGISLACIÓN.

TAMBIÉN ES IMPORTANTE DEFINIR LOS TIPOS DE RIESGOS QUE SE PRETENDEN IDENTIFICAR, POR EJEMPLO:

- * AL PERSONAL QUE LABORA EN LA PLANTA.
- * A LA PLANTA Y EQUIPO.
- * A LA CALIDAD DEL PRODUCTO.
- * A LA COMUNIDAD.
- * AL AMBIENTE.

LOS LÍMITES FÍSICOS DE LA PLANTA A SER ANALIZADOS DEBERÁN DEFINIRSE Y CUANDO EXISTEN INTERACCIONES CON LOS VECINOS, TODOS DEBEN INCLUIRSE EN EL ANÁLISIS.

LOS OBJETIVOS GENERALES PARA UN ANÁLISIS SON NORMALMENTE FIJADOS POR LA PERSONA RESPONSABLE DEL PROYECTO O DE LA PLANTA.

EL ANÁLISIS ES EFECTUADO POR UN GRUPO MULTIDISCIPLINARIO, EL CUAL PROPONE LAS ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN QUEDANDO LA

DECISIÓN FINAL DE SU APLICACIÓN EN LA DIRECCIÓN DE LA EMPRESA. LA DEFINICIÓN DEL ALCANCE Y OBJETIVOS DEL ANÁLISIS ES SENCILLA SIEMPRE Y CUANDO EL DIRECTOR O GERENTE ESTE CONVENCIDO DE LAS BONDADES DE LA METODOLOGÍA.

IV) COMPOSICIÓN DEL GRUPO DE TRABAJO.

ESTA METODOLOGÍA ES NORMALMENTE EJECUTADA POR UN GRUPO MULTIDISCIPLINARIO. DENTRO DE ESTE GRUPO EXISTEN DOS TIPOS DE PARTICIPANTES: PERSONAL TÉCNICO Y PERSONAL DE SOPORTE.

PERSONAL TÉCNICO: REALIZAN LA CONTRIBUCIÓN TÉCNICA. REQUIEREN SER PERSONAS CON ALTO GRADO DE CONOCIMIENTOS Y EXPERIENCIA EN CIERTAS ÁREAS RELACIONADAS CON EL PROCESO Y OTRAS CON LA OPERACIÓN DE LA PLANTA.

ALGUNOS MIEMBROS DEL GRUPO TÉCNICO A MANERA DE EJEMPLO, PODRÍAN SER PERSONAL DE:

- + PRODUCCIÓN.
- + PROCESOS.
- + MANTENIMIENTO.
- + LOGÍSTICA Y MATERIALES.
- + SERVICIOS AUXILIARES.
- + SEGURIDAD E HIGIENE.
- + ETC.

LOS MIEMBROS DEL GRUPO DEBEN TENER LA SUFICIENTE AUTORIDAD PARA REALIZAR LAS MODIFICACIONES NECESARIAS AL DISEÑO, PROCESO U OPERACIÓN. LA MEZCLA DE DISCIPLINAS PUEDE VARIAR DEPENDIENDO DEL TIPO DEL PROYECTO O PROCESO. EN ALGUNAS OCASIONES SE REQUIERE INCLUIR DISCIPLINAS TALES COMO:

- INGENIERÍA ELÉCTRICA.
- INGENIERÍA QUÍMICA.
- INGENIERÍA AMBIENTAL.
- INGENIERÍA MECÁNICA.
- INGENIERÍA CIVIL.
- INGENIERÍA DE CONTROL (INSTRUMENTACIÓN).
- INVESTIGADORES QUÍMICOS.
- ETC.

EL GRUPO NO DEBE SER MUY GRANDE. LA CANTIDAD IDEAL DE PERSONAS VARÍA ENTRE 3 Y 6. SI SE REQUIEREN MÁS SE RECOMIENDA PARTIR EL GRUPO

PERSONAL DE SOPORTE: DEBIDO A QUE LAS SESIONES DE ANÁLISIS SON ALTAMENTE ESTRUCTURADAS Y MUY SISTEMÁTICAS, ES NECESARIO TENER A ALGUIEN QUE MODERE LAS DISCUSIONES. A ESTA PERSONA SE LE CONOCE COMO EL "LÍDER DEL GRUPO".

EL LÍDER DEL GRUPO TIENE ALGUNAS FUNCIONES A CUBRIR DURANTE EL ANÁLISIS:

- ASESORAR EN LA DEFINICIÓN DE LOS OBJETIVOS Y ALCANCE DEL ANÁLISIS.
- AYUDAR EN LA SELECCIÓN DEL GRUPO Y SU ENTRENAMIENTO.

- COORDINAR LA RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN PREVIA Y VERIFICAR QUE SE CUENTE CON TODA LA NECESARIA PARA EL ANÁLISIS.

- MODERAR LAS DISCUSIONES DENTRO DE LO ESTABLECIDO POR LA METODOLOGÍA.

EL LÍDER DEL GRUPO NO TIENE LA RESPONSABILIDAD DE PROPORCIONAR EL SOPORTE TÉCNICO PRINCIPAL Y DE PREFERENCIA DEBERÁ ESTAR ALEJADO DEL CASO EN CUESTIÓN ES DECIR NO ESTAR DIRECTAMENTE ASOCIADO CON EL TEMA PRINCIPAL DEL ANÁLISIS DE RIESGO, DEBIDO A QUE PUEDE FALLAR EN EL USO DE LA METODOLOGÍA O DAR POR HECHO ALGUNOS ASPECTOS QUE PUDIERAN SER FUNDAMENTALES EN LA IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS. PERO SÍ DEBERÁ TENER UN AMPLIO CONOCIMIENTO DE LA METODOLOGÍA Y HABILIDAD PARA MODERAR LAS DISCUSIONES DEL GRUPO.

EN ADICIÓN AL LÍDER DEL GRUPO ES DESEABLE CONTAR CON UN SECRETARIO QUE TOMA NOTA DE LOS RIESGOS DETECTADOS, DADO QUE SU PARTICIPACIÓN INCREMENTA EN FORMA IMPORTANTE LA EFECTIVIDAD DEL GRUPO, YA QUE EL TOMAR NOTAS PUEDE DISTRAER LA ATENCIÓN Y LIMITAR EL APROVECHAMIENTO DE LA SINERGÍA.

LA ACTITUD DE LOS MIEMBROS DEL GRUPO MULTIDISCIPLINARIO Y DE SOPORTE DEBE SER POSITIVA Y CONSTRUCTIVA, DADO QUE LOS RESULTADOS DEPENDEN DE SU INVENTIVA E IMAGINACIÓN.

V) PREPARACIÓN PREVIA AL ANÁLISIS.

ES ALTAMENTE RECOMENDABLE ESTIMAR EN PRIMERA INSTANCIA LA VULNERABILIDAD O PELIGROSIDAD DEL PROYECTO O PROCESO A ANALIZARSE.

EL TRABAJO DE PREPARACIÓN DEPENDERÁ DEL TAMAÑO Y COMPLEJIDAD DE LA PLANTA, Y CONSISTE BÁSICAMENTE EN:

- A) OBTENCIÓN DE INFORMACIÓN.
- B) ESTRUCTURACIÓN DE LA INFORMACIÓN.
- C) PLANEACIÓN DE LA SECUENCIA DEL ANÁLISIS.
- D) COORDINACIÓN DE LAS REUNIONES.

A) OBTENCIÓN DE INFORMACIÓN. ÉSTA NORMALMENTE CONSTA DE :

- + DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO.
- + DIAGRAMAS DE FLUJO.
- + DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN (DTI's).
- + DIAGRAMAS DE DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA (LAY OUT).
- + BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA.
- + MANUAL DE PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN.
- + ESPECIFICACIONES Y CARACTERÍSTICAS FÍSICO - QUÍMICAS DE LOS MATERIALES UTILIZADOS Y PRODUCIDOS.
- + HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS Y TANQUES.
- + PROGRAMAS DE MANTENIMIENTO.

IMPORTANTE: TODA ESTA INFORMACIÓN INVARIABLEMENTE DEBE ESTAR TOTALMENTE ACTUALIZADA.

B) ESTRUCTURACIÓN DE LA INFORMACIÓN.

EN PLANTAS DE PROCESO CONTINUO LA ESTRUCTURACIÓN DE LA INFORMACIÓN ES RELATIVAMENTE SENCILLA. LOS DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN, LOS PLANOS DE LOCALIZACIÓN Y LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA, CONTIENEN SUFICIENTE INFORMACIÓN Y PUEDEN SER FÁCILMENTE REPRODUCIDOS PARA PONERLOS A DISPOSICIÓN DE LOS MIEMBROS DEL EQUIPO DE TRABAJO. LA INFORMACIÓN RESTANTE NO SERÁ NECESARIA REPRODUCIRLA, ÚNICAMENTE SERÁ NECESARIO MANTENERLA DISPONIBLE PARA CONSULTA.

EN PLANTAS DE PROCESO POR LOTES, NORMALMENTE LA ESTRUCTURACIÓN DE LA INFORMACIÓN REQUIERE DE UN MAYOR ESFUERZO, Y ADICIONALMENTE A LOS DIAGRAMAS DESCRITOS PARA PLANTAS CONTINUAS, SERÁ NECESARIO REPRODUCIR LA SECUENCIA DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PARTICIPACIÓN DE LOS OPERADORES EN CADA ETAPA DEL PROCESO.

EN EL DISEÑO DE UNA NUEVA PLANTA ES SENCILLO CONTAR CON TODA LA INFORMACIÓN NECESARIA, YA QUE ÉSTA SE ENCUENTRA RECIENTEMENTE EDITADA. EN PLANTAS EXISTENTES, LA LABOR DE RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN SE TORNA MAS COMPLEJA PORQUE NORMALMENTE NO SE ENCUENTRA ACTUALIZADA. EN ESTE ÚLTIMO CASO, ES INDISPENSABLE ACTUALIZARLA Y GENERAR LA FALTANTE ANTES DE INICIAR EL ANÁLISIS, YA QUE SIN ELLO SERÁ TIEMPO PERDIDO.

C) PLANEACIÓN DE LA SECUENCIA DEL ANÁLISIS.

LA PRIMERA ETAPA SERÁ ESTIMAR LAS HORAS - HOMBRE QUE SE REQUERIRÁN, LO CUAL SE PUEDE LOGRAR DE VARIAS FORMAS:

- + CADA PARTE A SER ESTUDIADA (LÍNEA, BOMBAS, ETC.), TOMARÁ APROXIMADAMENTE 15 MINUTOS DEL TIEMPO DEL GRUPO.

+ CONSIDERAR DOS HORA Y MEDIA POR CADA RECIPIENTE.

D) COORDINACIÓN

TENIENDO LA ESTIMACIÓN DE TIEMPO, EL LÍDER DEL GRUPO O EL SECRETARIO PODRÁN COORDINAR LAS REUNIONES DE TRABAJO, BAJO LOS SIGUIENTES CRITERIOS:

- + ES RECOMENDABLE QUE CADA SESIÓN DE TRABAJO NO DURE MAS ALLA DE 3 HORAS DEBIDO A QUE EL CANSANCIO PUEDE HACER IMPRODUCTIVO EL ANÁLISIS.**
- + BAJO CONDICIONES EXTREMAS DE PRESIÓN DE TIEMPO, LAS SESIONES NO DEBERÁN PROGRAMARSE PARA MÁS DE DOS DÍAS CONSECUTIVOS.**
- + EN CONDICIONES NORMALES, NO SE DEBERÁ PROGRAMAR MÁS DE DOS SESIONES POR SEMANA, PERMITIENDO UN DÍA DE DESCANSO ENTRE SESIÓN Y SESIÓN. EL INCONVENIENTE ES LA DISPONIBILIDAD DEL PERSONAL PARA EL ANÁLISIS.**
- + LAS SESIONES DE TRABAJO DEBEN EFECTUARSE EN UN LUGAR BIEN VENTILADO. ILUMINADO ADECUADAMENTE, CON INSTALACIONES APROPIADAS PARA REVISAR PLANOS, EXPLICAR DIAGRAMAS Y COMODIDADES QUE PERMITAN UN TRABAJO PLACENTERO, LIBRE DE RUIDO Y DISTRACCIONES.**

VI) EJECUCIÓN DEL ANÁLISIS.

LAS SESIONES DE ANÁLISIS SON ALTAMENTE ESTRUCTURADAS. CON EL LÍDER DEL GRUPO CONTROLANDO LA DISCUSIÓN PARA EL SEGUIMIENTO DE UN PLAN PREDETERMINADO, LA SECUENCIA QUEDA COMO SE PRESENTA EN LOS SIGUIENTES DIAGRAMAS, OBSÉRVESE EL GRADO DE PROFUNDIDAD AL QUE SE ANALIZAN LOS PROCESOS POR MEDIO DE ESTA METODOLOGÍA.

SECUENCIA DETALLADA DE LA METODOLOGÍA.

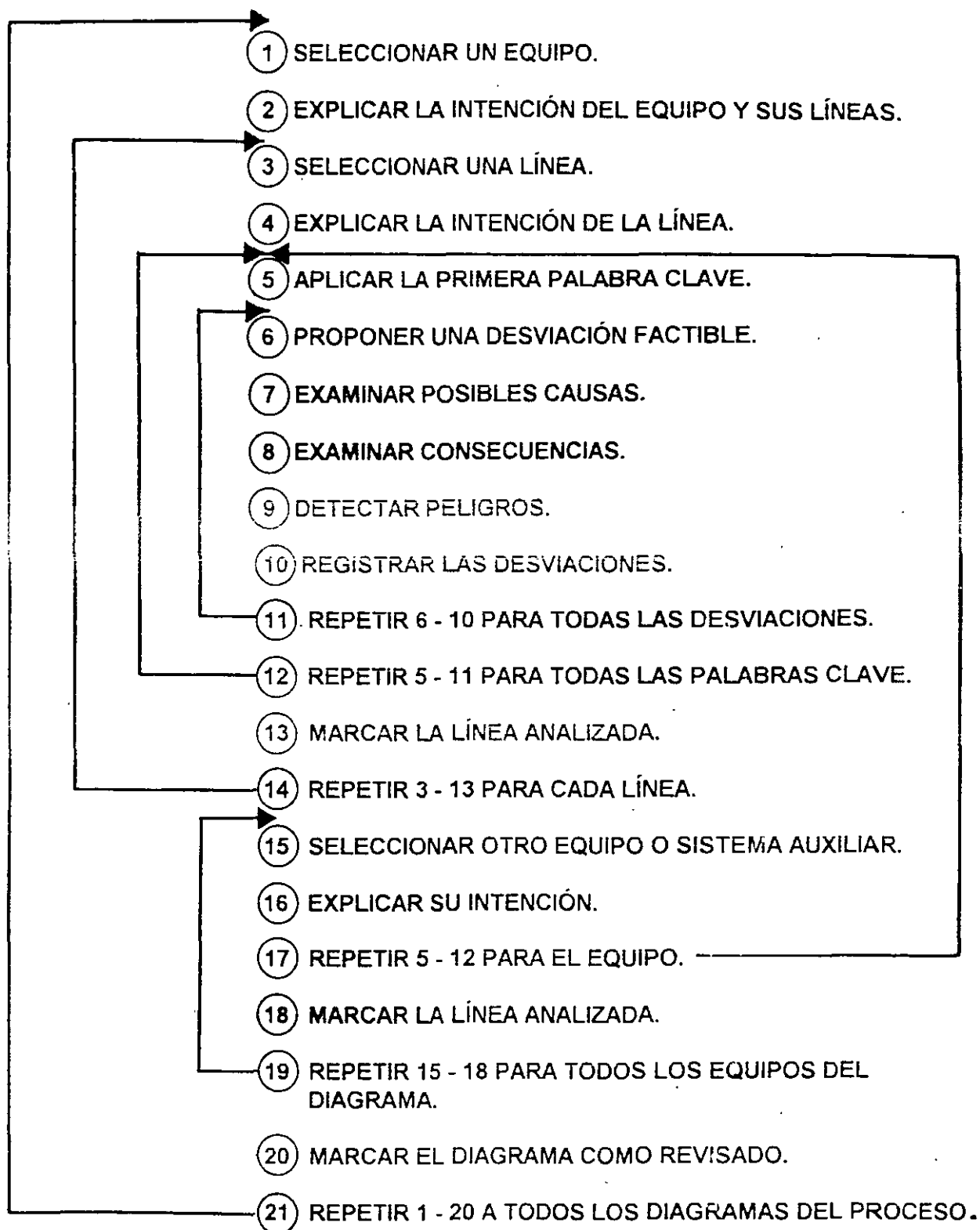
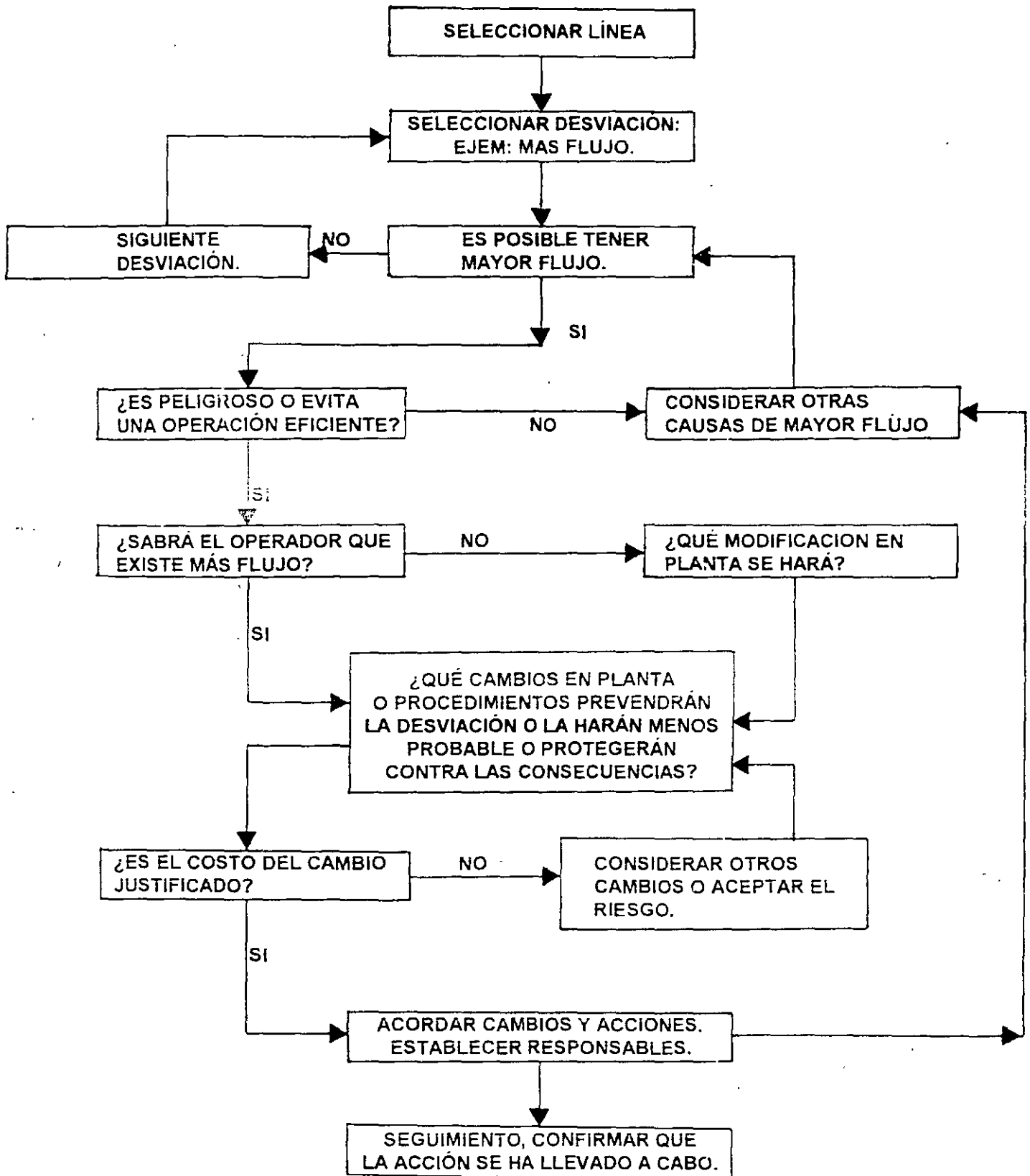


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA METODOLOGÍA.



SI LA EJECUCIÓN ESTA BASADA EN LOS DTI's, EL LÍDER DEL EQUIPO SELECCIONA EL PRIMER RECIPIENTE Y PIDE AL GRUPO QUE DESCRIBAN SU FUNCIÓN. SELECCIONA UNA LÍNEA CONECTADA AL RECIPIENTE U OTRO ELEMENTO DEL PROCESO Y SOLICITA AL GRUPO ESTABLECER LA INTENCIÓN DE LA PARTE SELECCIONADA. ESTA SECUENCIA SE SIGUE EN FORMA SIMILAR EN UN ESTUDIO BASADO EN PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN.

EL LÍDER DEL GRUPO APLICA LA PRIMERA PALABRA CLAVE Y LA DISCUSIÓN DEL GRUPO SE INICIA. ALGUNAS VECES ES NECESARIO, PARTICULARMENTE CUANDO SE TRATA DE UN GRUPO INEXPERTO, ORIENTARLO HACIENDO PREGUNTAS TALES COMO: ¿PUEDE NO HABER FLUJO? O ¿QUÉ PUEDE OCURRIR SI NO HAY FLUJO?. EL GRUPO NO SÓLO DEBERÁ PROPORCIONAR LAS RESPUESTAS TÉCNICAS SI NO QUE DEBE ORIENTARSE HACIA LA CREATIVIDAD Y PENSAR EN TODAS LAS POSIBLES CAUSAS, RIESGOS Y CONSECUENCIAS

UNA VEZ QUE LOS RIESGOS SON IDENTIFICADOS, EL LÍDER DEL GRUPO DEBE ASEGURARSE QUE SEAN CLARAMENTE COMPRENDIDOS POR TODO EL GRUPO. TODOS LOS PROBLEMAS DETECTADOS DURANTE EL ANÁLISIS DEBEN SER RESUELTOS, PERO PUEDEN EXISTIR ALGUNOS PROBLEMAS POR FALTA DE INFORMACIÓN O NECESIDAD DE PROFUNDIZAR EN LA PROPUESTA DE ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN. EXISTEN DOS POSICIONES EXTREMAS:

- 1) DAR SOLUCIÓN A CADA RIESGO DETECTADO ANTES DE PASAR A LA IDENTIFICACIÓN DEL RIESGO SIGUIENTE.
- 2) NO PROPONER SOLUCIONES HASTA QUE TODOS LOS RIESGOS HAYAN SIDO IDENTIFICADOS.

PUEDE SER INAPROPIADO O IMPOSIBLE PARA EL GRUPO, DEFINIR TODAS LAS ACCIONES REQUERIDAS PARA CADA UNO DE LOS RIESGOS DETECTADOS DURANTE LA SESIÓN, O POR OTRO LADO, PODRÍAN SER LLEVADAS A CABO EN FORMA INMEDIATA PORQUE ESTAS SON SIMPLES.

LA HABILIDAD PARA TOMAR DECISIONES RÁPIDAS DEPENDE DEL TIPO DE PLANTA. EN PLANTAS CONTINUAS, LA DECISIÓN TOMADA EN ALGÚN PUNTO PUEDE NO INVALIDAR LAS DECISIONES TOMADAS PREVIAMENTE, PERO SIEMPRE ES IMPORTANTE CONSIDERAR ESTA POSIBILIDAD.

EN PLANTAS DE PROCESO EN LOTES, CON CONTROL DE SECUENCIA, CUALQUIER ALTERACIÓN EN EL PROCESO O MODO DE OPERACIÓN PUEDE TENER IMPLICACIONES MAYORES.

SI LA ACCIÓN A TOMAR QUEDASE PENDIENTE PARA EVALUACIÓN POSTERIOR, ES NECESARIO HACER LA ANOTACIÓN CORRESPONDIENTE E INDICAR LA PERSONA RESPONSABLE DE EJECUTARLA. EL PUNTO ES NO PERDER TIEMPO O DETENERSE DEMASIADO TIEMPO ANALIZANDO LA MEJOR SOLUCIÓN, SIENDO QUE PROBABLEMENTE ESTA ÚLTIMA TENGA QUE SER EL RESULTADO DE INVESTIGACIÓN CIENTÍFICA, CAMBIO DE MATERIALES, ETC.

EL LÍDER DEL GRUPO DEBE INTENTAR CONCLUIR TODAS LAS DISCUSIONES ANTES DE PASAR A LA SIGUIENTE PALABRA CLAVE, POR LO QUE DEBE DE LLEGAR SIEMPRE A UN ACUERDO CON EL GRUPO. DE LO CONTRARIO SOLICITAR UNA DISCUSIÓN ENTRE EXPERTOS REGISTRANDO EL RESULTADO.

UNA VEZ QUE LA LÍNEA, EQUIPO, RECIPIENTE O INSTRUCCIÓN DEL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN HA SIDO TOTALMENTE ANALIZADA, EL LÍDER MARCARÁ SU COPIA INDICANDO SU FINALIZACIÓN.

VII) SEGUIMIENTO.

NORMALMENTE EXISTIRÁN ACCIONES PENDIENTES DE EVALUAR, PUNTOS DE DESACUERDO POR CONCLUIR O INFORMACIÓN QUE RECOPILAR. SE DEBERÁ LLEVAR UN REGISTRO INDICANDO LOS RESPONSABLES DE SU EJECUCIÓN Y FECHAS DE CUMPLIMIENTO.

VIII) REGISTRO.

SE DEBERÁ CREAR UN EXPEDIENTE CON LA SIGUIENTE INFORMACIÓN:

+ COPIA DE DIAGRAMAS E INFORMACIÓN UTILIZADA.

+ COPIA DE LAS HOJAS DE TRABAJO GENERADAS.

IX) COMENTARIOS A LA METODOLOGÍA.

1) LAS ACCIONES PROPUESTAS GENERALMENTE SON DE CUATRO TIPOS:

+ CAMBIOS EN EL PROCESO (MATERIALES UTILIZADOS, "RECETA").

+ CAMBIOS EN LAS CONDICIONES DE PROCESO (T, P, F, ETC.).

+ CAMBIOS EN EL DISEÑO FÍSICO (RECIPIENTES, INSTRUMENTOS).

+ CAMBIO O ENRIQUECIMIENTO DE LOS PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN.

CUANDO LAS ACCIONES HAN SIDO DEFINIDAS, ES MUY ÚTIL SEPARARLAS EN DOS GRUPOS:

- AQUELLAS QUE ELIMINAN O REDUCEN LAS CAUSAS DEL RIESGO.

- AQUELLAS QUE REDUCEN LAS CONSECUENCIAS.

2) ETAPAS EN LAS QUE PUEDE SER APLICADA EFECTIVAMENTE AL METODOLOGÍA:

- + EN LA ETAPA DE DISEÑO, YA QUE ES EL MEJOR MOMENTO PARA REALIZAR EL ANÁLISIS: SE CUENTA CON TODOS LOS DIAGRAMAS ACTUALIZADOS, EL GRUPO DE DISEÑO CONOCE PORQUE LA PLANTA FUE DISEÑADA EN FORMA PARTICULAR. SI UNA MODIFICACIÓN SUBSTANCIAL SE GENERA, ESTA PODRÁ SER IMPLANTADA EVITANDO GASTOS INNECESARIOS.**

- + ARRANQUE DE PLANTA, ES POSIBLE REALIZAR EL ANÁLISIS CUANDO LA CONSTRUCCIÓN ESTA PRÁCTICAMENTE COMPLETA Y LOS PROCEDIMIENTOS TENTATIVOS DE OPERACIÓN HAN SIDO ESCRITOS. SI SE HA REALIZADO UN ANÁLISIS COMPLETO DURANTE LA ETAPA DE DISEÑO Y LA PERSONA QUE PREPARÓ LOS PROCEDIMIENTOS PARTICIPÓ COMO PARTE DEL GRUPO DE ANÁLISIS, NO SERÁ NECESARIO REALIZAR UN ANÁLISIS COMPLETO EN ESTA ETAPA. SIN EMBARGO, BAJO LAS SIGUIENTES CONDICIONES PUEDE SER MUY ÚTIL LLEVARLO A CABO:**
 - EXISTENCIA DE CAMBIOS IMPORTANTES DE ÚLTIMA HORA.**
 - LOS PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN SON MUY CRÍTICOS.**
 - LA NUEVA PLANTA ES UNA COPIA DE UNA PLANTA EXISTENTE PERO CON CAMBIOS EN LOS EQUIPOS.**

- + ANÁLISIS EN PLANTAS EXISTENTES, AÚN CUANDO LA METODOLOGÍA RESULTA MÁS EFECTIVA DURANTE LA ETAPA DE DISEÑO, ÉSTA ES UNA HERRAMIENTA MUY VALIOSA PARA TENER UNA VISIÓN CLARA EN RELACIÓN A LOS RIESGOS EN PLANTAS EXISTENTES. UNA PLANTA PUEDE SER OPERADA DURANTE MUCHOS AÑOS Y SER MODIFICADA EN MUCHAS OCASIONES DURANTE SU VIDA ÚTIL, A NO SER QUE TALES MODIFICACIONES SE REALICEN CUIDADOSAMENTE, SE ESTARÍAN COMPROMETIENDO LOS MÁRGENES DE SEGURIDAD CON LOS QUE SE DISEÑO.**

+ ALGUNOS FACTORES QUE NOS AYUDAN A DECIDIR LA NECESIDAD DE EFECTUAR UN HAZOP SON:

- ALGUNA AUDITORÍA DE SEGURIDAD HA MOSTRADO LA NECESIDAD DE UN ANÁLISIS MAS DETALLADO.

- SE MANEJAN MATERIALES ALTAMENTE PELIGROSOS QUE PUDIERAN DAR COMO CONSECUENCIA UN RIESGO DE MÁXIMO DESASTRE.

- HAN OCURRIDO ACCIDENTES DE ALTO POTENCIAL CON UNA FRECUENCIA "ALTA".

- LA PLANTA HA PERMANECIDO EN OPERACIÓN POR LARGO TIEMPO.

- LA PLANTA HA SIDO MODIFICADA.

- POR SU LOCALIZACIÓN Y A TRAVÉS DE MÉTODOS DE EVALUACIÓN RÁPIDA TAL COMO EL ÍNDICE DOW, NOS INDICA POSIBLES EFECTOS HACIA LA COMUNIDAD, AÚN CUANDO NO SE MANEJEN MATERIALES PELIGROSOS.

NOTA: CUANDO SE REALIZA LA PREPARACIÓN PARA LOS ANÁLISIS EN PLANTAS EXISTENTES, ES NECESARIO CONSIDERAR TIEMPO ADICIONAL, YA QUE MUY PROBABLEMENTE SE REQUIERA ACTUALIZAR LA INFORMACIÓN O ELABORAR LA FALTANTE.

3) VARIOS:

+ ES IMPORTANTE QUE UNA VEZ DEFINIDA LA DESVIACIÓN, SUS CAUSAS Y CONSECUENCIAS, SE ESTABLEZCAN LAS MEDIDAS CORRECTIVAS O LAS INDICACIONES PARA PROFUNDIZAR EN SU ANÁLISIS, ANTES DE PASAR A LA IDENTIFICACIÓN DE LA SIGUIENTE DESVIACIÓN.

+ CUANDO REVISAMOS A UN NIVEL MAS DETALLADO LA INTENCIÓN DEL DISEÑO, SERÁ NECESARIO CONTEMPLAR ALGUNAS RESTRICCIONES PORQUE LOS MODOS POSIBLES DE LA DESVIACIÓN SON REDUCIDOS. POR EJEMPLO: SUPONIENDO QUE CONSIDERAMOS QUE LA INTENCIÓN DEL DISEÑO ES DE 100°C DE TEMPERATURA, LA ÚNICA FORMA POSIBLE DE DESVIACIÓN (SI OLVIDAMOS EL CERO ABSOLUTO) SON: "MAS", ARRIBA DE 100°C, Y "MENOS", ABAJO DE 100°C.

+ CUANDO LAS PALABRAS CLAVE SON APLICADAS A ASPECTOS RELACIONADOS CON EL TIEMPO, "MAS" Y "MENOS" PUEDEN SIGNIFICAR LARGA Y CORTA DURACIÓN O ALTAS Y BAJAS FRECUENCIAS .

CUANDO SE TRATAN ASPECTOS RELACIONADOS CON TIEMPO ABSOLUTO O SECUENCIAS, LA PALABRA CLAVE "ANTES" O "DESPUÉS" DAN MAYOR IDEA QUE "EN VEZ DE".

ASÍ MISMO, CUANDO NOS REFERIMOS A POSICIÓN, PROCEDENCIA Y DESTINO, "DONDE MAS" ES MÁS ÚTIL QUE "EN VEZ DE" . "ALTO" Y "BAJO" TENDRÁN MAS SIGNIFICADO QUE "MAS" O "MENOS" PARA DESVIACIONES DE ELEVACIÓN.

+ CUANDO SE TRATA DE INTENCIONES DE DISEÑO QUE INVOLUCRAN ESPECIFICACIONES COMPLEJAS DE TEMPERATURA, VELOCIDADES, COMPOSICIÓN, PRESIONES, ETC., ES MAS CONVENIENTE APLICAR LA SECUENCIA COMPLETA DE PALABRAS CLAVE A CADA ELEMENTO INDIVIDUALMENTE QUE APLICAR CADA PALABRA CLAVE A TODO EL RANGO DE ESPECIFICACIONES

HAZ

PLANTA:

EQUIPO:

ELABORO:

FECHA:

Palabra Guia	Desviacion	Posibles Causas	Consecuencias	Accion Requerida

ESTUDIO DE RIESGO

FECHA:

RESPONSABLE:

PLANTA:

EQUIPO:

SECCION:

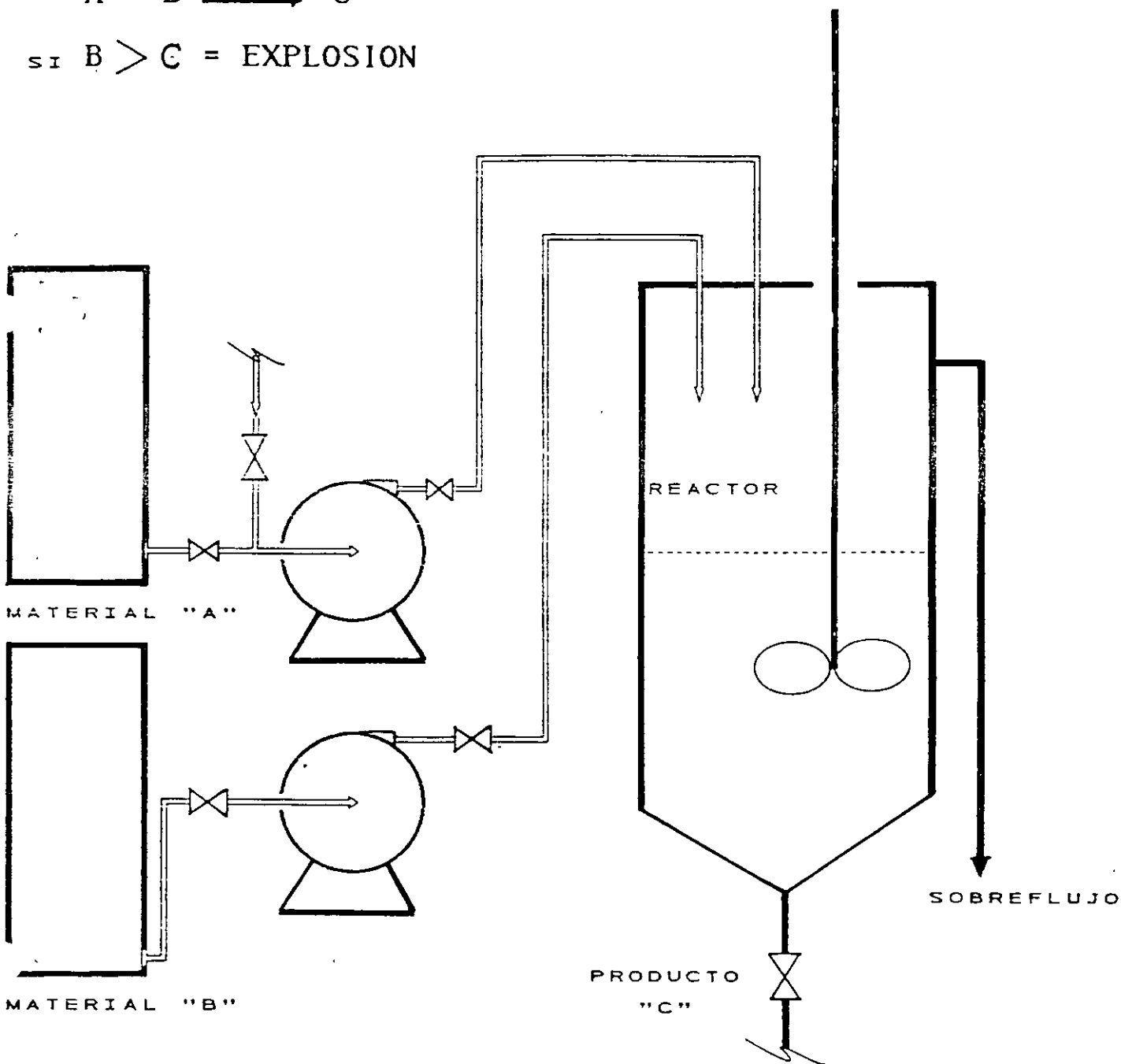
PALABRA CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA

EXEMPLO No.1.

CÓNSIDERAR UNA PLANTA DONDE LAS SUBSTANCIAS "A" y "B" REACCIONAN FORMANDO EL PRODUCTO "C". SUPONER QUE "B" NO DEBE EXCEDER A "A" PUES OCURRIRIA UNA EXPLOSION. APLICAR LA METODOLOGIA: HAZOP, OBTENIENDO LA LA MAYOR CANTIDAD DE CONDICIONES QUE NOS PUEDEN GENERAR UNA EXPLOSION, ASI COMO TAMBIEN PARA CADA CONDICION IDENTIFICADA EMITIR LA CORRESPONDIENTE RECOMENDACION PARA SU MITIGACION.



SI $B > C = \text{EXPLOSION}$



ESTUDIO DE RIESGO

HAZOP.

(HOJA 2/2)

FECHA:

RESPONSABLE:

PLANTA:

EQUIPO:

SECCION:

PALABRA CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
4) APARTE DE, TAMBIEN. (APARTE DE TENER "A", SE SE TIENE OTRO COMPUESTO)	4) FLUJO.	4) : A)- LA SUCCION DE LA BOMBA HAY UNA VALVULA EN UNA LINEA PROVENIENTE DE OTRA PARTE DEL PROCESO. VALVULA ABIERTA. B)- DESCOMPOSICION DE "A" EN LA LINEA	4) SE REQUIERE DE MAS INFORMACION PARA ANALIZAR LA LINEA.	4) PENDIENTE.
5) PARTE DE. (ALGUN COMPONENTE DE "A" FALTA).	5) FLUJO.	5) NO SE CUENTA CON INFORMACION DE COMPOSICION.	5) SE REQUIERE INFORMACION.	5) PENDIENTE.
6) LO OPUESTO (FLUJO INVERSO DEL REACTOR A LA BOMBA)	6) FLUJO.	6) : A)- DIFERENCIAL DE PRESSIONES. B)- BY-PASS. C)- CONECTORES, TUBERIAS.	6) NO DETERMINADAS.	6) PENDIENTE.
7) EN VEZ DE. (SE CARGA OTRO MATERIAL EN LUGAR DE "A").	7) FLUJO.	7) : A)- VALVULA DEL TANQUE DE ALIMENTACION CERRADA Y ABIERTA LA DE LA "1" B)- SE CARGA OTRO MATERIAL EN EL TANQUE DE ALIMENTACION. C)- SE DESCARGA "A" EN OTRO LUGAR POR LA "1" EN VLZ DEL REACTOR. D)- "A" SOLIDIFICA EN VEZ DE SER LIQUIDO, TAPANDOSE LA LINEA.	7) FALTA INFORMACION PARA PODER DETERMINAR LAS CONSECUENCIAS.	7) PENDIENTE.

ESTUDIO DE RIESGO

HAZOP

(HOJA 1/2)

AFFECTA:

RESPONSABLE:

PLANTA:

EQUIPO:

SECCION:

PALABRA CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
<p>INTENCION: TRANSFERIR A. 1) NO, NADA. (NEGACION DE LA INTENCION)</p>	<p>1) FLUJO.</p>	<p>1): A)- EL TANQUE DE SUMINISTRO ESTA VACIO O CON BAJO NIVEL. B)- FALLA DE LA BOMBA (MECANICA, ELECTRICA, APAGADA). C)- FRACTURA DE TUBERIA. D)- VALVULA CERRADA.</p>	<p>1) INCREMENTO DE B SOBRE A. ESTO NOS GENERARA UNA: EXPLOSION. "PELIGRO"</p>	<p>1): A) INSTRUMENTAR EL TANQUE E INSTALAR ALARMA CON ACCION SOBRE EL PARO DE LA BOMBA. B) INSTALAR SENSOR DE FLUJO EN LINEA O INDICADOR DE OPERACION DE LA BOMBA. C) MANTENIMIENTO PREVENTIVO. D) CANDADLEAR VALVULA, VALVULA SOLENOIDE, ETC.</p>
<p>2) MAS, MAYOR. (EL FLUJO DE "A" ES MAYOR, O SE CARGA MAS "A")</p>	<p>2) FLUJO.</p>	<p>2): A)- LA BOMBA PROMIETE UN FLUJO EXCESIVO. B)- SE CARGA EN EXCESO "A" EN EL TANQUE DE SUMINISTRO.</p>	<p>2): - SE OBTENDRA UN PRODUCTO "C" CONTAMINADO CON EL EXCESO DE "A". - EL EXCESO DE CARGA AL REACTOR SE DERRAMARA POR LA LINEA DE SOBREFLUJO. SE REQUIERE OBTENER MAS INFORMACION PARA DETERMINAR SI ESTAS CONSECUENCIAS REPRESENTAN UN PELIGRO.</p>	<p>2) PENDIENTE.</p>
<p>3) MENOS, MENOR. (EL FLUJO DE "A" ES MENOR, O SE CARGA MENOS DE "A")</p>	<p>2) FLUJO.</p>	<p>3): A)- LA VALVULA ESTA PARCIALMENTE CERRADA. B)- LA LINEA ESTA PARCIALMENTE BLOQUEADA. C)- LA BOMBA NO ERDUCE EL FLUJO ADECUADO (IMPULSOR DAÑADO). D)- FLUJO DESVIADO A OTRA PARTE DEL PROCESO. E)- SE CARGA MENOR CANTIDAD DE "A" EN EL TANQUE DE SUMINISTRO.</p>	<p>3) INCREMENTO DE B SOBRE A, ESTO NOS GENERARA UNA: EXPLOSION. "PELIGRO" - IDEM CONSECUENCIA (1).</p>	<p>3): A) CANDADLEAR LA VALVULA DE BLOQUEO, INSTALAR INTERRUPTOR DE FLUJO CON PARO A BOMBA. B) REVISAR SI LOS MATERIALES SON POLIMEROS, MANTENIMIENTO PREVENTIVO. C) MANTENIMIENTO PREVENTIVO, VERIFICAR CARACTERISTICAS DE BOMBA E IMPULSOR. D) REVISAR LAS NECESIDADES DE CONTAR CON LA VALVULA Y DECIDIR SI SE BLOQUEA, AUTOMATIZA, SE CANDADDEA O SE ELIMINA.</p>

3.9. APLICACION DEL METODO

A. PLANTA CONTINUA

CONSIDERAR LA SECCION DE ALIMENTACION EN UNA UNIDAD DE DIMERISACION DE UNA OLEFINA. ESTA ES LA DESCRIPCION:

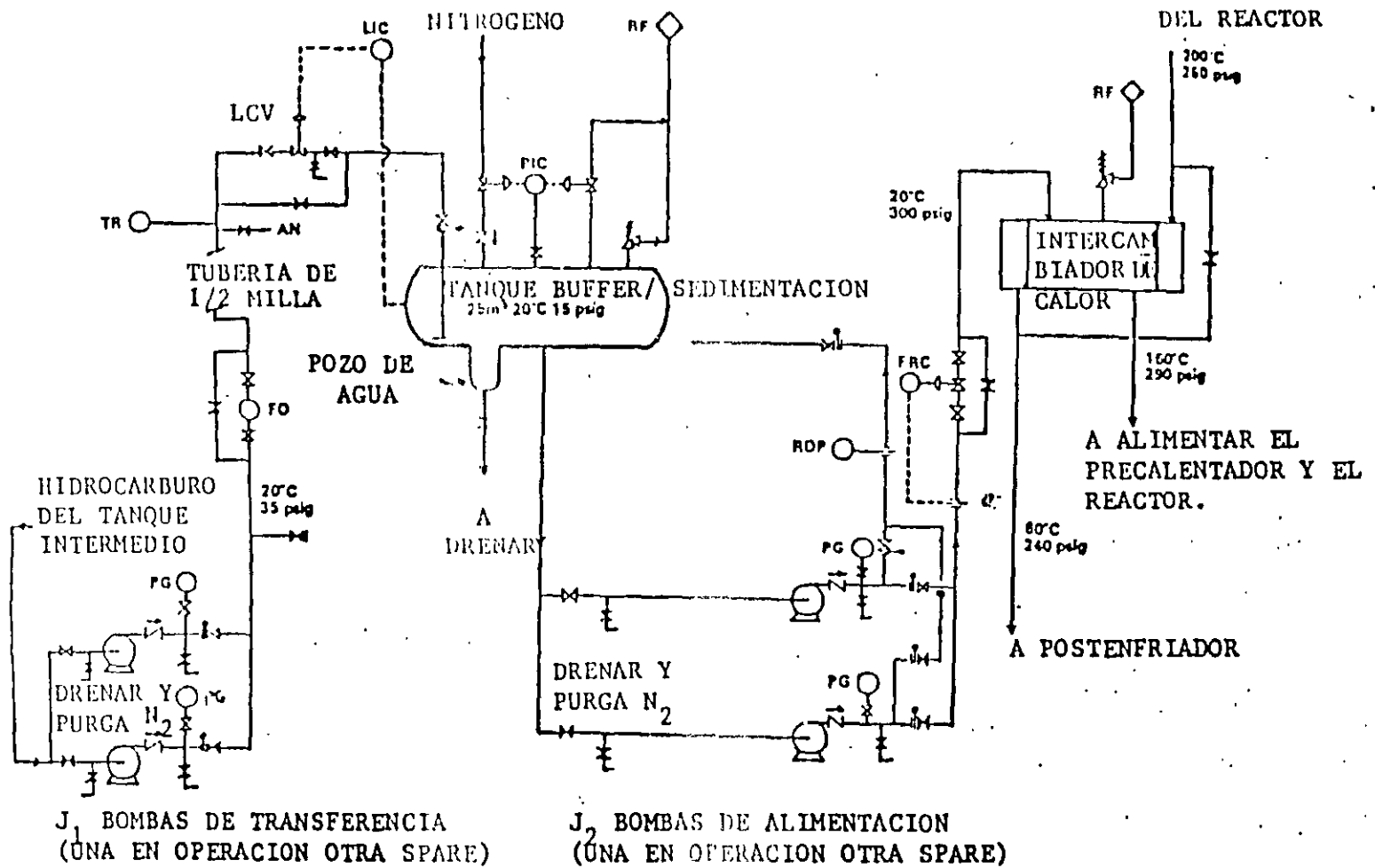
"UNA FRACCION ALKENO / ALKANO CONTERIENDO PEQUEÑAS CANTIDADES DE AGUA SUSPENDIDA ES BOMBEADA CONTINUAMENTE DE UN TANQUE INTERMEDIO A TRAVÉS DE UNA TUBERÍA DE MEDIA MILLA A UN TANQUE BUFFER / SEDI-MENTACION. EL AGUA RESIDUAL ES EXTRAIDA PARA POSTERIORMENTE PASAR POR UN INTERCAMBIADOR DE CALOR Y PRECALENTADOR HACIA LA SECCION DE REACCION. EL AGUA QUE TIENE UN EFECTO ADVERSO EN LA REACCION DE DIMERIZACION ES EXTRAIDA MANUALMENTE DEL TANQUE DE SEDIMENTACION A INTERVALOS. EL TIEMPO DE RESIDENCIA EN LA SECCION DEBE SER MANTENIDO ENTRE CIERTOS LÍMITES PARA ASEGURAR LA CONVERSION ADECUADA DEL ALKENO Y EVITAR UNA FORMACION EXCESIVA DE POLÍ-MERO."

SE ANALIZARÁ LA LÍNEA DEL TANQUE INTERMEDIO AL TANQUE BUFFER.

20.

INTERCIÓN. TRANSFERIR UNA FRACCIÓN DE ALKENOS / ALKANOS DE COMPOSICIÓN DEFINIDA DEL TANQUE INTERMEDIO AL TANQUE - BUFFER / SEDIMENTACIÓN A UN CIERTO FLUJO Y TEMPERATURA, TAL COMO SE MUESTRA EN LA FIGURA.

SECCION DE ALIMENTACION EN UNA PLANTA DE DIMERIZACION



PALABRA CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
MAS, MAYOR (CONT)	MAYOR TEMPERATURA.	(7) EXPANSIÓN TÉRMICA EN UNA SECCIÓN ENTRE VÁLVULAS DEBIDO A FUEGO O CALOR SOLAR. (8) ALTA TEMPERATURA EN EL TANQUE INTERMEDIO.	FRACTURA EN LA LÍNEA O EN COLADERA. ALTE PRESIÓN EN LA LÍNEA DE TRANSFERENCIA Y TANQUE BUFFER.	(K) INSTALAR EN LA SECCIÓN VALVULADA UN SISTEMA DE ALIVIO. LA RUTA SEGUIDA POR ESTE SISTEMA SE DECIDIRÁ POSTERIORMENTE. (L) INSTALAR SEÑAL DE ALTA TEMPERATURA EN EL TANQUE INTERMEDIO (O ALARMA) EN CASO DE QUE NO EXISTA.
MENOS, MENOR	MENOR FLUJO MENOR TEMPERATURA.	(9) FUGAS (10) CONDICIONES DE INVIERNO.	PÉRDIDA DE PRODUCTO ADYACENTE A CAMINO PÚBLICO. CONGELAMIENTO DEL POZO DE AGUA Y DE LÍNEA DE DRENAJE.	CUBIERTO POR (E), (J) (B) (M) TRAZAR CON LÍNEA DE VAPORES.
A PARTE DE, TAMBIÉN	PRESENCIA DE ALCANOS ORGANICOS.	(11) PROBLEMAS DE DESTILACIÓN ANTES DEL TANQUE INTERMEDIO.	AUMENTA LA CORROSIÓN.	(N) CHECAR MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.
PARTE DE	ALTA CONCENTRACIÓN DE AGUA EN LA CORRIENTE. ALTA CONCENTRACIÓN DE ALKANOS-ALKENOS LIGEROS	(12) ALTO NIVEL DE AGUA EN EL TANQUE INTERMEDIO. (13) PROBLEMAS DE DESTILACIÓN ANTES DEL TANQUE INTERMEDIO.	EL POZO DE AGUA SE LLENA MÁS RÁPIDAMENTE, POR LO QUE LA FASE DE AGUA PODRÍA PASAR A LA REACCIÓN. AUMENTO EN LA PRESIÓN DEL SISTEMA.	(O) ADAPTAR FORMA DE DRENAR SEGUIDAMENTE EL TANQUE INTERMEDIO. INSTALAR ALARMA DE ALTO NIVEL DE INTERFASE EN EL POZO. (P) VERIFICAR QUE EL DISEÑO DEL TANQUE BUFFER Y SUS VÁLVULAS, TUBERÍAS, VENDEOS, ETC., SOPORTEN UN AUMENTO EN PRESIÓN.
OTROS	MANTENIMIENTO	(14) FALLA DE EQUIPO.	LA LÍNEA NO PUEDE SER PURGADA	(Q) INSTALAR DRENAJE EN PUNTO BAJO, VÍA N ₂ . (INSTALAR VENDEO PARA N ₂ EN EL BUFFER):

ESTUDIO DE RIESGO Y DISEÑABILIDAD PLANTA DE PURIFICACION LINEA DE TANQUE INTERMEDIO AL TANQUE BUFFER/SEDIMENTACION

PALABRA CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
NO	NO HAY FLUJO	(1) NO EXISTE HIDROCARBURO EN EL TANQUE INTERMEDIO.	FALTA DE ALIMENTACION A LA SECCION DE REACCION Y DISMINUCION DE PRODUCTO. FORMACION DE POLIMERO EN EL INTERCAMBIADOR.	(A) ASEGURAR UNA BUENA COMUNICACION CON EL OPERADOR DEL TANQUE INTERMEDIO. (B) INSTALAR ALARMA A BAJO NIVEL DEL TANQUE DE SEDIMENTACION LIC.
		(2) LA BOMBA J ₁ FALLA.	IGUAL QUE (1)	CUBIERTO POR (B)
		(3) BLOQUEO DE LA LINEA, VALVULA(S) CERRADA(S) O LA LCV CIERRA.	IGUAL QUE (1) SOBRECALENTAMIENTO DE LA BOMBA J ₁ .	CUBIERTO POR (B) (C) INSTALAR SISTEMA DE RECIRCULACION EN LA BOMBA. (D) CHECAR EL DISEÑO DEL STRAINER (COLADERA, TRAMPA) DE LA BOMBA.
		(4) FRACTURA DE LA LINEA.	IGUAL QUE (1) DESCARGA DEL HIDROCARBURO EN UNA AREA ADYACENTE A CAMINO PUBLICO.	(E) PATRULLAR REGULARMENTE E IDENTIFICAR Y REPARAR O REEMPLAZAR LA LINEA
MAS, MAYOR	FLUJO MAYOR.	(5) VALVULA LCV ABRE (ERRONEAMENTE) O BYPASEADA.	SE SOBRELLENA EL TANQUE BUFFER.	(F) INSTALAR ALARMA DE ALTO NIVEL EN EL LIC., CHECAR DIMENSIONES DE LA VALVULA DE ALIVIO. (G) CERRAR EL BY PASS DEL LIC EN CASO DE NO USARSE, POR MEDIO DE UNA BRIDA.
			SEPARACION INCOMPLETA DEL AGUA CAUSANDO PROBLEMAS POSTERIORMENTE EN LA REACCION.	(H) EXTENDER LA LINEA DE SUCCION DE LA BOMBA J ₂ 12 PULGADA SOBRE LA BASE DEL TANQUE.
	MAYOR PRESION	(6) VALVULA CERRADA O LCV CERRADA MIENTRAS FUNCIONA LA BOMBA J ₁ .	LINEA DE TRANSFERENCIA SUJETA A LA PRESION DE DESCARGA O DE PULSACION.	(J) CUBIERTO POR (C) SALVO CUANDO EL SISTEMA DE RECIRCULACION SE ENCUENTRE BLOQUEADO O AISLADO, CHECAR ESPECIFICACIONES DE LA LINEA, ROTAMETRO, COLADERA, REDUCIR LA VELOCIDAD DE CIERRE DE LA LCV, INSTALAR MANOMETRO DESPUES DEL LCV Y EN EL TANQUE BUFFER.



FACULTAD DE INGENIERÍA UNAM
DIVISIÓN DE EDUCACIÓN CONTINUA

CURSOS INSTITUCIONALES

ANÁLISIS DE RIESGOS

Del 23 al 25 de febrero de 2005

IV) MÉTODOS CUANTITATIVOS DE ANÁLISIS DE RIESGOS

CI-013

Instructor: Ing. Jorge Bermúdez Mendizábal
SEMARNAT CHIAPAS
Febrero / 2005

EVALUACION MATEMATICA DE RIESGOS

INTRODUCCION.

Los recursos que pueden ayudar para el control de riesgos son:

1- Un método para "Calcular el Riesgo" generado por cualquier peligro y así determinar la seriedad relativa de cada peligro. Con el que también se determina, como se asignara el esfuerzo para su manejo (medidas de preventivas).

2- Un método para determinar si el costo estimado de la acción correctiva considerada para aliviar el riesgo, se justifica.

Para ayudar a cubrir estas necesidades, se ha elaborado un método sencillo que mide los factores de control y calcula el riesgo de una situación peligrosa, teniéndose para ello una primer formula con la que se obtiene una "**Magnitud del riesgo**", la cual nos indica la urgencia o prioridad a tomar en el control en el control o eliminación de las situaciones de peligro. La "**Magnitud del riesgo**" establece automáticamente prioridades para el esfuerzo correctivo. Una formula adicional nos proporciona el costo estimado y la efectividad de cualquier acción correctiva contemplada contra la magnitud del riesgo y proporciona una determinación en cuanto así el costo se justifica (costo-beneficio).

Las actividades normales o de rutina de seguridad industrial tales como las inspecciones e investigaciones producen o revelan usualmente numerosas situaciones de peligro, las cuales no pueden ser corregidas por limitaciones de tiempo, facilidades de mantenimiento o por falta de dinero. El administrador de la seguridad debe decidir entonces cuales problemas atacar primero. Una gran ayuda en la toma de decisiones seria un método para establecer prioridades para todas las situaciones de peligro, basado en el riesgo relativo causado por cada peligro. Mediante el sistema de prioridades, el personal administrador o responsable de la evaluación puede asignar su tiempo y esfuerzo y solicitar la asignación de fondos para la corrección de situaciones varias en proporción a los grados o magnitudes actuales de riesgo involucrados. Dicho sistema de prioridades se creo mediante el uso de una simple formula para "Calcular el Riesgo" en cada situación de peligro y de este modo llegar a una magnitud del riesgo, la cual indica la urgencia de la atención correctiva.

El otro problema esta relacionado estrechamente con lo económico. Cuando la seguridad avanza con una solución propuesta para la reducción de un riesgo,

puede ser necesario para convencer a la alta dirección, que el costo de la acción correctiva este justificado, mediante un análisis de Costo-Beneficio.

Desafortunadamente en muchos de los casos, la decisión para emprender un proyecto costoso depende en gran medida en el arte de saber vender del personal de Seguridad y de Proyectos. Como resultado, debido a un trabajo pobre de venta, un importante proyecto de Seguridad podría no ser aprobado o debido a un excelente trabajo de venta, un proyecto muy costoso puede obtener aprobación siendo que el riesgo a mitigar no es muy grande. Esta dificultad queda resuelta mediante la aplicación adicional a la formula de "Magnitud del Riesgo", denominada "Eficiencia de la inversión", la cual mide el costo estimado y la efectividad de la acción correctiva contemplada contra el riesgo, dándonos una determinación en cuanto así el costo esta justificado.

FORMULA DE LA "MAGNITUD DEL RIESGO".

La evaluación numérica esta determinada mediante la consideración de los tres factores siguientes: Las **CONSECUENCIAS O EFECTOS** de un posible accidente debido a un peligro, la **EXPOSICION** a la causa básica y a la **PROBABILIDAD** de que la secuencia y consecuencias del evento ocurran.

La formula de "Magnitud del riesgo" ($^{\circ}R$), es como sigue:

MAGNITUD DE RIESGO=PROBABILIDAD x EXPOSICION x CONSECUENCIAS

$$^{\circ}R = P \times E \times C$$

En el uso de la fórmula, los valores numéricos o pesos asignados a cada factor se basan en el juicio y la experiencia del personal que está efectuando la evaluación. A continuación se proporcionan las definiciones detalladas de los elementos de esta fórmula:

PROBABILIDAD. Se define como la verosimilitud de que una vez que ocurra el evento peligroso, la secuencia-accidente completa del evento, seguirá con la medida de tiempo y coincidencia para resultar en un accidente y sus consecuencias. La puntuación proporcionada va de 10 puntos si la secuencia-accidente completa es mas probable y esperada, llegando hasta un valor de 0.1 para una posibilidad de "Una en un millón" o prácticamente imposible.

EXPOSICION. Esta definida como la frecuencia de ocurrencia del evento peligroso, siendo esta el primer evento indeseable que puede desencadenar la secuencia del accidente. la frecuencia a la cual el evento peligroso esta clasificada con 10 puntos para situaciones continuas hasta 0.5 para situaciones extremadamente remotas.

CONSECUENCIAS. Están definidas como los resultados mas probables de un accidente debido al peligro que esta bajo consideración, incluyendo lesiones al personal y daños al personal y daños a la propiedad. Las ponderaciones numéricas están asignadas para las consecuencias o efectos mas probables del accidente, desde 100 puntos para una catástrofe hasta 1 punto para una cortadura o contusión menor.

TABLA No. 1
PROBABILIDAD

LA SECUENCIA DEL ACCIDENTE, INCLUYENDO SUS CONSECUENCIAS:

	PUNTAJE
A) ES EL RESULTADO MAS PROBABLE Y ESPERADO SI EL EVENTO PELIGROSO TIENE LUGAR.....	10
B) ES MUY POSIBLE, NO SIENDO RARO TENER UNA PROBABILIDAD INCLUSO 50/50.....	6
C) SERIA UNA SECUENCIA O COINCIDENCIA RARA O POCO USUAL PERO POSIBLE.....	3
D) SERIA UNA COINCIDENCIA REMOTAMENTE POSIBLE O MUY POCO USUAL ("ha ocurrido en alguna parte").....	1
E) MUY REMOTA PERO CONCEBIBLEMENTE POSIBLE. NUNCA A HA SUCEDIDO, DESPUES DE MUCHOS AÑOS DE EXPOSICION.....	0.5
F) COINCIDENCIA O SECUENCIA PRACTICAMENTE IMPOSIBLE, UNA POSIBILIDAD DE "UN MILLON".....	0.1

TABLA No. 2

EXPOSICION

EL EVENTO PELIGROSO OCURRE:

	PUNTAJE
A) CONTINUAMENTE (o varias veces al día).....	10
B) FRECUENTEMENTE (aproximadamente una vez al día)	6
C) OCASIONALMENTE (desde una vez por semana hasta una vez por mes).....	3
D) USUALMENTE (desde una vez por mes hasta una vez por año).....	2
E) RARAMENTE (se sabe que ha ocurrido).....	1
F) MUY RARAMENTE (no se sabe si ha ocurrido pero se considera remotamente posible).....	0.5

TABLA No.3

CONSECUENCIAS

	PUNTAJE
A) CATASTROFE: numerosas defunciones o daños mayores a \$500,000.00 Dlls, interrupción o paro mayor, cierre de la planta.....	100
B) DESASTRE: desgracias o daños severos entre: \$100,000.00 Dlls. y \$500,000.00 Dlls.....	50
C) MUY SERIAS: desgracia o muerte, daños desde: \$20,000.00 Dlls. hasta \$500,000.00 Dlls.....	25
D) SERIAS: lesiones extremadamente serias (amputaciones, quemaduras, incapacidad permanente) daños entre: \$ 5,000.00 Dlls y \$20,000.00 Dlls.....	15
E) IMPORTANTES: lesiones incapacitantes o daños mayores a \$ 1,000.00 Dlls.....	5
F) NOTABLES: lesiones menores o daños hasta de \$ 1,000.00 Dlls.....	1

TABLA No.4

DETERMINACION DEL GRADO DE RIESGO

°R	CLASIFICACION
MAS DE 400.....	RIESGO MUY ALTO. Requiere corrección inmediata. la actividad debe ser parada o descontinuada hasta que el riesgo sea eliminado o reducido.
200 a 400	RIESGO ALTO. Requiere corrección inmediata.
70 a 200	RIESGO SUSTANCIAL. Requiere atención tan pronto como sea posible.
Menos de 70	RIESGO POSIBLE. Requiere corrección sin diferir, aunque la situación no es una emergencia.

JUSTIFICACION DE LA ACCION CORRECTIVA.

Para determinar si se justifica la acción correctiva propuesta para reducir o eliminar el riesgo generado por un peligro, se mide el costo estimado de las medidas correctivas contra la magnitud del riesgo. Lo cual se hace mediante la integración de dos factores adicionales en la formula de "MAGNITUD DEL RIESGO", a saber:

FACTOR DE LA EFICIENCIA DE LA INVERSION = Fj

POR TANTO: $F_j = \frac{\text{(Probabilidad)(Exposición)(Consecuencias)}}{\text{(Factor de costo)(Factor de grado de corrección)}}$

FINALMENTE: $F_j = \frac{(P)(E)(C)}{(D)(F_c)} = \frac{°R}{(D)(F_c)}$

DONDE:

$$\text{Factor de costo} = \sqrt[3]{\frac{\text{Costo (U.S. Dlls)}}{100}}$$

El factor de grado de corrección (Fc) es:

DESCRIPCION	PUNTAJE
- Peligro eliminado al 100% -----	1.00
- Peligro reducido hasta un 90% -----	1.11
- Peligro reducido hasta un 80% -----	1.25
- Peligro reducido hasta un 70% -----	1.43
- Peligro reducido hasta un 60% -----	1.66
- Peligro reducido hasta un 50% -----	2.00
- Peligro reducido hasta un 40% -----	2.50
- Peligro reducido hasta un 30% -----	3.33
- Peligro reducido hasta un 20% -----	5.00
- Peligro reducido hasta un 10% -----	10.0

LA JUSTIFICACION O EFICIENCIA DE LA INVERSION:

- 1) Aumenta con un incremento de la magnitud del riesgo.
- 2) Aumenta con un incremento de la efectividad del control propuesto.
- 3) Disminuye con un incremento de los costos de las medidas de control.

El factor de la eficiencia de la inversión, se puede utilizar para comparar las efectividades del gasto de varias medidas alternativas de control. Par determinar si existe una medida de control conocida/reconocida que este justificada para un riesgo en particular. Por experiencia, los investigadores han determinado valores numéricos para las medidas que se justifican. Un factor de inversión menor de 10 indica que el propósito es de dudoso valor. La reducción del riesgo es tan pequeña que no se justificaria el gasto de la inversión y del tiempo; tales recursos pueden ser mejor aprovechados en otras medidas de control. Valores entre 10 t20 indican que la acción esta justificada y la experiencia sugiere que un factor mayor de 20 indica que la acción para reducir el riesgo seria de alto valor o altamente justificable.

POR TANTO:

$F_j < 10$	INDICA ACCION DE DUDOSO VALOR.
$10 \geq F_j \leq 20$	INDICA QUE LA ACCION SE JUSTIFICA.
$F_j > 20$	INDICA QUE LA ACCION ES ALTAMENTE JUSTIFICABLE.

Esta escala de factores permite una comparación de controles alternativos, y también ayuda a establecer prioridades para la administración y control de todos los riesgos. Indica donde existe el mayor potencial para reducir riesgos con inversiones mas efectivas.

NOTA:

Si el factor de eficiencia de la inversión (FJ), indica que la acción es de dudoso valor o no se justifica, la planta química que haya realizado este ejercicio, deberá cumplir como mínimo con el marco técnico legislativo vigente,

REFERENCIAS:

ESTE METODO FUE EXTRACTADO DE:

- "MATEMATICAL EVALUATIONS FOR CONTROLLIG HAZARDS"
William T. Fine - Naval Ordinance Laboratory, White Oak, Marylan E.U.
- "PRACTICAL RISK ANALYSIS FOR SAFETY MANAGEMENT"
C.F. Kenney & A. D. Wutch. - Naval Weapons Center, China Lake, Calif.

EVALUACION MATEMATICA DE RIESGOS

AREA REVISADA:	ANALISTA:	FECHA:	HOJA:
----------------	-----------	--------	-------

ENUNCIADO DEL RIESGO	R	ALTERNATIVAS PARA SU ELIMINACION	COSTO	Fc	GRADO DE CORRECCION	Fk	FACTOR DE JUSTIFICACION FJ
----------------------	---	----------------------------------	-------	----	---------------------	----	----------------------------

--	--	--	--	--	--	--	--

METODO TNT PARA EXPLOSIONES

Una explosión se caracteriza por un repentino desfogue de energía generando un incremento momentaneo de presión en el ambiente. El desfogue de energía y su disipación en el ambiente puede ocurrir muy rápidamente de acuerdo a la forma en que termina la explosión. La explosión puede presentarse en dos formas basadas en el rango de desfogue de energía y su subsecuente disipación:

DEFLAGRACION Y DETONACION

Una deflagración es una reacción en propagación en la cual la transferencia de energía de la zona de reacción a la zona que no ha reaccionado se efectúa por medio de los procesos de transporte ordinarios como son la transferencia de calor y de masa. Un ejemplo de las deflagraciones son la llamas y los procesos de combustión, donde el calor, los radicales libres y los átomos se difunden a la zona de reacción e inician la reacción en cada crecimiento sucesivo de material reaccionante. Las velocidades de tales reacciones son de este modo controladas por la velocidad del fenómeno particular de transporte aplicado a cada caso específico, siendo siempre menores a la velocidad del sonido.

Una detonación es una reacción en propagación en la cual la transferencia de energía de la zona de reacción a la zona que no ha reaccionado se efectúa por medio de una onda de choque reactivo. La velocidad de estas reacciones son siempre mayores a la del sonido y está definida por la siguiente expresión: **VELOCIDAD DE DETONACION = VELOCIDAD del sonido + VELOCIDAD de la masa.**

Los daños causados por una explosión son debido a la disipación de energía, ya que mucha de la energía generada tomará la forma de un incremento de presión en la atmósfera, ejem. una onda de choque; dicho de otra forma, una explosión es un rápido equilibrio entre un gas a alta presión y la presión atmosférica. (Ver figura 1, "Clasificación de reacciones").

Considerando una cantidad idéntica de material explosivo que reacciona, una detonación podría generar una mayor onda de presión inicial y presentar un mayor daño. La tabla 1 enlista ondas de choque que se requieren para producir daños al personal y a las instalaciones. Las explosiones incluso, pueden ser divididas dentro de categorías basadas en el tipo de evento que produce el desfogue súbito de energía. Las dos categorías primarias son: **Explosiones físicas y explosiones químicas.**

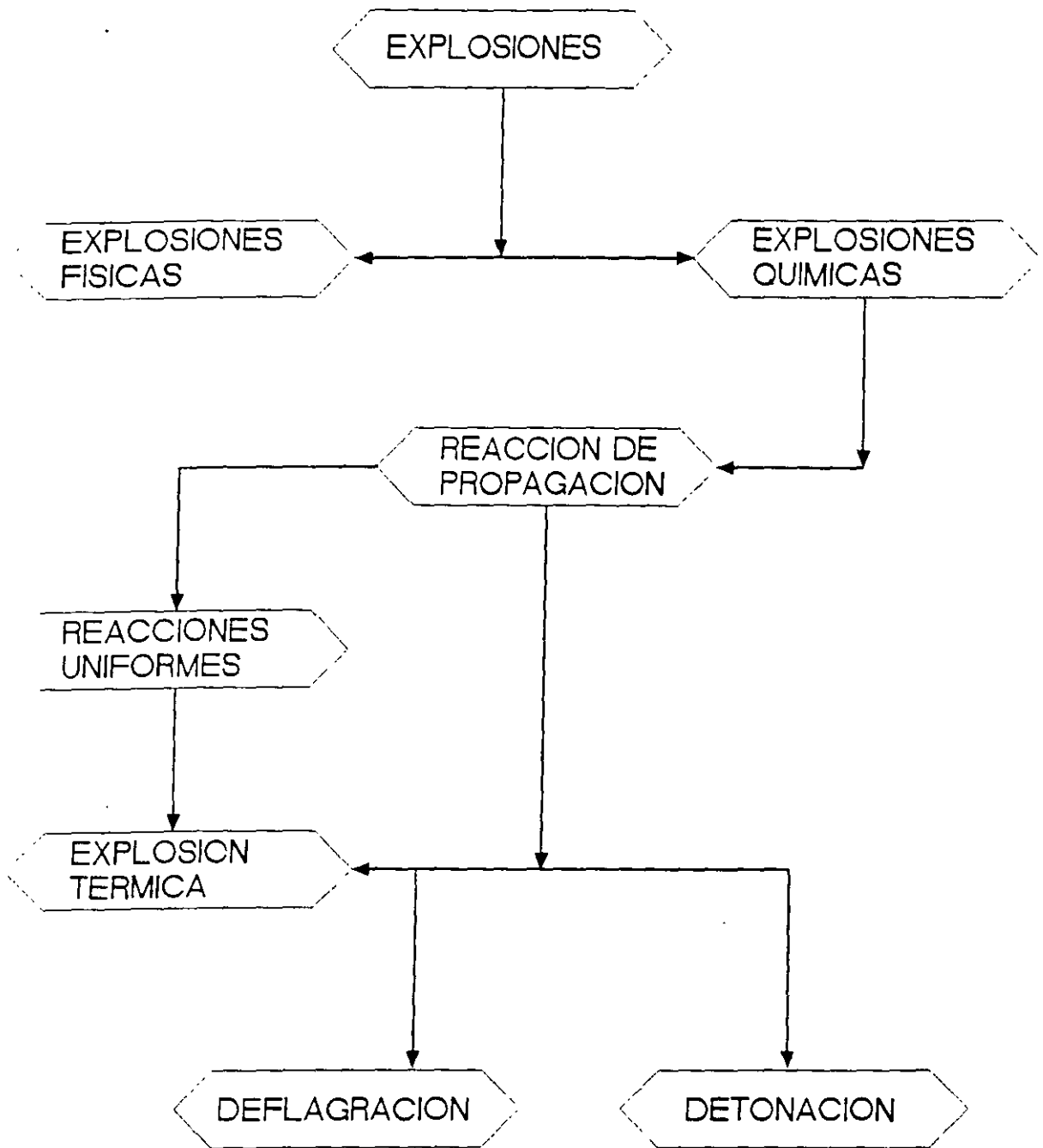
Una explosión física se caracteriza generalmente por un desfogue repentino de gas a altas presiones o líquidos supercalentados a la atmósfera. La falla de un recipiente a presión (ejem. una caldera, tq. de gas, etc.) provocada por una presión excesiva en su interior es una explosión física. Una explosión química se caracteriza por la generación de gas a alta presión provocada por una reacción química. La detonación de un explosivo como la dinamita o el TNT, así como la deflagración provocada por polvos y nubes de vapor son explosiones químicas típicas. Dentro de la clasificación de explosiones químicas también se identifican las **REACCIONES UNIFORMES, LAS EXPLOSIONES TERMICAS Y LAS REACCIONES DE PROPAGACION.**

Las reacciones uniformes son aquellas en que la reacción se efectúa en forma mas o menos uniforme a través de la masa del material. Las reacciones químicas ordinarias que forman productos gaseosos a una velocidad mayor a la que puede ser venteadada o desahogada, caen en esta categoría.

Las explosiones térmicas son aquellas que son resultado de reacciones exotérmicas que ocurren en condiciones de confinamiento inadecuado (falta de facilidades para disipar el calor de reacción). Tales reacciones pueden acelerarse al punto en que se generen gases a alta presión y sobrevenga una explosión.

FIGURA 1

CLASIFICACION DE REACCIONES PELIGROSAS



Las reacciones de propagación son aquellas en que la reacción se inicia en determinado punto del material y se propaga como un frente de reacción a través del material que no ha reaccionado. El daño potencial de una explosión puede generalmente ser estimado usando la **Ecuación TNT**: $R = ZW$

Donde:

- R = Distancia de efectos similares. m (ft).
- Z = Constante de proporcionalidad. m/Kg (ft/lb).
- W = Peso equivalente de TNT. kg (lb)

Usando esta técnica la secuencia de pasos es la siguiente:

- a) La cantidad de energía puede ser calculada.
- b) La cantidad de energía desfogada se divide entre la energía desfogada por una explosión de TNT (1,100 Kcal/Kg) y así obtener la cantidad de TNT que se requeriría para tener una explosión igual a la que se presentó.
 $W = \text{TNT equivalente} = \text{Energía cedida por la explosión} / 1,100 \text{ Kcal/kg} \text{---(2)}$
- c) La constante de proporcionalidad Z, se determina de la figura 2 para el efecto particular que se este buscando. Por ejemplo, el valor Z para que el personal sea derribado por la explosión es: De tabla 1 la sobrepresión para ese efecto es 1 psi; De la figura 1 $Z = 18 \text{ m/kg}$.

Ejemplo de como la ecuación TNT puede ser usada es:

Considerar que una explosión de 100 Kg de TNT ocurre. Calcular a que distancia del origen de la explosión la onda explosiva todavía derriba al personal.

Del ejercicio anterior sabemos que $Z = 18 \text{ m/kg}$; por lo tanto:

$$R = ZW = 18 \text{ m/kg} \times 100 \text{ kg} = 84 \text{ m.}$$

El uso de la ecuación TNT es muy simple, pero se tiene algunos problemas asociados a su uso, a saber:

- a) El cálculo de la cantidad de energía generada en la explosión puede no ser simple y los métodos usados para explosiones químicas no son los mismos que los usados en explosiones físicas.
- b) En una explosión química en fase gaseosa, solo una fracción del total de energía generada por los reactantes se presenta en forma de onda explosiva; la restante se presenta en forma de calor, luz y parte de los reactantes no reaccionan completamente, por lo que la "eficiencia" de la explosión química deberá ser estimada antes de querer determinar la equivalencia de TNT.
- c) La ecuación TNT fué desarrollada para predecir los efectos de fases condensadas y detonaciones muy explosivas. La onda de presión que se genera por falla de un recipiente o por nubes de vapor no tienen las mismas características que la onda de presión generada por una explosión de TNT.

El inconveniente de estos problemas, es que la ecuación TNT es muy usada para predecir zonas de riesgo de explosión para todo tipo de explosiones. Muchos modelos han sido desarrollados pero no están lo suficientemente validados a través de datos de prueba o con explosiones recientes.

EXPLOSIONES DE GASES EN AREAS CONFINADAS

Si una mezcla de gases inflamables y aire se incendia dentro de un área cerrada, el proceso de combustión creará un incremento en la presión debido al calentamiento de la atmósfera. A menos que se tenga un sistema de venteo lo suficientemente adecuado la presión podría incrementarse hasta provocar la falla del área cerrada.

Las zonas de riesgo asociadas a este tipo de explosiones se pueden calcular como sigue:

- a) Calcular el volumen libre del área cerrada, ejem. el volumen total del área menos el volumen de los objetos localizados dentro del área cerrada.
- b) Asumiendo que el volumen libre se llene completamente con gas y aire por arriba del límite inflamable del gas, calcular el peso total del gas inflamable en el área cerrada. Otras concentraciones pueden ser usadas pero el límite superior de inflamabilidad del gas es buen estimado.

- c) Multiplicar el peso total del gas inflamable por el calor de combustión para obtener la cantidad total de energía a suministrar.
- d) Estimar la eficiencia de la explosión. La eficiencia de la explosión se considera normalmente en fase gaseosa de 1 a 5 %, a través de diferentes alturas del área (1). Un estimado razonable es asumir la eficiencia en un 10 %.
- e) Basado en la energía a suministrar, la eficiencia y el calor de combustión del TNT, calcular el peso equivalente de TNT.
- f) Aplicar la ecuación TNT.

Se debe considerar que el análisis ignora los efectos de las paredes del área cerrada. La magnitud de la presión interna necesaria para romper repentinamente las paredes tendrá un efecto en la propagación de la onda de presión; sin embargo, se tienen insuficientes datos para aplicar un modelo realista de estos efectos en los diferentes tipos de áreas cerradas.

Ejemplo de este modelo:

Considerar un edificio de compresoras el cual tiene un volumen libre de 340 m³. Al momento de la explosión, el volumen libre completo del edificio se llena con una mezcla de propano/aire. Se asume que la concentración del propano está por arriba del límite inflamable: 9.5 %. El calor de combustión del propano es de 12,000 Kcal/kg y la densidad dentro de las condiciones ambientales es de 1.86 kg/m³.

Cantidad del propano: 340 m³ X 9.5% X 1.86 kg/m³ = 60 kg de propano.

Asumiendo 10% de eficiencia de la explosión, la energía generada es de: 60 kg X 12,000 kcal/kg X 10% = 72,000 Kcal.

La equivalencia en peso de TNT es: 72,000 Kcal / 1,100 Kcal/Kg = 65.5 kg de TNT.

La distancia en metros del centro del edificio hacia cualquier efecto que se requiera analizar por sobrepresión u onda explosiva es: $R = ZW = Z (65.5)^{1/3} = Z (4.03)$

EXPLOSIONES DE GASES EN AREAS ABIERTAS

Es bien conocido que una nube de gas inflamable confinada puede ser encendida y sobrevenir la explosión. Físicamente esto ocurre debido a que los productos de la combustión tienen un volumen mayor que la nube original y esto ocurre tan rápidamente que estos productos no pueden ventearse lo suficientemente rápido, produciendo las consecuencias destructivas de las ondas explosivas, pudiendo no solo destruir el edificio donde se enclaustró la nube si no que también áreas aledañas.

Si una nube de vapor enciende en un área abierta, los productos de la combustión no estarán confinados pero estarán en libertad de expandirse. Cuando la velocidad de la reacción no es lo suficientemente alta la zona de reacción se mueve a una velocidad más baja que la del sonido, por lo que poco incremento en la presión se presentará en la atmósfera. Cuando la velocidad de la reacción es lo suficientemente alta que la zona de reacción se mueva cerca o a la velocidad del sonido se producirá una onda de presión debido a que los gases de combustión no pueden moverse a la velocidad del sonido. Por lo tanto depende de la velocidad de la reacción, que la ignición de una nube inflamable pueda resultar en un simple flamaso de la nube inflamable, en una deflagración o en una detonación.

Las explosiones de nubes inflamables aun no se conoce bien su comportamiento. Los siguientes factores pueden ayudar a determinar si una nube inflamable puede o no detonarse. Se han iniciado estudios en esta área pero aun es difícil predecir si una nube de inflamables se puede detonar:

ESTRUCTURA MOLECULAR: La propagación de la llama de una nube inflamable incendiada, en parte, depende de la estructura molecular del gas que se está quemando. Ha sido determinado por el servicio de guardacostas de USA (2), que las nubes de metano en aire son difíciles de detonar y por otro lado, explosiones de nubes de propano, butano, propileno y óxido de etileno, aunque raras, están bien documentadas.

IGNICION: Una gran cantidad de fuentes de ignición pueden detonar una nube de inflamables:

- Electricidad estática.
- Interruptores eléctricos.
- Superficies calientes.
- Soldaduras.
- Flamas abiertas.
- Brasas.
- Automoviles.
- Fricción de metales.

Cualquiera de esta fuentes de ignición podría ser capaz de detonar la nube y la nube incendiada resultante podría o no propagarse al resto de la nube con la velocidad suficiente para generar una sobrepresión en la atmósfera.

TAMAÑO DE LA NUBE DE VAPOR: El tamaño de la nube de vapor tiene al menos dos efectos importantes en el potencial y daño de una explosión. El primero y mas obvio es el largo de la nube, ya que esta generará mucha energía por la explosión. Por otro lado, hay datos que muestran que la velocidad de quemado de la nube de vapor puede acelerarse tanto como la flama se mueva a través de la nube.

OBJETOS EN LA TRAYECTORIA DE LA FLAMA: Hay datos que indican que los objetos que se hayan en la trayectoria ocasionan que la aceleración de la flama se haga turbulenta, estos datos son muy limitados y tomados de experimentos a escala.

GRADOS DE NUBE DE VAPOR CONFINADO: El grado de riesgo por el potencial y daño de una explosión aumenta si se tienen nubes de vapor enclaustradas y tambien atmósferas explosivas en el exterior provocando un efecto multiplicador en la velocidad de reacción y por tanto en la onda de choque destructiva.

TABLA 1
CRITERIOS PARA DAÑOS CAUSADOS POR ONDAS CHOQUE

EFECTO	SOBREPRESIONES	
	kPa	psi
ROTURA DE VIDRIOS	1.4	0.2
DAÑOS MENORES A LAS ESTRUCTURAS	2.8	0.4
DERRIBO DE PERSONAS	7.0	1.0
FALLA DE MADERA Y EDIFICIOS DE CONCRETO NO REFORZADO	7-14	1-2
DAÑO MAYOR A LA ESTRUCTURA	14	2.0
RUPTURA DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO	21	3.0
FALLA DE EDIFICIOS DE CONCRETO REFORZADO	28	4.0
DAÑO A TIMPANOS	35	5.0
DAÑO ESTRUCTURAL COMPLETO DE LOS EDIFICIOS	69	10
DAÑO A PULMONES	69-207	10-30
LIMITE LETAL	276-689	40-100

BIBLIOGRAFIA

1. GUGAN, K. "UNCONFINED VAPOR CLOUD EXPLOSIONS" Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1978.
2. LIND, C.D., and J.C. WHITSON, "EXPLOSION HAZARDS ASSOCIATED WITH SPILLS OF LARGE QUANTITIES OF HAZARDOUS MATERIALS; PHASE II" Report from the Naval Weapons Center to the U.S. Coast Guard, Report No. CG-D-85-77 (NTIS No. ADA-047 585)
3. BURGESS, D.S. and M.G. ZABETAKIS, "DETONATION OF FLAMABLE CLOUD FOLLOWING A PROPANE PIPELINE BREAK. THE DECEMBER 9, 1970, EXPLOSION IN PORT HUDSON, MISSOURI". Bureau of Mines, Report of Investigations 7752, 1973 (NTIS No. PB-220 857).

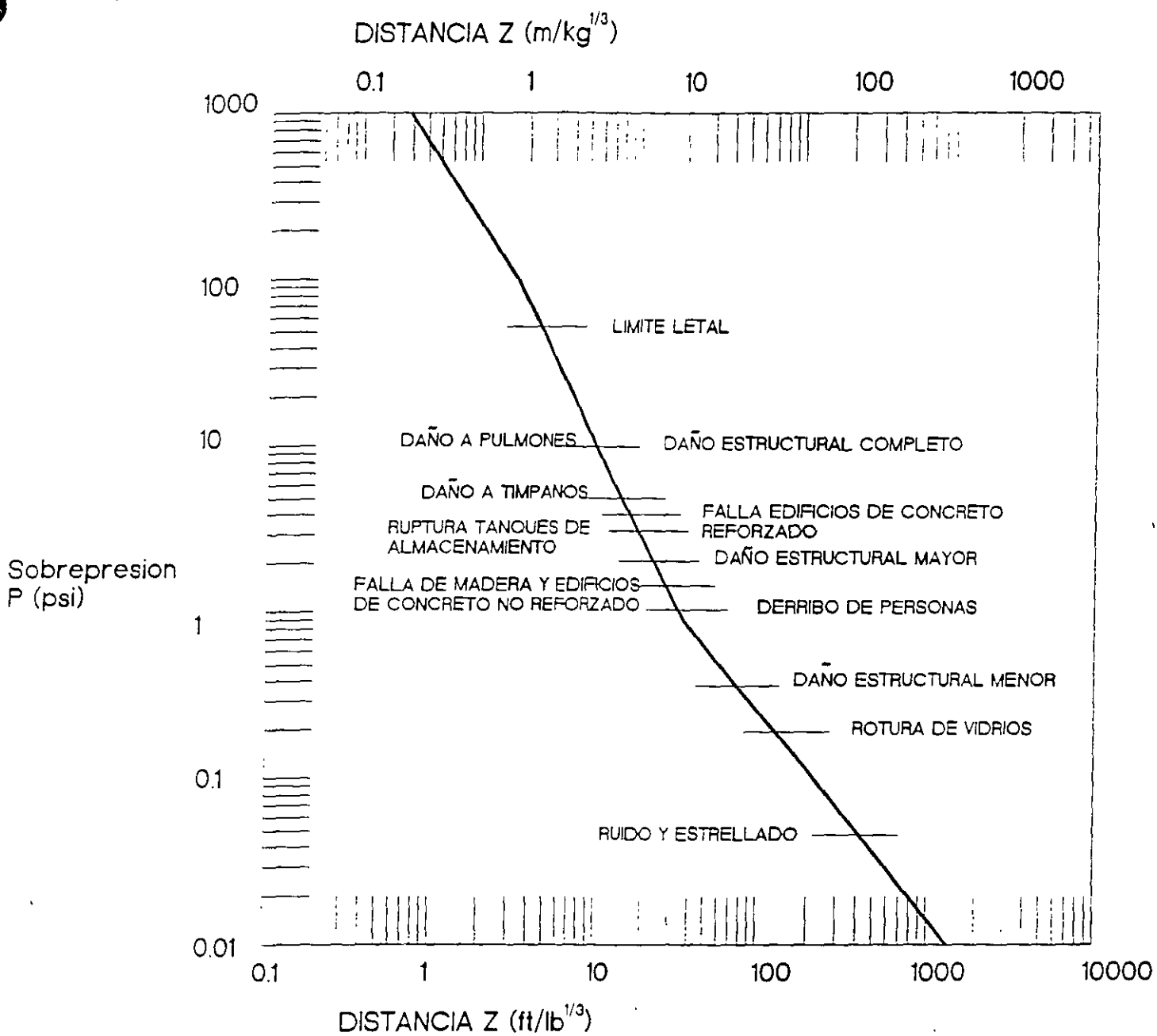


FIGURA 2

API PARA ONDAS DE RADIACION Y EVALUACION MATEMATICA DE RIESGOS

El objetivo del presente método es establecer criterios sobre la delimitación de zonas de seguridad alrededor de instalaciones: **Petroleras, Petroquímicas y Químicas**, con la finalidad de proveer un adecuado nivel de protección a los **Trabajadores, Instalaciones, Comunidad y Medio Ambiente**, frente a eventos catastróficos por incendio que puedan producirse en las **Propias Instalaciones**.

Los criterios que aquí se exponen son aplicables en las Instalaciones indicadas y localizadas en tierra firme, excluyéndose las instalaciones Costa Fuera, así como las actividades de Transporte Terrestre, Marítimo y Aéreo.

El presente documento puede ser utilizado como referencia a las Normas de Diseño siguientes:

- "SEPARACIÓN ENTRE EQUIPOS E INSTALACIONES".
- "UBICACIÓN DE EQUIPOS E INSTALACIONES EN RELACIÓN CON LA COMUNIDAD".

En el Anexo # 1, se indican los pasos a seguir para la identificación de los escenarios que podrían considerarse en la determinación de las zonas de seguridad alrededor de las instalaciones mencionadas. También pueden ser considerados los escenarios resultantes de la aplicación al proceso de cualquier metodología de "ANÁLISIS DE RIESGOS" conocida, tales como: **WHAT IF?, HAZOP, ARBOLES DE FALLA Y EVENTO, ETC.** No se han tomado en cuenta los eventos catastróficos originados por **ACCIDENTES AÉREOS, BOMBAS** o situaciones de **GUERRA**.

A continuación se enuncian los eventos que pueden ser considerados para analizarse por este **MÉTODO CUANTITATIVO**.

1) INCENDIOS DE FLUIDOS EN GRANDES EXTENSIONES. ("POOL FIRE")

Este tipo de evento puede producirse como consecuencia de derrames en tuberías y/o equipos de proceso con gran cantidad de inventario de líquidos inflamables, así como en caso de incendio en tanques de almacenamiento o depósitos que contengan líquidos inflamables, o gases licuados refrigerados. El efecto de tales incendios sobre los alrededores se manifiesta fundamentalmente por la radiación térmica generada por el incendio.

1.1) MÉTODO DE CÁLCULO.

El calor total irradiado en el incendio de un líquido se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$Q = f \times s \times v \times H_c \text{ ----- (1)}$$

Donde:

Q = Calor total Irradiado (Kw).

f = Fracción de Calor de Combustión emitido por radiación, el cual depende del tipo de combustible o inflamable, en la Tabla #1 se presentan varios valores para ciertos materiales líquidos típicos. Para combustibles o inflamables no mencionados específicamente se puede considerar un valor de 0.35.

s = Área de superficie incendiada (m²).

v = Velocidad de quemado del líquido. ($\text{Kg}/\text{m}^2 \times \text{s}$). Este valor depende de variables tales como: Naturaleza del líquido, Tiempo de quemado, Espesor de la capa del líquido, Velocidad del viento, etc. Los valores que se presentan en la Tabla #1, se basan en los supuestos siguientes: Velocidad de quemado constante, Ausencia de viento y Espesores del líquido lo suficientemente grandes como para permitir alcanzar una velocidad de quemado constante. Los valores que se presentan son validos para superficies de líquido mayores a 2 metros de diámetro.

H_c = Calor de combustión del líquido (KJ/Kg).

Para calcular la Intensidad de radiación térmica incidente sobre una determinada superficie de referencia, se supone que la geometría de las llamas puede representarse por un cilindro vertical de radiación uniforme. En la Figura #1 se presenta la configuración descrita para el caso del incendio en un tanque.

1.1.1) MÉTODO DEL FOCO PUNTUAL DE RADIACIÓN.

Este método de cálculo, se basa en el supuesto de que todo el calor irradiado por un incendio proviene de un foco puntual ubicado en el centro de las llamas. En estas condiciones, la intensidad de radiación térmica sobre una superficie vertical ubicada a una distancia R del foco de radiación, se calcula mediante la siguiente fórmula:

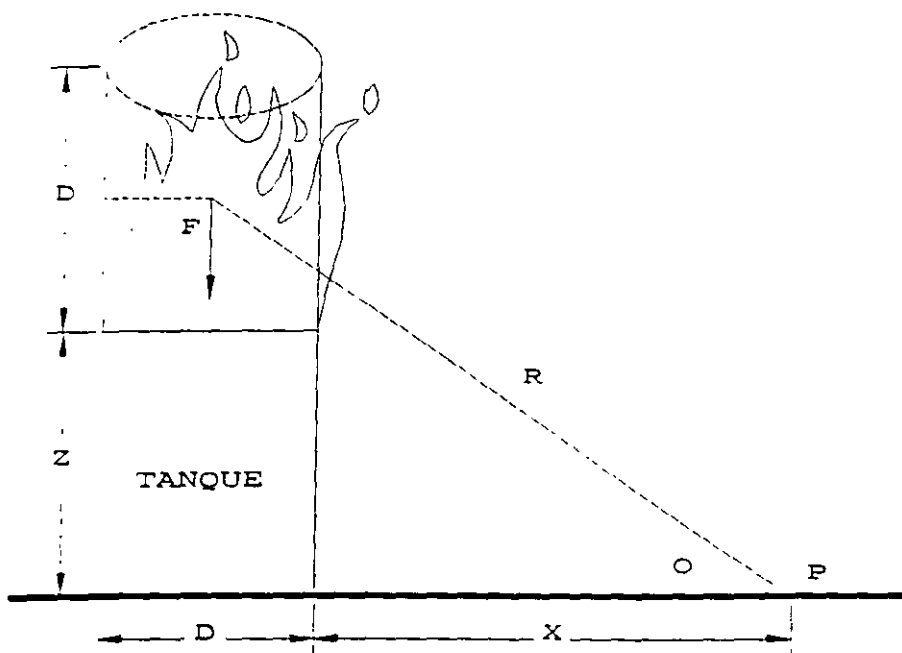


Figura #1: Representación cilíndrica de la geometría de la llama

Donde:

- F = Foco de radiación ubicado en el centro de las llamas.
- P = Punto de evaluación.
- D = Diámetro del tanque.
- Z = Altura del tanque.
- X = Distancia desde la pared del tanque hasta el punto de evaluación.
- R = Distancia del foco de radiación al punto P
- O = Ángulo de incidencia.

TABLA # 1

TIPOS DE LÍQUIDO	DENSIDAD (KG/M3)	CALOR DE COMBUSTIÓN Hc (kJ/Kg)	VELOCIDAD DE QUEMADO V (KG/M ² xS)	FRACCIÓN DE CALOR IRRADIADO f (NOTA 1)
LÍQUIDOS CRIOGÉNICOS				
HIDRÓGENO LÍQUIDO	70	120 000	0.017	0.25
GNL	415	50 000	0.078	0.23
GLP	585	46 000	0.099	0.26
ALCOHOLES				
METANOL	796	20 000	0.017	0.20
ETANOL	794	26 800	0.015	0.20
LÍQUIDOS ORGÁNICOS				
BUTANO	573	45 700	0.078	0.30
BENCENO	874	40 100	0.085	0.38
HEXANO	650	44 700	0.074	0.40
HEPTANO	675	44 600	0.101	
XILENO	870	44 800	0.090	
ACETONA	791	25 800	0.041	
ÉTER DIETILICO	714	34 200	0.085	
CRUDOS Y DERIVADOS				
BENZINA	740	44 700	0.048	
GASOLINA	740	43 700	0.055	
KEROSÉN	820	43 200	0.039	
JP - 4	760	43 500	0.051	0.35
JP - 5	810	43 000	0.054	
FUEL OÍL	940-1000	39 700	0.035	
CRUDO	830	42 500	0.022	
CRUDO	880	42 700	0.045	

NOTA 1: EN AUSENCIA DE DATOS ESPECÍFICOS SE TOMARÁ: f = 0.35

$$I = \frac{Q}{4 \pi R^2} \cos O \quad (2)$$

Donde:

I = Intensidad de radiación térmica (Kw/m²).

Q = Calor total irradiado (Kw).

R = Distancia al foco de radiación (m).

O = Ángulo de incidencia.

Este método resulta adecuado para estimar la intensidad de radiación térmica, a distancias mayores a 4 veces el diámetro de la superficie incendiada (R4D).

Cuando se desea calcular la radiación térmica a distancias menores, se deberá usar el método siguiente:

1.1.2) MÉTODO DEL FACTOR DE VISIÓN.

El método se basa en el supuesto de que el calor irradiado procede de la superficie cilíndrica envolvente de las llamas. En este caso, el flujo de calor irradiado por el incendio se obtiene mediante la fórmula:

$$q = \frac{Q}{S_{LL}} \quad \text{-----} \quad (3)$$

Donde:

q = Flujo de Calor Irradiado (Kw/m²).

Q = Calor total Liberado por Radiación (Kw).

S_{LL} = Superficie de la Envolvente de las Llamas (m²).

En el caso de un incendio de un tanque, la envolvente de las llamas puede considerarse como un cilindro de altura igual al diámetro del tanque. En esta situación, la superficie de radiación se obtiene mediante:

$$S_{LL} = D \times H = \pi(D^2)/4 \quad \text{-----} \quad (4)$$

Bajo el supuesto de:

$$H = D$$

$$S_{LL} = \pi \times (D^2 + (D^2/4)) \quad \text{-----} \quad (5)$$

La intensidad de radiación térmica incidente sobre una superficie vertical, ubicada a la misma altura que la base de las llamas (Ver Figura #2), se calcula así:

$$I = F \times q \quad \text{-----} \quad (6)$$

Donde:

F = Factor de Visión.

q = Flujo de Calor Irradiado (Kw/m²).

I = Intensidad de Radiación Térmica (Kw/m²).

En la Figura #3, se presentan los valores del Factor de Visión (F), para diferentes valores de "H" y "X".

Como se puede observar, los valores de "F" mostrados en la Figura #3, corresponden a la geometría de llamas señalada en la Figura #2. Para otro tipo de geometrías, se deben usar valores de "F" correspondientes a cada caso específico considerado.

En el Anexo #2, se presentan diferentes ejemplos de cálculos de la radiación térmica generada por el incendio de un tanque típico.

El efecto de la radiación térmica sobre personas y los materiales depende de la intensidad de radiación y del tiempo de exposición. En la Tabla #2, se presentan algunos valores comúnmente aceptados.

Criterios para la Delimitación de Zonas de Seguridad.

En todas las instalaciones en las que exista riesgo de incendio de grandes superficies de líquidos, deberá realizarse el cálculo de la intensidad de radiación térmica que puede generarse.

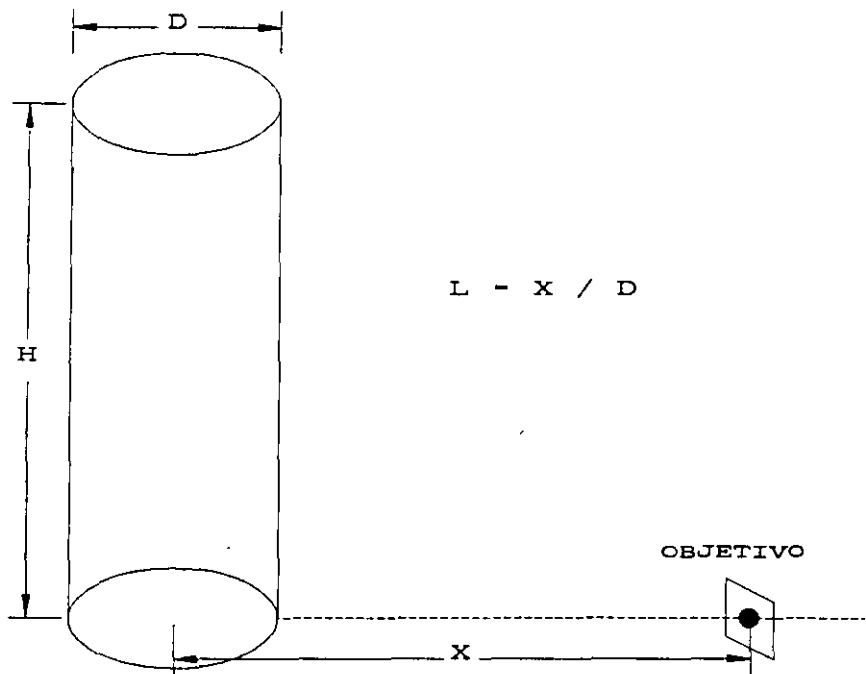


Figura # 2: Representación cilíndrica de la geometría de la llama.

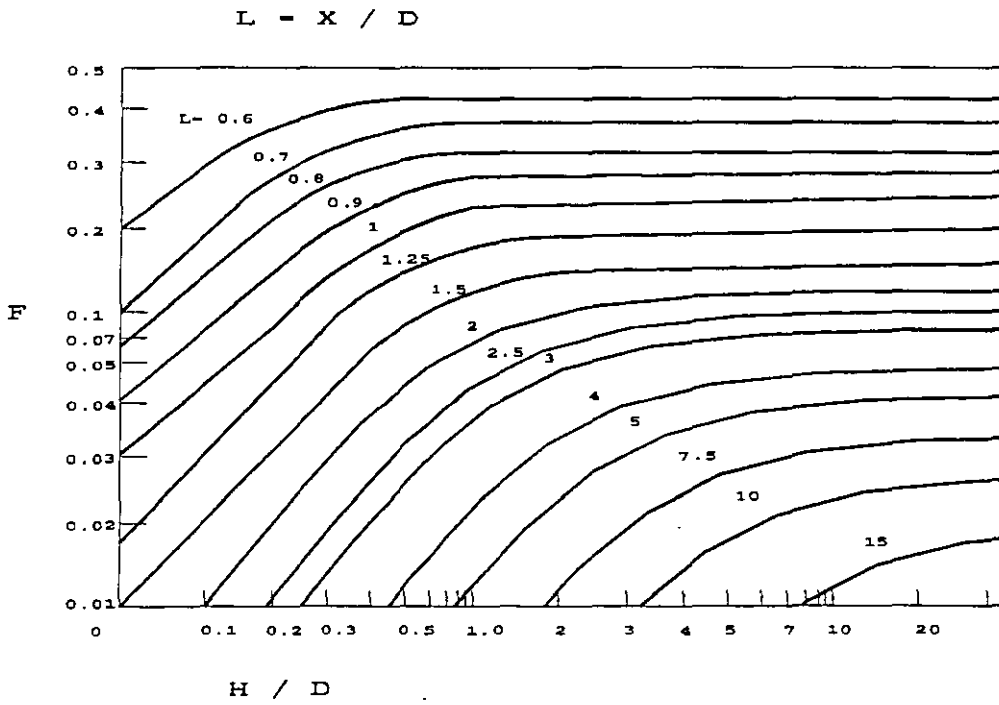


Figura # 3: Factor de visión para la geometría indicada en la figura 2.

Criterios para delimitación de Zonas de Seguridad.

Los límites de batería o límites de propiedad de la instalación a partir de la cual existen o pueden existir asentamientos poblacionales, vías públicas o propiedades de terceros en general, deberá ubicarse de forma que el nivel de radiación térmica alcanzado en caso de incendio en la instalación, no sea mayor de 1.4 Kw/m^2 ($440 \text{ BTU/h x pie}^2$). En general, el cálculo de radiación térmica deberá realizarse en los siguientes equipos o secciones de la instalación de proceso:

A) Tanques de almacenamiento atmosféricos de líquidos inflamables o combustibles, independientemente del tipo de construcción del tanque. Para este caso no se deberá de considerar incendio en el dique.

B) Separadores de aceite, fosas de retención, o cualquier otro tipo de depósito en el que existan normalmente volúmenes considerables de líquidos combustibles o inflamables. No se incluyen en esta categoría fosas o cárcamos remotos de retención de tanques de almacenamiento.

C) Plantas de proceso con alto inventario de líquidos inflamables o combustibles. Generalmente este tipo de instalaciones suelen estar suficientemente alejadas del límite de la propiedad; sin embargo, en algunos casos especiales puede ser necesario realizar el cálculo de radiación térmica. Para este caso se tomará en cuenta el efecto producido por el mayor derrame de líquido previsible en la planta correspondiente al equipo con mayor inventario, junto con aquellos conectados a él y que no puedan ser aislados. La magnitud del derrame se calcula sobre la base de lo que se indica en el Anexo #3, y el área incendiada se considerará igual a la ocupada por el volumen total del líquido derramado, calculando un espesor de líquido de 30 cm (1 pie). Si existen áreas de confinamiento del derrame (diques o muros), se tomará ésta como área incendiada.

2) INCENDIO EN FORMA DE BOLA DE FUEGO ("FIREBALL").

Este tipo de escenarios pueden ocurrir como consecuencia del escape masivo de un gas inflamable, o de gas licuado presurizado, en circunstancias en las que se produce la ignición instantánea de la masa de gas.

La expansión de los gases calientes producidos por la combustión, origina una nube típica en forma de hongo, pero no se producen sobrepresiones apreciables y su duración es normalmente reducida. El evento de BLEVE origina también una bola de fuego. Las consecuencias sobre los alrededores, se manifiestan por intensidades de radiación térmicas elevadas.

CRITERIOS PARA LA DELIMITACION DE ZONAS DE SEGURIDAD.

Como se señala en el esquema del Anexo #1, las fuentes que pueden originar eventos del tipo de bola de fuego, pueden también causar el evento de Explosión de una Nube de Gas No-Confinada ("UVCE"). Teniendo en cuenta que las distancias de riesgos impuestas para el caso de "UVCE" son mayores que las obtenidas para el caso de "BOLA DE FUEGO", los criterios para la delimitación y localización de Instalaciones, Áreas, Equipos, Límites de Batería, Etc., se basarán en el supuesto de "UVCE".

TABLA # 2. EFECTOS DE LA RADIACIÓN TÉRMICA.

INTENSIDAD DE RADIACIÓN		TIEMPO PROMEDIO EN QUE LAS PERSONAS ALCANZAN LA SENSACIÓN DE DOLOR (SEGUNDOS).	OTROS EFECTOS A CORTO PLAZO.
kW/m ²	BTU/h Pie ²		
1.4	440	INFINITO (NOTA 1)	
4.0	1 250	20	DESHIDRATACIÓN DE LA MADERA QUEMADURAS DE 1°.
4.7	1 500	16 (NOTA 2)	
9.5	3 000	6	DESCOMPOSICIÓN DE LA MADERA.
12.6	4 000	4	IGNICIÓN DE LA MADERA. FUSIÓN DE CABLES DE PLÁSTICO. QUEMADURAS FATALES.
37.8	12 000		EL ACERO ESTRUCTURAL PIERDE RESISTENCIA EN POCOS MINUTOS, SI NO ES ENFRIADO CONVENIENTEMENTE.

NOTA 1:

Una intensidad de radiación térmica de 1.4 kW/m², constituye un nivel totalmente seguro para las personas sin que se experimente sensación dolorosa, durante largos periodos de exposición. Debe tenerse en cuenta que este valor corresponde al total de la intensidad de radiación térmica recibida, incluyendo la radiación solar, la cual en ambientes tropicales puede llegar a alcanzar valores de hasta 0.94 kW/m².

NOTA 2:

Una intensidad máxima de radiación de 4.7 Kw/m² (1,500 BTU/h x pie²), se utiliza generalmente para determinar la ubicación de mecheros (flare stack) o quemadores en instalaciones industriales, por cuanto se considera que en estas circunstancias, el personal de la instalación dispone del tiempo suficiente para alejarse de las inmediaciones del quemador.

3) EXPLOSIÓN DE UNA NUBE DE GAS NO CONFINADA ("UVCE").

El evento denominado "UVCE", puede ocurrir como consecuencia de un escape masivo de un gas o líquido volátil inflamable, en circunstancias que no se produce la ignición instantánea de la masa de gas. En esta situación, se origina la formación de una nube de gas/vapor, que al encontrar un foco de ignición empieza a arder en la periferia, produciendo mayor inducción de aire hacia el centro de la nube y en consecuencia una aceleración de la velocidad de combustión que finalmente termina en explosión. El efecto fundamental sobre los alrededores, se manifiesta por las sobrepresiones originadas por la explosión.

El evento de "UVCE", es una de las posibles consecuencias del escape masivo de un gas o líquido sobrecalentado a presión, tal como se muestra en el Anexo #1. Sin embargo, es el que deberá considerar en la determinación de la localización, distribución, etc. de las diferentes áreas de proceso en que exista el riesgo potencial de escapes masivos de tales productos.

3.1) Método de Cálculo.

A) Identificación de las Fuentes de Riesgo de UVCE.

Fundamentalmente se deben considerar como fuentes de riesgo potencial de UVCE los recipientes o tuberías que contengan:

A.1 - Gases inflamables a alta presión (en general 35 atm).

A.2 - Gases inflamables licuados a presión (en general 2 atm).

A.3 - Líquidos volátiles inflamables (en general, en cantidades 5 Tn).

B) Selección del Origen del Escape.

En el supuesto de aplicación de los Estándares, Normas y Prácticas de "Buena Ingeniería", en el Diseño, Construcción, Instalación, Operación y Mantenimiento de tanques y recipientes, se considera que la rotura instantánea de la pared de tales equipos es un evento de muy baja probabilidad, por lo que no resulta justificada su consideración como origen del escape.

Las roturas en tuberías, mangueras y brazos de carga, bombas y compresores, son eventos estadísticamente más probables que no pueden de dejar de tomarse en cuenta, aun cuando se diese por supuesto la aplicación de los mejores estándares y practicas operacionales.

Basándose en lo anterior se supondrá como origen del escape, la rotura total de aquellas tuberías que manejen el tipo de productos indicados en el inciso "A" de este mismo rubro. Deberá seleccionarse el número suficiente de posibles puntos de escape en las tuberías para definir un mapa de riesgos (Diagrama de Pétalos) alrededor de la instalación considerada.

C) Cálculo de la Masa de Gas/Vapor en la Nube.

Una vez definidos los puntos de escape, se calculan para cada uno de ellos la tasa de emisión y su duración estimada. Las fórmulas para tasas de escape de gases y líquidos, se presentan en el Anexo #3.

Para la determinación de la duración del escape, se tendrá en cuenta las facilidades de detección de fugas y de interlocks de aislamiento de equipos existentes en cada caso particular, de acuerdo con los siguientes criterios generales:

C.1 - Si sólo existen válvulas de aislamiento de operación local, se considerara el escape del inventario total de la tubería y equipos conectados a ésta.

- C.2 - Si existen sistemas de detección de fugas (Alarmas de Presión, Temperatura, Gasto, Nivel, Tiempo, Detectores de Gas, Calor, Etc), y se dispone de válvulas de aislamiento con accionamiento remoto, se deberá de evaluar la confiabilidad de tales sistemas y el tiempo de respuesta de los operadores, una vez efectuada la detección o Alarma del evento. En general, se considera que las roturas catastróficas de tuberías que originan un escape masivo del producto, serán detectadas por los instrumentos mencionados, y la duración del escape dependerá fundamentalmente del tiempo de respuesta del operador para activar los sistemas de aislamiento y/o parada del equipo. Tiempos de respuesta no inferiores a 5 minutos, se deberán de considerar dentro de esta situación.
- C-3 - Si además de los sistemas de detección de fugas existen sistemas automáticos de aislamiento y/o parada de equipos, la duración del escape viene determinada por el tiempo de actuación de tales sistemas. Como factor de seguridad se tomara un tiempo igual al doble del especificado para el cierre automático de las válvulas de aislamiento existentes. En estas condiciones, suelen obtenerse tiempos de accionamiento del orden de 1 minuto.

La masa total de gas que forma la nube viene dada por:

$$M = Q \times t \text{ ----- (7)}$$

Donde:

- M = Masa total de Gas (Kg).
 Q = Caudal o tasa de Emisión (Kg/s).
 t = Duración del escape (seg).

Cuando el producto escapado sea un gas licuado a presión o un líquido sobrecalentado inflamable, se deberá calcular la fracción inmediatamente vaporizada en la expansión adiabática del líquido. La cantidad vaporizada se multiplicará por dos, para tener en cuenta el arrastre del líquido en forma de neblina por parte de los vapores. Cuando la parte vaporizada sea igual o mayor al 50% del líquido escapado, se considerará que todo el líquido se vaporiza. Las fórmulas de cálculo se presentan en el Anexo #4.

TABLA # 3. EFECTOS DE LA ONDA DE CHOQUE SOBRE ESTRUCTURAS TIPICAS.

SOBREPRESION		DAÑOS.
(kPa)	(Psig)	
0.21	0.03	ROTURA OCASIONAL DE PANELES DE VIDRIO DE GRAN SUPERFICIE.
1.03	0.15	ROTURA DE VIDRIOS DE CUALQUIER TAMAÑO.
2.76	0.40	DAÑOS ESTRUCTURALES LIMITADOS EN EDIFICIOS DE CONSTRUCCIÓN ORDINARIA. ROTURA TOTAL DE VIDRIOS.
6.89	1.00	DAÑOS ESTRUCTURALES SEVEROS EN VIVIENDAS.
13.79	2.00	PANELES DE MADERA O ALUMINIO (VIVIENDA ESTÁNDAR) REMOVIDOS DE SUS SOPORTES. COLAPSO PARCIAL DE PAREDES Y TECHOS DECONSTRUCCIÓN ORDINARIA.
20.68 - 27.58	3 - 4	ESTRUCTURAS METÁLICAS DE EDIFICIOS DISTORSIONADAS Y/O ARRANCADAS DE SUS CIMIENTOS. RUPTURA DE TANQUES METÁLICOS DE ALMACENAMIENTO.
34.47	5.0	POSTES DE MADERA DE LÍNEAS TELEFÓNICAS O DE ELECTRICIDAD, ARRANCADOS O DERRIBADOS.
48.26	7.0	DESTRUCCIÓN DE VIVIENDAS ORDINARIAS.

TABLA # 4. EFECTO DE LA ONDA DE CHOQUE EN LAS PERSONAS.

SOBREPRESIÓN		
(Psig)	(kPa)	EFFECTOS
2.4	16.55	LÍMITE MÍNIMO PARA OCASIONAR ROTURA DEL TÍMPANO.
2.8	19.31	10 % DE PROBABILIDAD DE ROTURA DEL TÍMPANO.
6.3	43.44	50 % DE PROBABILIDAD DE ROTURA DEL TÍMPANO.
14.5	99.98	LÍMITE MÍNIMO PARA FATALIDADES OCASIONALES.
17.5	120.66	10 % DE PROBABILIDAD DE FATALIDADES.
20.5	141.35	50 % DE PROBABILIDAD DE FATALIDADES.
29.0	200	99% DE PROBABILIDAD DE FATALIDADES.

D) Equivalencia en TNT de la Masa de Gas/Vapor.

Aún cuando no toda la masa de gas que constituye la nube se encontrará dentro de los límites de inflamabilidad (parte se habrá diluido por dispersión), por lo que se considerará la masa total de gas calculada previamente como supuesto más conservador. La cantidad de TNT equivalente a la masa de gas/vapor que origina la "UVCE", se calcula de acuerdo a la siguiente relación empírica:

$$M_{TNT} = \frac{M \times \Delta H_c \times f}{\Delta H_{TNT}} \quad (8)$$

Donde:

- M_{TNT} = Masa equivalente de TNT (Kg).
- M = Masa de Gas en la Nube (Kg).
- ΔH_c = Calor de Combustión del Gas o Vapor (Kcal/Kg).
- f = Factor de eficiencia de la Explosión.
- ΔH_{TNT} = Calor de COMBUSTION del TNT (Valor típico = 1,100 Kcal/Kg).

El factor de la eficiencia de la explosión depende fundamentalmente del tipo de sustancia involucrada. En general se considerará $f = 1 - 5\%$, para gases de hidrocarburos.

Criterios para la Delimitación de Zonas de Seguridad.

El origen del escape se supondrá en la rotura total de tuberías cuyas características de tamaño, condiciones de operación y proximidad al límite de baterías, implique riesgos potenciales a terceros. Deberá seleccionarse el número suficiente de posibles puntos de escape, de forma que se pueda establecer un mapa de riesgos (Diagrama de Pétalos), alrededor de la instalación considerada. Entre el límite de batería y los posibles puntos de escape, deberá existir como mínimo la distancia correspondiente al nivel de sobrepresión de 2.76 kPa (0.4 lb/pulg²).

Cuando existan o puedan existir desarrollos habitacionales con edificios de gran altura, el nivel máximo de sobrepresión en la cara mas próxima del edificio, no podrá ser superior a 1.38 kPa (0.2 lb/pulg²). En las instalaciones existentes, donde no resulte factible a corto plazo la creación de zonas de seguridad que permitan cumplir lo anterior, se deberán tomar las siguientes medidas:

- * Se instalarán sistemas de detección de fugas y aislamientos automáticos, para disminuir significativamente el nivel de riesgo.
- * No se permitirá la expansión en tamaño y uso de la instalación.
- * Se emprenderán las acciones a largo plazo necesarias para la reubicación de terceros o de la propia instalación.

4) EXPLOSIÓN DE LOS VAPORES EN EXPANSIÓN DE UN LÍQUIDO EN EBULLICIÓN ("BLEVE").

Este es un evento que puede ocurrir cuando un tanque o recipiente presurizado, que contiene un gas licuado, es sometido directamente a las llamas de un incendio externo. Las paredes del recipiente "no mojadas" por el líquido contenido aumentan rápidamente de temperatura por efecto del calor externo, pierden su resistencia hasta el punto en que no pueden soportar la presión interna, produciéndose entonces su ruptura en forma violenta. Como consecuencia inmediata, se producen sobrepresiones debidas a la liberación súbita de la presión interna del tanque y la proyección de misiles o fragmentos metálicos procedentes de la rotura del recipiente.

Cuando el líquido contenido es volátil e inflamable, su liberación al exterior genera radiación térmica debido a la bola de fuego resultante de la combustión masiva del producto.

Criterios para la Delimitación de Zonas de Seguridad.

Las consecuencias de un "BLEVE" pueden ser mas severas que las originadas por un "UVCE"; sin embargo, la adopción de adecuadas medidas de prevención y protección en tanques y recipientes presurizados, permite reducir notablemente la probabilidad de ocurrencia de dicho evento, hasta niveles en que no resulta justificado, normalmente, considerar el "BLEVE" para los efectos de delimitación de distancia a terceros.

Para ello se deben adoptar las medidas generales siguientes:

- Distanciamiento y ubicación de posibles fuentes de incendio.
- Adecuada pendiente del terreno para evitar la acumulación de derrames bajo el tanque o recipiente.
- Instalación de dispositivos de despresurización y venteos de emergencia.
- Sistemas fijos de aspersión de agua contra incendio.
- Instalaciones de detectores de gas inflamable.

Bajo el supuesto de la adopción de las medidas mencionadas, la delimitación de zonas de seguridad en instalaciones con riesgo potencial de ocurrencia de "BLEVE", podrán basarse en los criterios establecidos en la sección (3) para el evento de "UVCE".

5) REBOSAMIENTO VIOLENTO DE UN LÍQUIDO POR EBULLICIÓN ("BOIL-OVER").

Este tipo de escenario puede ocurrir como consecuencia de un incendio de larga duración en un tanque o depósito de almacenamiento que contenga crudo del petróleo, u otros líquidos viscosos de amplio rango de puntos de ebullición. Debido al incendio en la superficie libre del líquido los componentes mas volátiles se desprenden y queman, mientras los mas pesados permanecen y transmiten el calor a las capas inferiores del líquido. En consecuencia, se produce una onda de calor que va progresando en el interior del líquido, hacia el fondo. La presencia de una capa de agua en el fondo del tanque, o en forma estratificada a cualquier nivel, permite que las ondas calóricas produzcan su ebullición

instantánea. El vapor de agua generado de forma tan súbita ocasiona la expulsión violenta del líquido contenido en el tanque y en consecuencia, un derrame en el dique, que ocasionalmente puede superar los muros de contención y destruir lo que se encuentre en su camino.

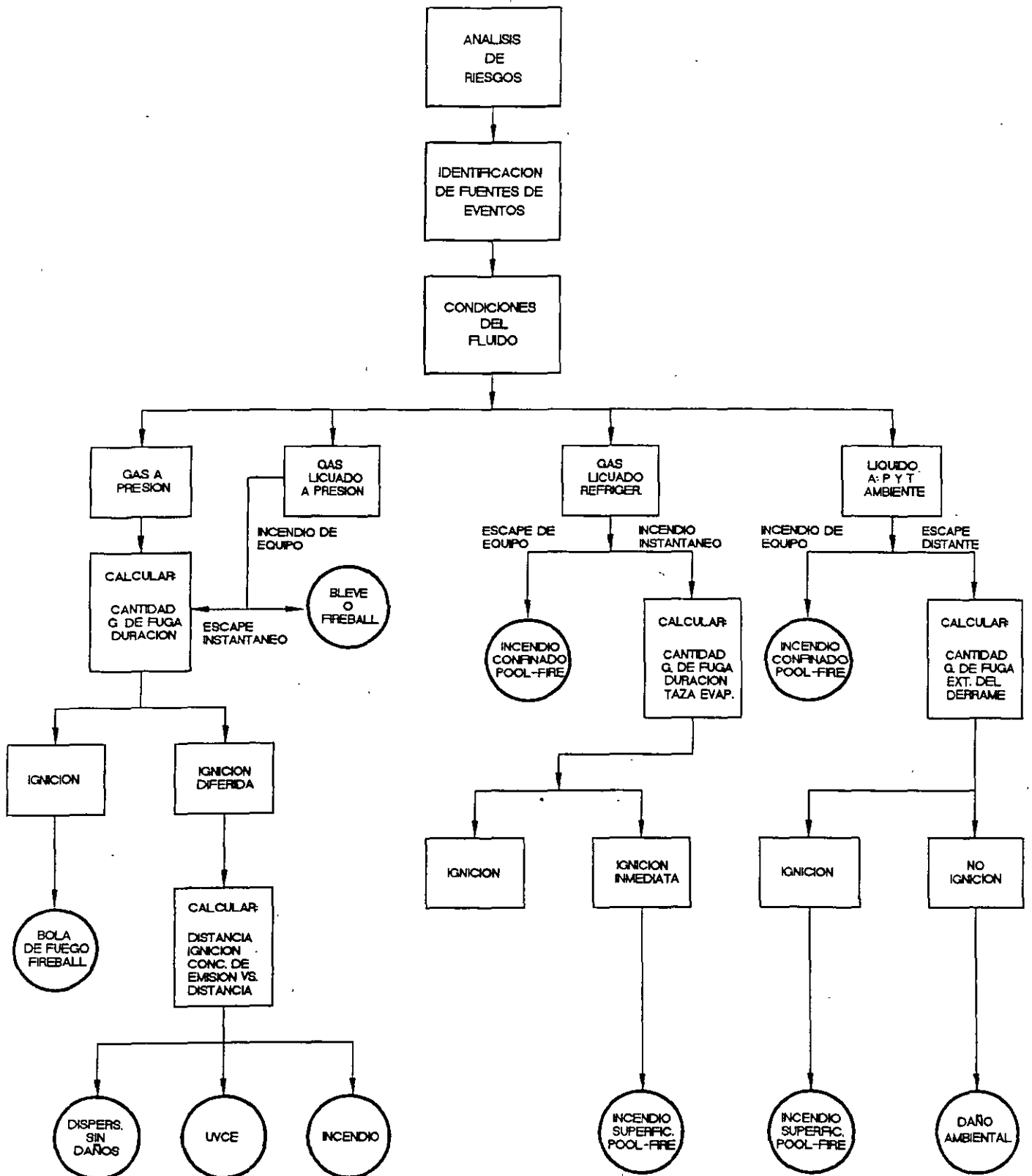
Criterios para la Delimitación de Zonas de Seguridad.

Las consecuencias de un "Boil-Over" son mas severas que las originadas por la radiación térmica del incendio en el tanque y pueden afectar áreas extensas, principalmente si el tanque se encuentra ubicado en un lugar elevado respecto al terreno circundante. Sin embargo, la adopción de adecuadas medidas de prevención y protección en tanques o depósitos atmosféricos que almacenen líquidos susceptibles de presentar este evento, permite reducir notablemente la probabilidad de ocurrencia, hasta niveles que no resulta justificada la delimitación de distancias a terceros basadas en tal evento. Las medidas generales que deberán considerarse son:

- **Distanciamiento y ubicación respecto a posibles fuentes de incendio.**
- **Instalación de sistemas fijos de aspersión contra incendio.**
- **Contención y disposición de derrames.**
- **Detectores y alarmas de incendio.**

Bajo el supuesto de la adopción de las medidas mencionadas, la delimitación de zonas de seguridad de instalaciones con riesgo potencial de ocurrencia de un "Boil-Over", podrá basarse en los criterios establecidos en la sección (1) para radiación térmica.

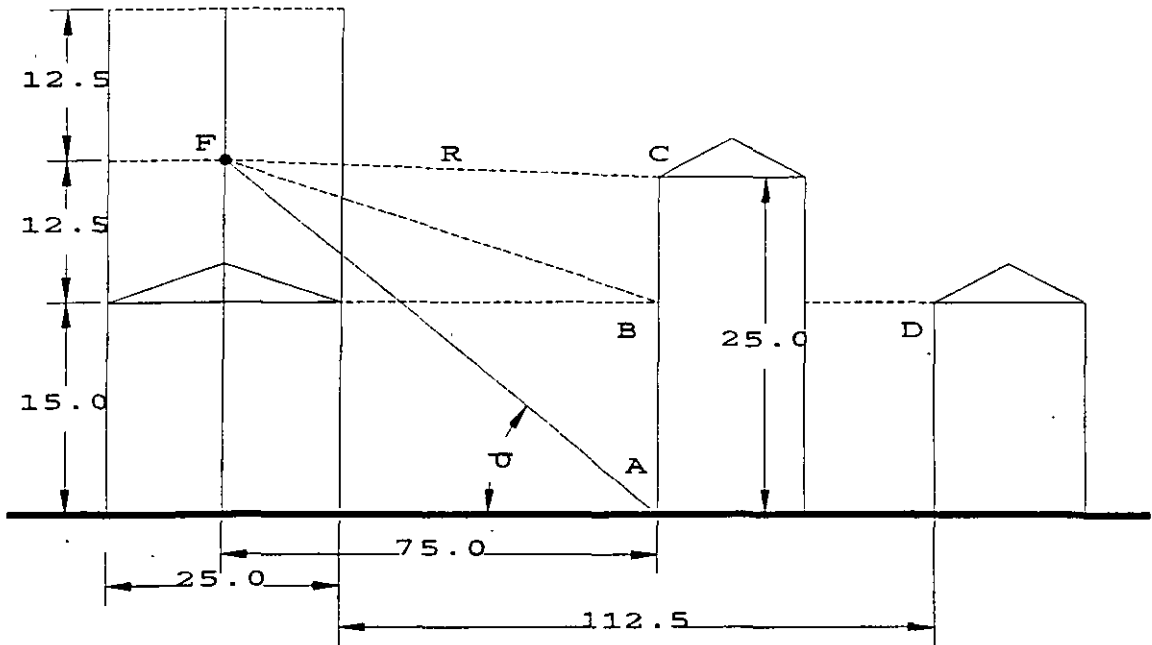
ANEXO #1. ESQUEMA DE IDENTIFICACION DE EVENTOS CATASTROFICOS



Anexo # 2.

EJEMPLOS DE CALCULO DE RADIACION TÉRMICA.

Determinar la intensidad de radiación térmica en los puntos: A,B y C, ubicados en un mismo plano vertical a 75 m del cuerpo del tanque y en el punto D ubicado a 112.5 m de la pared del tanque (Ver figura).



Datos:

- Altura del tanque = 15 m
- Diámetro del tanque 25 m
- Velocidad de quemado del líquido = 0.073 Kg/m² x seg.
- Calor de combustión = 44 194 KJ/Kg.
- Fracción de calor irradiado = 0.3

I) Método del Foco Puntual de Radiación.

El calor total irradiado por el incendio es:

$$Q = f \times s \times v \times H_c \text{ ----- (1)}$$

$$s = \pi (r)^2 = \pi (12.5)^2 = 490.88 \text{ m}^2.$$

Substituyendo datos:

$$Q = 0.3 \times 490.88 \text{ m}^2 \times 0.073 \text{ Kg/m}^2 \times \text{s} \times 44\,194 \text{ kJ/Kg}$$

$$Q = 475,097 \text{ kJ / s} = 475\,097 \text{ kW}$$

En el punto A:

$$R = [(75)^2 + (27.5)^2]^{1/2} = 80 \text{ m}$$

$$\cos \theta = 75 / 80 = 0.9375$$

La intensidad de radiación térmica, ecuación (2):

$$I_A = \frac{Q}{4 \pi \times (R)^2} \times \cos O = \frac{475\,097}{4 \pi \times (80)^2} \times 0.9375 = 5.54 \text{ kW/m}^2$$

$$= 1\,756 \text{ BTU/h} \times \text{Pie}^2$$

En el punto B:

$$R = [(75)^2 + (12.5)^2]^{1/2} = 76 \text{ m}$$

$$\cos O = 75 / 76 = 0.9868$$

$$I_B = \frac{475\,097}{4 \pi \times (76)^2} \times 0.9868 = 6.459 \text{ kW/m}^2 = 2\,047 \text{ BTU/h} \times \text{pie}^2$$

En el punto C:

$$R = [(75)^2 + (2.5)^2]^{1/2} = 75.04 \text{ m}$$

$$\cos O = 75 / 75.04 = 0.999$$

$$I_C = \frac{475\,097}{4 \pi \times (75.04)^2} \times 0.999 = 6.707 \text{ kW/m}^2 = 2\,126 \text{ BTU/h} \times \text{Pie}^2$$

En el punto D:

$$R = [(125)^2 + (12.5)^2]^{1/2} = 125.6 \text{ m}$$

$$\cos = 125 / 125.6 = 0.995$$

$$I_D = \frac{475\,097}{4 \pi \times (125.6)^2} \times 0.995 = 2.38 \text{ kW/m}^2 = 754.5 \text{ BTU/h} \times \text{Pie}^2$$

II) Método del Factor de Visión.

Superficie de la envolvente de las llamas. Ecuación (5): (si H = D).

$$S_{LL} = \pi [D^2 + D^2/4] = \pi [(25)^2 + (25)^2 / 4] = 2\,454 \text{ m}^2$$

Flujo de calor irradiado por las llamas. De la ecuación (3):

$$q = \frac{Q}{S_{LL}} = \frac{475\,097}{2\,454} = 193.6 \text{ kW/m}^2$$

En el punto B se puede aplicar directamente el gráfico de factores de visión, dado que este punto se encuentra a la misma altura del origen de las llamas y no requiere ajuste de factores, por tanto:

$$H / D = 25 / 25 = 1$$

$$X / D = 75 / 25 = 3$$

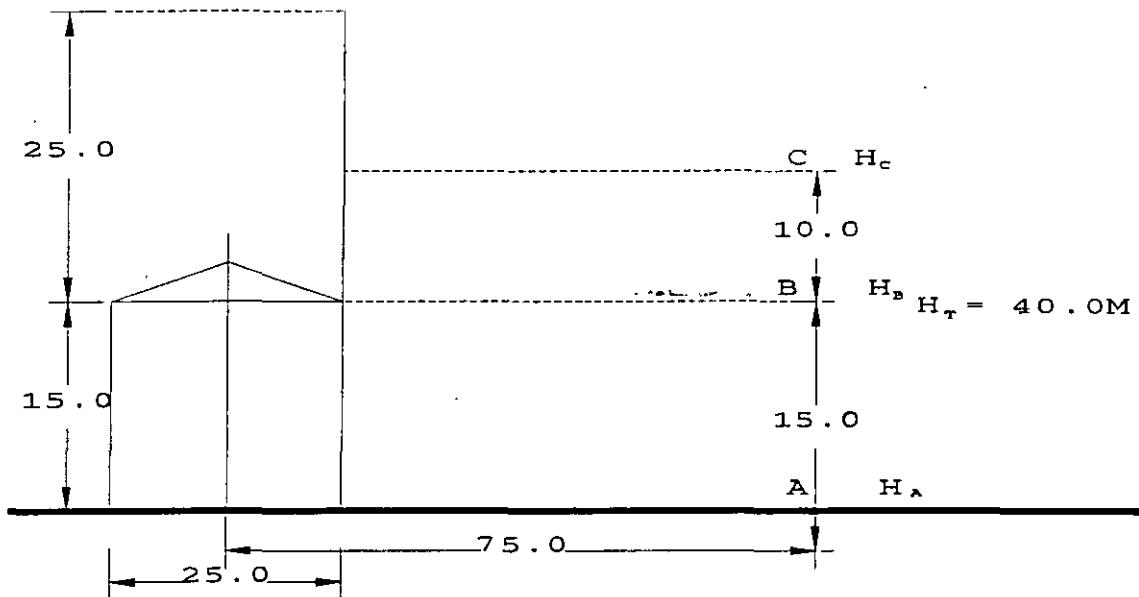
De la Gráfica de factores de visión, que aparece en la figura #3 se obtiene:

$$F = 0,038$$

La intensidad de radiación térmica para este método, de la ecuación (6):

$$I_B = 0.038 \times 193.6 = 7.35 \text{ kW/m}^2 = 2\,330 \text{ BTU/h} \times \text{Pie}^2$$

Para determinar los factores de visión en los puntos: A y C se requiere ajustar los mismos, dado que estos puntos están por abajo y en el espacio de la radiación, ver siguiente figura:



En el punto A:

$$\text{Cálculo de } F_1: X / D = 75 / 25 = 3$$

$$H_T = \text{Altura del tanque} + 1 \text{ Diámetro} = 15 + 25 = 40 \text{ m}$$

$$H_T / D = 40 / 25 = 1.6$$

De gráfica $F_1 = 0.055$

$$\text{Cálculo de } F_2: X / D = 75 / 25 = 3$$

H_A en este caso es la base de las llamas (Altura del tanque) = 15 m

$$H_A / D = 15 / 25 = 0.6$$

De gráfica $F_2 = 0.023$

$$\text{Ajustando factores: } F_A = 0.055 - 0.023 = 0.03$$

Por tanto la intensidad de radiación, se calcula de la ecuación (6):

$$I_A = F_A \times q = 0.03 \times 193.6 = 6.38 \text{ kW/m}^2 = 2.025 \text{ BTU/h} \times \text{Pie}^2$$

En el punto C:

Para determinar los factores de visión del punto C se requiere también calcular lo siguiente:

$$\text{Cálculo de } F_1: X / D = 75 / 25 = 3$$

Hc en este caso es la altura restante del punto C a la HT = $40 - 25 = 15 \text{ m}$

$$H_c / D = 15 / 25 = 0.6$$

De gráfica $F_1 = 0.023$

$$\text{Calculo de } F_2: X / D = 75 / 25 = 3$$

Hc en este caso será la altura de C con respecto a la base de las llamas:

$$H_c / D = 10 / 25 = 0.4$$

De gráfica $F_2 = 0.015$

Ajustando factores:

$$F_c = F_1 + F_2 = 0.038 \times 193.6 = 7.16 \text{ kW/M}^2 = 2.269 \text{ BTU/h} \times \text{Pie}^2$$

Para el punto D puede aplicarse directamente el gráfico de factores de visión:

$$X / D = 125 / 25 = 5$$

$$H_D = \text{HT} - \text{ALTURA DEL PUNTO D} = 40 - 15 = 25$$

$$H_D / D = 25 / 25 = 1$$

De la gráfica: $F_D = 0.012$

Finalmente la intensidad de la radiación en el punto D es: (ecuación 6)

$$I_D = 0.012 \times 193.6 = 2.32 \text{ kW/m}^2 = 735 \text{ BTU} / \text{h} \times \text{Pie}^2$$

CONCLUSIONES:

- 1) El método de Foco Puntual arroja resultados muy próximos a los cálculos con el método del Factor de Visión, a distancias mayores de 4 veces el diámetro del tanque (comparar resultados en el caso del punto D).
- 2) El método de Factor de Visión es mas exacto que el de Foco Puntual. A distancias próximas al tanque, el método de Foco Puntual arroja resultados erróneos.
- 3) Aplicando el método de Factor de Visión, se comprueba que la máxima intensidad de radiación térmica se detecta en un mismo plano vertical, esto se produce en los puntos ubicados a una altura igual a la base de las llamas.

ANEXO #3.
FÓRMULAS DE CÁLCULO PARA CAUDALES DE ESCAPE.

1) Escape de líquidos.

El caudal de escape de un líquido a partir de un recinto presurizado, se obtiene mediante la ecuación:

$$Q = C \times d \times A \left[\frac{2 (p_1 - p_2)}{d} + 2gh \right]^{\frac{1}{2}} \quad (A)$$

Donde:

- Q = Caudal de escape (Kg/s).
- C = Coeficiente de descarga. Para orificios se supondrá C = 0.8
- d = Densidad del líquido (Kg/m³).
- A = Área del escape (m²). Para orificios A = π (r)².
- D = Diámetro de orificio (m).
- p₁ = Presión inicial en el recinto (pascales).
- p₂ = Presión atmosférica ambiente (pascales).
- g = Constante gravitacional (9,8 m/s).
- h = Altura del nivel del líquido sobre el punto de escape (m)

La fracción de líquido que se evapora inmediatamente (F_{vap}) en el escape; se calcula utilizando la siguiente fórmula:

$$F_{vap} = \frac{C_p (T_1 - T_b)}{H_{vap}} \quad (B)$$

Donde:

- F_{vap} = Fracción de líquido que se vaporiza instantáneamente.
- C_p = Calor específico del líquido (J/Kg x °K).
- T₁ = Temperatura inicial del líquido (°K).
- T_b = Temperatura de ebullición del líquido a presión atmosférica (°K).
- H_{vap} = Calor latente de vaporización del líquido (J/Kg).

* Si F_{vap} > 1, el líquido se vaporiza totalmente antes de alcanzar la presión atmosférica, es decir, antes de que el escape salga al medio ambiente exterior. En este caso, se deberá calcular la temperatura y presión de vapor correspondiente y aplicar las fórmulas de cálculo para escape de gases o vapores bajo la diferencia de presión remanente.

* Si F_{vap} < 1, las fórmulas (A) y (B) permiten obtener el caudal del escape y la fracción instantánea vaporizada, tras el derrame del líquido al exterior.

APLICACIONES.

El método descrito permite calcular el caudal de escape de un líquido a partir de recintos cerrados, donde existe una columna hidrostática de líquido y/o una presión interna mayor que la de la atmósfera.

Las aplicaciones típicas de la metodología, se centran en el cálculo de la magnitud del escape de líquidos y gases licuados totalmente refrigerados, en tuberías, recipientes y tanques de almacenamiento.

También puede aplicarse este método en el caso de gases licuados presurizados, cuando el punto de escape se ubica en el fondo del recipiente, o en la tubería de fondo de dicho recipiente, a una distancia no mayor de dos veces el diámetro de la tubería (Ver Figura C).

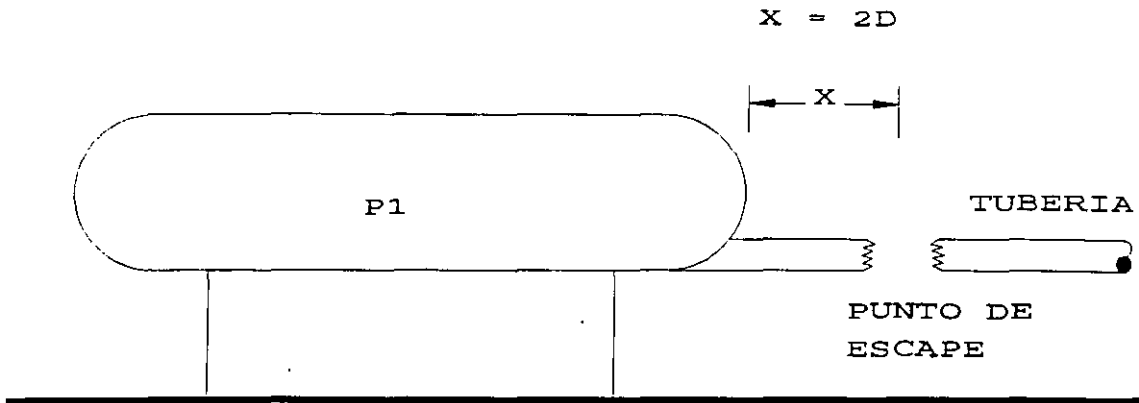


Figura C

LIMITACIONES.

El método proporciona el valor del caudal instantáneo de escape, sin tomar en cuenta la variación de dicho caudal con el tiempo, debido a la disminución de la columna del líquido y/o la presión en el recinto.

Este método no resulta aplicable cuando se presenta flujo en dos fases (líquido-vapor) durante el escape.

II) Escape de Fluidos en Condiciones de Flujo en Dos Fases.

El caudal de escape se obtiene mediante la ecuación de Fauseke - Cude:

$$Q = C \times A [2 \times d_m (P_1 - P_c)]^{1/2} \text{ ----- (C)}$$

Donde:

- Q = Caudal de escape (Kg/s).
- A = Área de escape (m²). Para orificios A = $\pi (r)^2$.
- D = Diámetro del orificio (m).
- P₁ = Presión inicial en el recinto (Pascales).
- P_c = Presión en la sección de descarga (Pascales).
- d_m = Densidad media de la mezcla líquido - vapor (Kg/m³).

Se supondrá que P_c = 0.55 P₁. Esta relación entre la presión en la sección de descarga y la presión aguas arriba, ha sido demostrada empíricamente para el sistema agua - vapor. El método propuesto

supone que tal relación es también aplicable a otros fluidos cuando el punto de escape esta a una distancia del tanque mayor, de 12 veces el diámetro de la tubería. La densidad media de la mezcla del líquido - vapor, se calcula mediante la relación siguiente:

$$d_m = \frac{1}{\left[\frac{F_{vap}}{d_v} \right] + \left[\frac{1 - F_{vap}}{d_l} \right]} \quad (D)$$

Donde:
 d_v = Densidad del vapor (Kg/m³); $d_v = [(M)(P_c)] / [(R)(T_c)]$.
 d_l = Densidad del liquido (Kg/m³).
 F_{vap} = Fracción de liquido vaporizado a la presión P_c , se calcula mediante la relación siguiente:

$$F_{vap} = \frac{C_p (T_1 - T_c)}{H_{vap}} \quad (E)$$

Donde:
 C_p = Calor específico del líquido (J/Kg x °K).
 T_1 = Temperatura inicial del líquido (°K).
 T_c = Temperatura de saturación del liquido a la presión P_c (°K).
 H_{vap} = Calor latente de vaporización del liquido (J/Kg).

APLICACIONES:

El método permite calcular el caudal de escape de un fluido, en condiciones de flujo en dos fases. Las aplicaciones típicas se encuentran en el caso de escapes de líquidos saturados almacenados a presión (gases licuados presurizados) con temperatura superior al punto de ebullición.

LIMITACIONES:

El método no resulta aplicable cuando $F_{vap} > 1$.

III) Escape de Gases o Vapores a Presión.

El caudal de escape de un gas/vapor a partir de un recinto presurizado, se calcula mediante la ecuación:

$$Q = C \times A \times P_1 \left[\frac{K \times M^2}{R \times T_1 K + 1} \times \left(\frac{P_1}{P_c} \right)^{k+1/k-1} \right]^{1/2} \quad (F)$$

Donde:
 Q = Caudal de escape (Kg/s).
 C = Coeficiente de descarga.
 A = Área de escape (m²). Para orificios $A = \pi (r)^2$.
 P_1 = Presión inicial en el recinto (Pascuales).
 K = Coeficiente de calores específicos del gas ($K = C_p/C_v$).
 M = Peso molecular del gas.
 R = constante de los gases: 83.12 (N x m) / (Kg x °k).
 T_1 = Temperatura inicial del gas (°K).

APLICACIONES:

El método se aplica al caso de fuga de gases o vapores provenientes de tuberías, tanques o recipientes a presión.

LIMITACIONES:

El método supone que el escape se produce en condiciones de expansión adiabática reversible y que el gas se comporta como un gas ideal. Es válido en condiciones de descarga sónica, es decir, cuando se cumple la siguiente relación entre la presión ambiente y la presión del recinto:

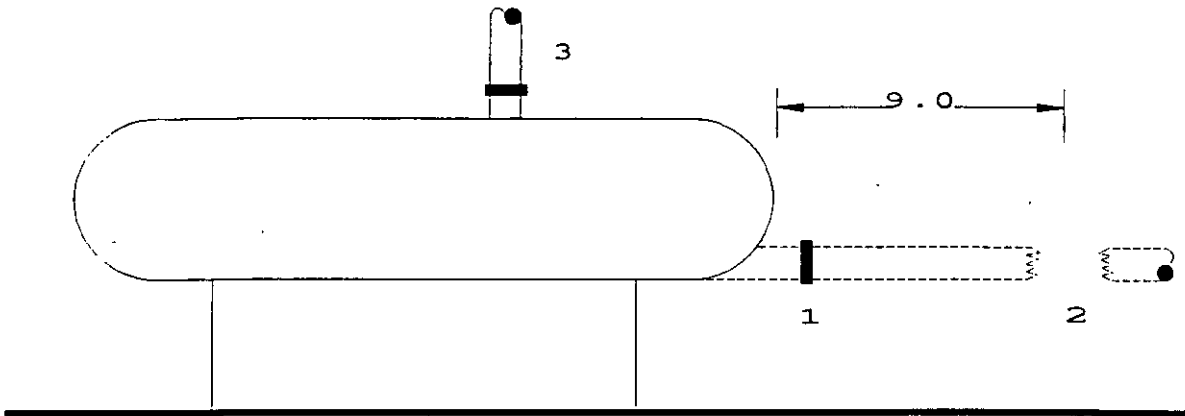
$$P_a \leq P_1 \left[\frac{2k/k-1}{K + 1} \right]$$

EJEMPLO DE CÁLCULOS DE CAUDAL DE ESCAPE.

Sea un tanque de propano licuado a presión (Ver Figura).

Datos:

Temperatura ambiente	= 26.6°C (80°F).
Presión de vapor del propano	= 1034.2 kPa (150 psia)
Temperatura de ebullición a Patm	= - 44°C (-47°F)
Densidad del liquido	= 490.16 Kg/m ³ (30.6 lb/pie ³)
Calor latente de vaporización	= 335 kJ/Kg (144 BTU/lb)
Coefficiente de calores específicos	= 1.13
Peso molecular del gas	= 44



Figura

DETERMINAR LOS SIGUIENTES CASOS:

- 1.- Fuga por la boquilla de 4" ubicada en el fondo del tanque.

- 2.- Fuga por la rotura total de la tubería de fondo de 4", a una distancia de 9 m (30 pies) del tanque.
- 3.- Fuga por boquilla de 4", localizada en la línea de vapor del tanque.

Caso 1.

De la fórmula (A):

$$Q = C \times d \times A \left[\frac{2(P_1 - P_a)}{d} + 2gh \right]^{1/2}$$

Suponiendo $C = 1$ y no tomando en cuenta la altura de la columna del líquido:

$$Q = 490.16 \times \pi (0.05)^2 \left[\frac{2(1034.2 - 101.4) 1000}{490.16} \right]^{1/2}$$

$$Q = 237.5 \text{ Kg/s} \quad (524 \text{ lb/s})$$

Caso 2.

Teniendo en cuenta que el punto de escape, está a una distancia del tanque mayor de 12 veces el diámetro de la tubería, se podrá aplicar la relación (C) siguiente para el calculo de la magnitud del escape:

$$Q = C \times A \left[2 \times d_m (P_1 - P_c) \right]^{1/2}$$

Donde:

$$P_c = 0.55 P_1 = 0.55 (1034.2) = 568.8 \text{ kPa}$$

De tablas de temperatura de ebullición vs. presión para el propano, se obtiene el dato siguiente:

$T_{\text{ebullicion}} \text{ a } 568.8 \text{ kPa} = 6^\circ\text{C}.$

$$F_{\text{vap}} = \frac{C_p (T_1 - T_c) 2.596 (26.6 - 6)}{H_{\text{vap}} 334.94} = 0.15$$

$$d_v = \frac{M \times P_c}{R \times T_c} = \frac{44 (568.8) 1000}{8312 (6 + 273)} = 10.79 \text{ Kg/m}^3$$

Substituyendo en la ecuación (D):

$$d_m = \frac{1}{\frac{F_{\text{vap}}}{d_v} + \frac{(1 - F_{\text{vap}})}{d_L}} = \frac{1}{\frac{0.155}{10.79} + \frac{0.845}{490.16}} = 62.15 \text{ Kg/m}^3$$

Suponiendo $C = 1$ y substituyendo:

$$Q = \pi (0.05)^2 [2 \times 62.15 (1034.2 - 568.8) 1000]^{1/2}$$

$$Q = 59.74 \text{ Kg/s } (132 \text{ lb/s}).$$

Caso 3.

Verificación de flujo sónico:

$$P_1 \left[\frac{2}{K + 1} \right]^{k/k-1} = 1034.2 \left[\frac{2}{2.13} \right]^{1.13/0.13} = 589.75 \text{ kPa}$$

Por tanto: 589.75 kPa 101.4 kPa. Si se tendrá condiciones de flujo sonico.

De la ecuación (F):

$$Q = C \times \pi (r)^2 \times P_1 \left[\frac{K \times M}{R \times T_1} \times \left(\frac{2}{K + 1} \right)^{k+1/k-1} \right]^{1/2}$$

Considerando $C = 1$

$$Q = 1 \times \pi (0.05)^2 \times 1034.2 \times 10^3 \left[\frac{1.13 \times 44}{8312 \times 299.6} \times \left(\frac{2}{2.13} \right)^{2.13/0.13} \right]^{1/2}$$

$$Q = 21.66 \text{ Kg/s } (47.75 \text{ lb/s})$$

ANEXO #4

FÓRMULAS DE CALCULO PARA TASAS DE EVAPORACIÓN.

Tras el derrame de un líquido la cantidad de vapores que pueden formarse debido a la evaporación, es un factor importante para evaluar el nivel de riesgo que tal derrame puede representar. En general, la cantidad de vapores resultan significativos desde el punto de vista de incendio/explosión si la temperatura de ebullición del líquido es menor que la temperatura ambiente.

La evaporación de un líquido viene determinada por el calor absorbido de los alrededores y las condiciones atmosféricas (velocidad de viento y estabilidad atmosférica). La extensión del derrame puede estar limitada por la existencia de diques de contención o por cualquier otro tipo de obstrucción. Cuando no existen obstrucciones a la extensión del derrame, el área ocupada por el líquido es limitada finalmente, por la propia tasa de evaporación. La extensión del derrame se expresa, generalmente en función del radio hidráulico equivalente a la superficie ocupada por el derrame. En el cálculo de la tasa de evaporación de un líquido, no se considerara el tiempo necesario para producir el derrame en la superficie respectiva.

I) Tasa de Evaporación debido a las Condiciones Atmosféricas.

$$E_v = k \times d \times R^{4+N/2+N} \times U^{2-N/2+N} \text{ ----- (A)}$$

Donde:

- E_v = Tasa de evaporación debido al viento (Kg/s).
- K = Constante.
- d = Densidad del gas (Kg/m³).
- R = Radio hidráulico equivalente del derrame (m).
- U = Velocidad del viento (m/s).
- N = Constante.

Los valores de las constantes empíricas K y N , de acuerdo con las condiciones de estabilidad atmosférica, son los siguientes:

CONDICIONES DE ESTABILIDAD ATMOSFÉRICA.	K	N
INESTABLE	3.846×10^{-3}	0.2
NEUTRAL	4.685×10^{-3}	0.25
ESTABLE	5.285×10^{-3}	0.2

II) Tasa de Evaporación por Absorción de Calor de los Alrededores.

La mayor fuente de calor corresponde al terreno sobre el que se produce el derrame. El efecto de radiación solar es menor y no se tiene en cuenta en el cálculo.

El flujo de calor procedente del sustrato sobre el que se produce el derrame se obtiene mediante la siguiente fórmula:

$$Q = \frac{C \times C_s \times (T_s - T_l)}{(\pi \times D_s \times t)^{1/2}} \text{ ----- (B)}$$

La tasa de evaporación producida por el flujo de calor anterior, se calcula utilizando la siguiente ecuación:

$$E_s = \frac{Q \times A}{H_{vap}} \quad \text{--- (C)}$$

En la tabla siguiente se presentan los valores de C_s y D_s , para algunos sustratos típicos:

TIPO DE SUSTRATO	DENSIDAD (KG/M ³)	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA C_s (W/m x °K)	DIFUSIVIDAD TÉRMICA D_s (m ² /s)
CONCRETO	2 300	0.92	1.16 X 10 ⁻⁷
CONCRETO AISLANTE	300	0.22	7.84 X 10 ⁻⁷
TIERRA COMPACTADA	2 500	0.96	4.59 X 10 ⁻⁷
TIERRA ARENOSA	1 650	0.26	1.98 X 10 ⁻⁷

Donde:

- Q = Flujo de Calor (W/m²).
- E_s = Tasa de evaporación debido al calor del sustrato (Kg/s).
- C = Constante empírica. Se considera:
 - C = 1 Para sustratos impermeables.
 - C = 3 Para sustratos permeables.
- T_s = Temperatura del sustrato (°K).
- T_L = Temperatura del líquido (°K).
- A = Área de derrame (m²).
- H_{vap} = Calor latente de vaporización del líquido (J/Kg).
- D_s = Coeficiente de difusividad térmica del sustrato (m²/s).
- C_s = Coeficiente de conductividad térmica del sustrato (W/m x °K).
- t = Tiempo (seg).

III) Casos típicos de Evaporación de Líquidos Derramados.

En el derrame de un líquido volátil (Pentano, Gasolina, Acetona, etc) las condiciones de presión y temperatura del líquido generalmente no difieren mucho de las ambientales, en este caso, la tasa de evaporación se calcula teniendo en cuenta únicamente lo establecido en el apartado (I).

En el derrame de un líquido saturado a presión (líquido sobrecalentado) la temperatura del derrame es igual a la del ambiente. En este caso, tras el derrame se produce la evaporación instantánea de una parte del líquido derramado. Seguidamente el resto del líquido se evapora mas lentamente comportándose como un líquido volátil.

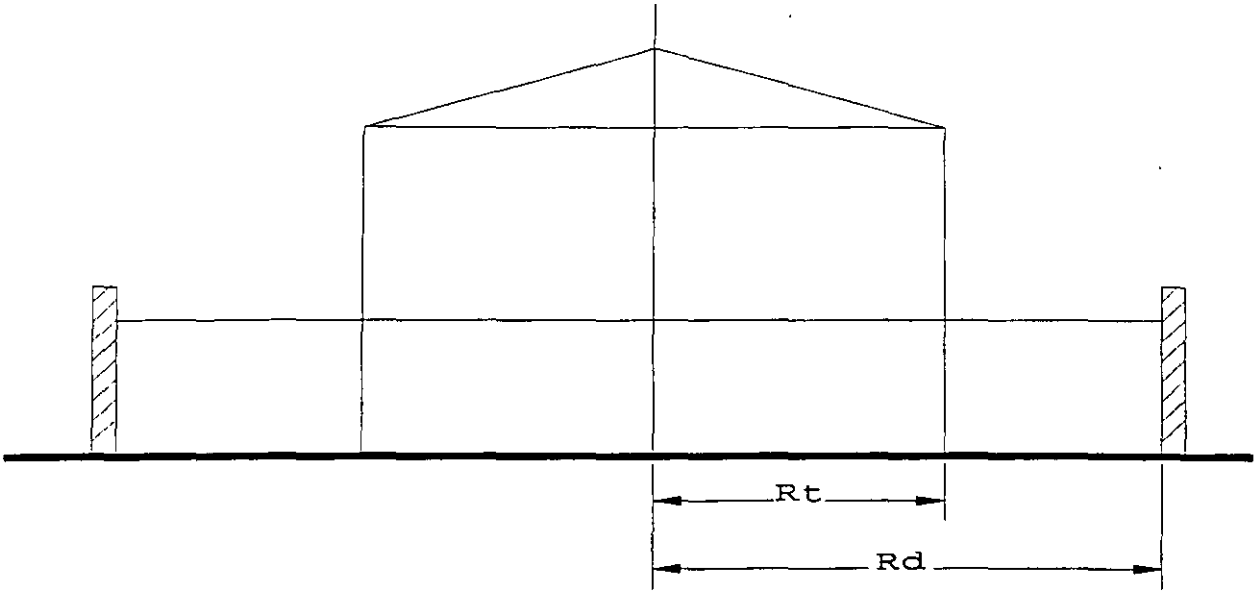
En el derrame de un líquido criogénico (gas licuado refrigerado) se presenta un corto período inicial de rápida evaporación, seguido de un período estable de menor velocidad de evaporación. En estos tipos de líquidos debe calcularse la velocidad de evaporación teniendo en cuenta lo establecido en (I) y (II).

Ejemplo de Cálculo de tasa de Evaporación.

Derrame confinado del contenido total de un tanque criogénico de propano de 10 m de diámetro, dentro de un dique de contención de 14 m de diámetro. El área del dique es de concreto aislante y las

condiciones de estabilidad atmosférica son neutrales, con una velocidad de viento de 2.5 m/s.

Calcular la cantidad total evaporada en 40 seg. Ver Figura:



Figura

DATOS

TEMPERATURA DEL SUSTRATO.	= 12°C
TEMPERATURA DEL LÍQUIDO.	= -44°C
DENSIDAD DEL LÍQUIDO.	= 2.34 Kg/m ³
CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN.	= 336 kJ/Kg

$$E_s = \frac{Q \times A}{H_{vap}}$$

$$Q = \frac{C \times C_s \times (T_s - T_l)}{(\pi \times D_s \times t)^{1/2}}$$

Substituyendo datos:

$$Q = \frac{1 \times 0.22 \times (285 - 229)}{(\pi \times 7.84 \times 10^{-7} \times 40)^{1/2}} = 1\,241.2 \text{ W/m}^2$$

Para este caso: $A = \pi (R_d^2 - R_t^2) = \pi (7^2 - 5^2) = 75.40 \text{ M}^2$

$$E_s = \frac{1241.2 \times 75.40}{336\,000} = 0.278 \text{ Kg/seg}$$

$$E_v = k \times d \times R^{4+N/2+N} \times U^{2 \cdot N/2+N}$$

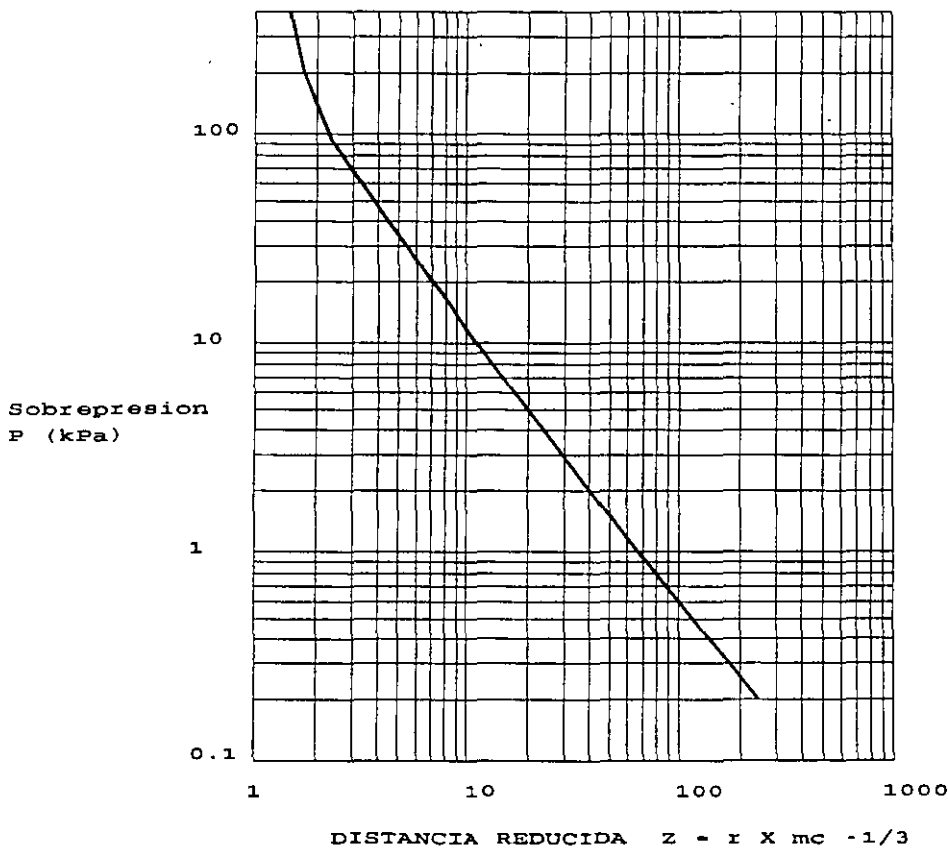
$$R = [A / \pi]^{1/2} = [75.40 / \pi]^{1/2} = 4.89 \text{ m}$$

$$E_v = 4.685 \times 10^{-3} \times 2.34 (4.89)^{4.25/2.25} \times (2.5)^{1.75/2.25} = 0.45 \text{ Kg/s}$$

La cantidad total de propano evaporada en 40 seg. Será:

$$M = (E_s + E_v) \times t = (0.278 + 0.45) \times 40 = 29 \text{ Kg}$$

ANEXO # 4 GRÁFICA DE SOBREPRESIÓN VS. DISTANCIA REDUCIDA (EXPLOSION TNT)



r = Distancia al origen de la explosión (mts)
 mc = Masa de TNT equivalente (Kg)

IDICE DOW PARA FUEGO Y EXPLOSION

INTRODUCCION

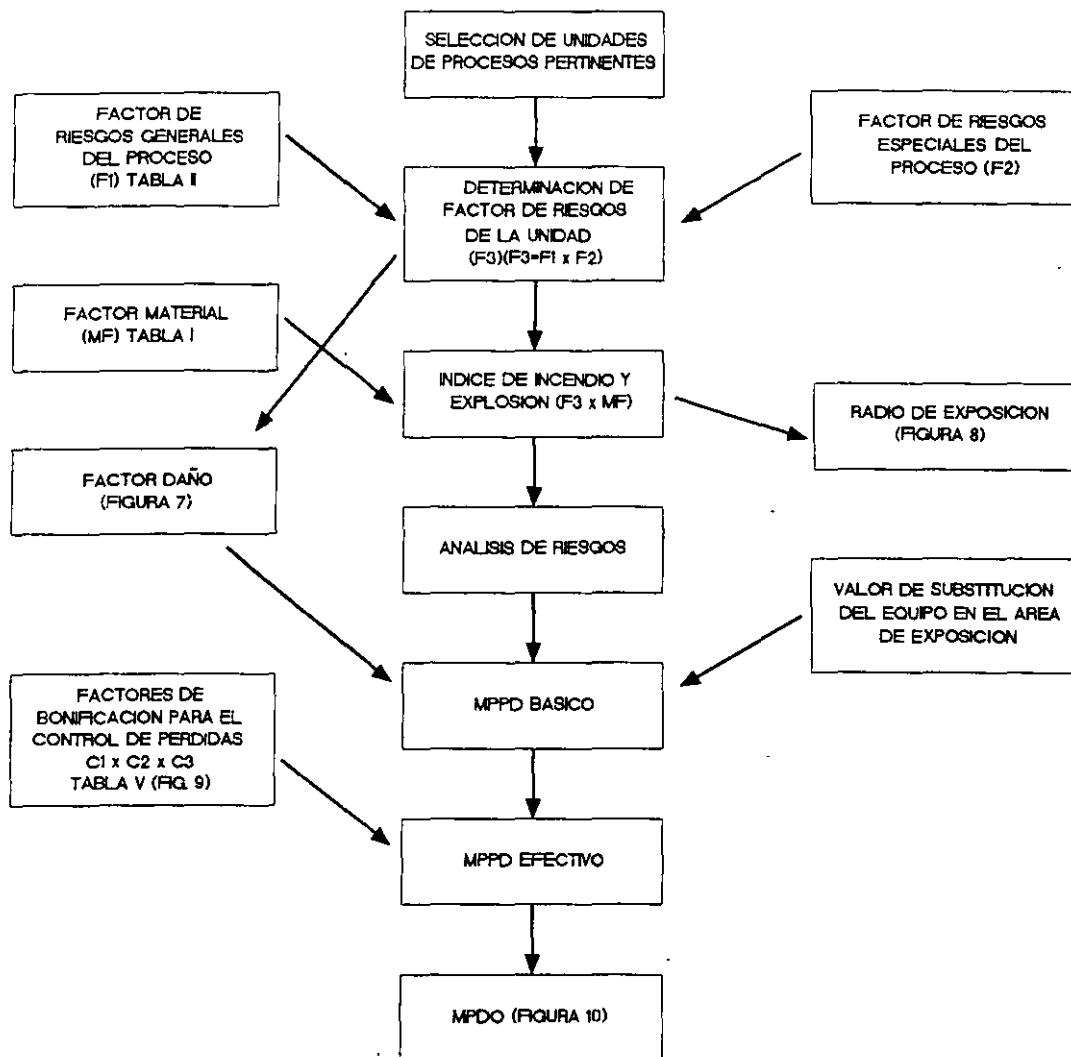
El "Análisis de Riesgo" del capital invertido en una planta de procesos químicos es una parte necesaria de un programa de seguro del riesgo. Las tarifas de la prima del seguro se calculan sobre la Pérdida Posible Evaluada (E.P.L.). Actualmente, las compañías de seguros utilizan dos métodos para el cálculo del E.P.L.: a) Daños históricos de pérdidas y b) Daños producidos por la sobrepresión de una explosión de vapor inflamable. Las variables que intervienen en los dos métodos anteriores reducen el valor de los resultados. Se presentan algunas nuevas áreas de cálculo para proporcionar un método para la valoración de la probabilidad de pérdidas por Interrupción de la Fabricación (BI) mediante el empleo de los Máximos Días Probables Perdidos (MPDO).

El cálculo del Índice de Incendio y Explosión (IIE) y su aplicación a la determinación del "Daño Máximo Probable de la Propiedad" (MPPD) se ha definido más claramente. Mediante este sistema se puede evaluar cualquier operación donde un material inflamable, combustible o reactivo se almacene, maneje o trate con excepción de las instalaciones generadoras de energía, edificios de oficinas o sistemas de tratamiento o distribución de agua. En la Figura 1 se incluye un diagrama que contiene las etapas necesarias para el cálculo del Factor de Riesgos de la Unidad, el Índice de Incendio y Explosión IIE el MPPD y el MPDO.

PROCEDIMIENTO PARA EL CALCULO DEL ANALISIS DE RIESGOS

1. Requisitos para el desarrollo de un sumario del análisis de riesgos:
 - a) Plano parcelado exacto de la planta.
 - b) Comprensión del flujo del proceso y las condiciones de éste.
 - c) Hoja de trabajo del Índice de Incendio y Explosión (Diagrama A)
 - d) Hoja de trabajo del análisis de riesgos (Diagrama B)
 - e) Hoja de trabajo de recapitulación (Diagrama C)
 - f) Calculadora y compás de dibujo
 - g) Guía IIE en su quinta edición
 - h) Datos de costo para los equipos de proceso instalados en la planta
2. Identificar sobre el Plano parcelado las "Unidades de Proceso" que sean consideradas pertinentes para el proceso y presenten un mayor impacto o contribuyan al riesgo de incendio o explosión. Ellas serán las que se usarán al calcular el Índice de Incendio y Explosión.
3. Determinar el Factor Material (MF) para cada una de las "Unidades de Proceso". Estos se obtienen a partir de la Tabla I o Apéndice A basados sobre el compuesto en la unidad de procesos.
4. Evaluar cada uno de los Factores que contribuyan al Riesgo relacionados en la hoja de trabajo de IIE tanto bajo el epígrafe de Riesgos Generales del proceso como en el de Riesgos Especiales del Proceso; aplicar la penalización adecuada para todos aquellos a los que se debe aplicar.
5. El producto del Factor General de Riesgo y el Factor Especial del Riesgo, representa el "Factor de Riesgo de la Unidad". Este mide el grado de exposición al riesgo de la "Unidad de Proceso" y se usa conjuntamente con el MF para determinar el "Factor de Daño" que representa el grado de exposición a pérdidas (ver Fig. 7).
6. El producto del Factor de Riesgo de la Unidad" y el "Factor Material" dá el IIE. Este se usa para determinar el "Area de Exposición" que rodea a la Unidad de Proceso que se evalúa (ver Fig. 8).
7. Calcular el valor en dólares de todos los equipos dentro del "Area de Exposición". Este valor se usa para obtener el Daño Básico Máximo Probable de la Propiedad (MPPD básico).

Figura 1.- PROCEDIMIENTO PARA EL CALCULO DEL FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD
 INDICE DE INCENDIO Y EXPLOSION, MPPD Y MPDO



8. El MPPD Básico se puede reducir al Daño Máximo Probable de la propiedad Efectivo mediante la aplicación de varios Factores de Bonificación y/o la relocalización de ciertos equipos de valor alto en áreas exteriores al "Area de Exposición".
9. El Daño Efectivo Máximo Probable de la Propiedad (MPPD Efectivo) se usa para obtener los Máximos Días Probables Pérdidos (MPDO). La Interrupción de la Fabricación se puede evaluar a partir de estos datos (ver fig. 10).
10. El MPPD Efectivo representa la pérdida probable que puede ocurrir si un incidente de una magnitud razonable aconteciera y funcionarían los distintos equipos de protección. El fallo de funcionamiento de alguno de los equipos protectores revertiría el problema de la pérdida probable al MPPD Básico.

A continuación se perfila y amplía cada uno de los puntos anteriores. También en el Apéndice C hay una lista de verificación de ingeniería que se usará en la evaluación de las áreas de control de pérdidas importantes en una planta.

DIAGRAMA B

FACTORES DE CONFIANZA PARA EL CONTROL DE PERDIDAS

1. Control de Procesos (C₁)

a) Energía de emergencia	0,97	e) Control con ordenador	0,89 a 0,98
b) Refrigeración	0,95 a 0,98	f) Gas inerte	0,90 a 0,94
c) Control de explosiones	0,75 a 0,96	g) Instrucciones de operación	0,86 a 0,99
d) Parada de emergencia	0,94 a 0,98	h) Recopilación reactividad química	0,85 a 0,96
C ₁ Total _____ *			

2. Aislamiento de Material (C₂)

a) Válvulas control remoto	0,94	c) Desagües	0,85 a 0,95
b) Despósitos de descarga	0,94 a 0,96	d) Enclavamiento	0,96
C ₂ Total _____ *			

3. Protección contra incendios (C₃)

a) Detección fugas	0,90 a 0,97	f) Sistemas de rociadores	0,60 a 0,96
b) Estructuras de acero	0,92 a 0,97	g) Cortinas de agua	0,95 a 0,97
c) Tanques enterrados	0,75 a 0,85	h) Espuma	0,87 a 0,98
d) Suministro agua	0,90 a 0,95	i) Extintores Manuales	0,92 a 0,97
e) Sistemas especiales	0,85	j) Protección de Cables	0,90 a 0,96
C ₃ Total _____ *			

$C_1 \times C_2 \times C_3 =$ _____ Ver figura 9 para conversión al Factor de Bonificación Efectivo (A la línea D de más abajo)

RESUMEN DEL ANALISIS DE RIESGOS

A-1	IIE	_____	
A-2	Radio de exposición	_____ m	
A-3	Valor del Area de exposición		\$MM** _____
B.	Factor de Daño	_____	
C.	MPPD Básico (A-3 x B)		\$MM _____
D.	Factor de Bonificación efectivo	_____	
E.	MPPD Efectivo (C x D)		\$MM _____
F.	Días Pérdidos (MPDO)		_____ días

* Producto de todos los factores usados

** MM = Millón

DIAGRAMA A

LOCALIZACION		FECHA	
PLANTA	UNIDAD	A CARGO DE	
MATERIALES Y PROCESOS			
MATERIALES			
CATALIZADORES		DISOLVENTES	
FACTOR MATERIAL (VER TABLA I, APENDICE A)			
1. RIESGOS GRLES. DEL PROCESO (VER TABLA II)	PENALIZACION	PENALIZACION USADA	
FACTOR BASE	1.00	1.00	
A. Reacciones exotermicas (Factor 0.30 a 1.25)			
B. Reacciones endotermicas (Factor 0.20 a 0.40)			
C. Transferencia y manejo de materiales (Factor 0.25 a 0.85)			
D. Unidades de proceso cerradas (Factor 0.30 a 0.90)			
E. Acceso			
F. Desagues (Factor 0.25 a 0.50)			
FACTOR DE RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)			
2. RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO			
FACTOR BASE	1.00	1.00	
A. Temperatura del proceso (usar solo una)			
1. Superior al punto de inflamación	0.30		
2. Superior al punto de ebullición	0.60		
3. Superior al punto de autoignición	0.75		
B. Presión baja (inferior a la atmosférica)	0.50		
C. Operaciones en o cerca condiciones inflamabilidad			
1. Líquidos inflamables almacenados en tanques en el exterior	0.50		
2. Alteración del proceso o falla de purga	0.30		
3. Siempre en condiciones de inflamabilidad	0.80		
D. Explosión de polvo (Factor 0.25 a 2.00) Ver tabla III			
E. Presión (Ver figura 2)			
F. Temperatura baja (Factor 0.20 a 0.50)			
G. Cantidad de material inflamable			
1. Líquidos o gases en procesos (Ver figura 3)			
2. Líquidos o gases almacenados (Ver figura 4)			
3. Sólidos combustibles almacenados (Ver figura 5)			
H. Corrosión y erosión (Factor 0.10 a 0.75)			
J. Fugas por uniones o empaquetaduras (Factor 0.10 a 1.50)			
K. Uso de calentadores con llama abierta (Ver figura 6)			
L. Sistema intercambio térmico con aceite caliente			
M. Compresores, bombas y equipos rotativos.	0.50		
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)			
FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD (F1 x F2 = F3)			
INDICE DE INCENDIO Y EXPLOSION (F3 x MF) = IIE			

DIAGRAMA C

HOJA DE RECAPITULACION

PLANTA: Z COMPLEMENTADA POR: _____
 DIVISION: C FECHA: _____

	1 REACTOR	2 HORNO	3 COMPRESOR
UNIDADES DE PROCESO	6.44	5.99	5.94
FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD (F3)	27	1	24
FACTOR MATERIAL (MF)	174	96	143
IIE (F3 x MF)	147'-15000	80'-12000	120'-15,000
(A) VALOR AREA DE EXPOSICION \$ MN	0.87	0.58	0.83
(B) FACTOR DAÑO DE FIG. 7	13.0	7.0	12.5
(C) MPPD BASICO \$ MN (A x B)	0.49	0.57	0.46
(D) FACTOR BONIFICACION C1 x C2 x C3 DE FIG. 9	6.4	4.0	5.7
(E) MPPD EFECTIVO \$ MN (C x D)	40/110	28/90	35/110
(F) DIAS PERDIDOS MPDO DE FIG. 10			

Se han evaluado tres unidades de Procesos en una hipotética planta "Z", con los resultados indicados arriba. Se supone un valor de sustitución de la planta "Z" de \$ 50.00 MN. Luego, a partir de la recapitulación anterior, el MPPD Base es de \$ 13.00 MN y el valor MPPD Real más alto es de \$ 6.4 MN con una gama de MPPD de 40 a 110 para el Reactor (Unidad de proceso 1).

SELECCION DE "UNIDADES DE PROCESO" PERTINENTES

Una "Unidad de Proceso" se define como un ítem del equipo del proceso. Como ejemplos se podrían incluir bombas, compresores, columnas de reflujo, torres de absorción, reactores, mezcladores, tambores de carga, hornos, evaporadores, separadores, tanques de mezclado, trituradoras, secadoras, tanques de almacenamiento, etc. En ciertos casos, tal como ocurre con los almacenes la "Unidad de Proceso", se identifica como el material que se almacena.

Las siguientes "Unidades de Procesos" podrían identificarse en una sección de horneado/refrigeración de una planta de VCM/EDC (cloruro de vinilo monómero/dicloruro de etileno): Precaentador del EDC, (Dicloruro de Etileno), evaporador del dicloruro de etileno, horno, columna de refrigeración, absorbedor de dicloruro de etileno y colector de alquitrán.

El área de procesos de una planta de látex de estireno-butadieno podría constar de las siguientes unidades de proceso: Preparador alimentador mezclador de monómero, reactores, separadores, recuperador de monómero, cámara humidificadora y lavador de estireno.

El IIE debería calcularse para cada "Unidad de Proceso" que tuviera influencia sobre el área de procesos. Aunque esto pudiera ser necesario para todos los items, en la práctica, generalmente resulta obvio, que sólo ciertas "Unidades de Procesos" serán pertinentes debido a las materias contenidas en la unidad, las reacciones o las condiciones de los procesos que tienen lugar. En pocas ocasiones será necesario calcular el IIE para más de 3 ó 4 "Unidades de Procesos" en cualquier sección de procesos de una planta. El número de secciones de procesos de una planta variará según el tipo de proceso y configuración de la planta.

Se intenta encontrar el área de mayor exposición en la planta, para luego determinar el impacto sobre la inversión de capital y la interrupción de la fabricación.

DETERMINACION DEL FACTOR MATERIAL (MF)

El MF es una medida de la intensidad de liberación de energía de un compuesto químico, de una mezcla de compuestos, o sustancias y es el punto de partida para el cálculo del IIE. Se determina el MF por consideración de dos riesgos del material: Inflamabilidad (N_f) y reactividad (N_r) y se representa por un número de 1 a 40.

En el Apéndice A hay una lista de materiales con sus correspondientes números de MF junto con otros datos, tales como capacidad calorífica, N_f y N_r . En varias ocasiones la N_f difiere del valor del NFPA, y esto es debido a un consenso de los especialistas de la Dow sobre compuestos reactivos. Para los materiales no contenidos en el Apéndice A se procede como sigue:

1. Gases, líquidos o sólidos.

- a) Usar los manuales de la NFPA 49 y 325 M para hallar los valores de N_f y N_r , ó
- b) Usar las propiedades térmicas indicadas en la Tabla 1.

Inflamabilidad (N_f): Se deduce del punto de inflamación (flash point) y del punto de ebullición, cuando el "flash point" sea inferior a 37, 8° C (100° F). Para ciertas formas de Sólidos se dá el N_f en la Tabla 1.

Reactividad (N_r): Se deduce de los cálculos y datos de compuestos químicos reactivos mediante uno cualquiera de los siguientes caminos:

- i) Usar la temperatura adiabática de descomposición (T_d). Temperatura teórica alcanzada por el proceso de descomposición completa del material inicialmente a 25° (298° K). Puesto que T_d es un valor calculado termodinámicamente, independientemente de la cinética o mecanismo de descomposición, la presencia de las trazas de impurezas, efectos catalíticos, naturaleza de la atmósfera, etc., no se consideran.
- ii) Usar para condiciones exotermas un aparato de exploración DTA/DSC (Differential Thermal Analysis Diferencial Scan Calorimeter). Los resultados de esta exploración DTA/DSC dependen de la reacción y su modelo y también de las trazas de impurezas, efectos catalíticos, naturaleza de la atmósfera, etc. Resulta importante conocer la naturaleza y causas de las condiciones exotérmicas del DTA/DSC. Los valores obtenidos con el DTA/DSC son exploraciones preliminares y no son considerados como datos finales debido a que la exotermicidad puede estar equivocada a causa de las endotermicidades enmascaradas o sensibilidad inadecuada.
- iii) Usar datos del calorímetro de velocidad acelerada (ARC) o un dispositivo equivalente (Dispositivo de Corrimetro Adiabático-ARD) que es más definitivo para la evaluación de la reactividad. Pueden evaluarse tanto los efectos térmicos como los debidos a la presión.

Se recomienda el uso del ARC/ARD para la obtención de más datos en materiales que representen una T_d (Temperatura de descomposición adiabática) de 1000 K o superior o bien indique signos de reactividad en el aparato de exploración DTA/DSC.

2. Polvo.

- El MF para polvo se basa en el aumento máximo del gradiente de presión que se define como la relación entre el incremento de la presión de explosión y el intervalo de tiempo necesario para este mismo incremento.
- El polvo se clasifica en los tres grupos siguientes. ST-1 ST-2 y ST-3 en relación al incremento de presión. Distintos dispositivos de ensayo (tamaño y forma) darán resultados diferentes del aumento máximo del gradiente de presión.
- Para el cilindro de ensayo de Hartmann ST-1 corresponde a 513,2 Kg/cm . seg. (7300 psi/seg) y valores inferiores mientras ST-3 corresponde a valores de 1546,6 Kg/cm . seg. (22.000 psi/seg) y superiores.

3. Mezclas de compuestos.

Cuando el material significativo es una mezcla, el MF se obtiene mejor a partir de las propiedades de la mezcla (punto de inflamación, T_d , pico del DTA/DSC, etc). Si las propiedades cambian, como ocurre en procesos discontinuos, se han de usar aquellas condiciones que producen el valor superior del MF durante el cambio.

El programa para Productos Químicos Reactivos preconiza el ensayo para determinar la energía almacenada inherente en un compuesto o mezcla y la velocidad probable de liberación de energía. Cuando el ensayo se haya completado deben tenerse los datos necesarios para determinar el N_i o el N_f para un MF, usando la Tabla 1.

Como un método alternativo, mientras no se conozcan los datos pertinentes se puede asignar a las mezclas un MF promedio ponderado a base de % en peso. Esta alternativa sólo es útil cuando los ingredientes de la mezcla no reaccionan entre sí. (Ejemplo: un 20% de trietilaluminio (MF = 29) en hexano (MF = 16) deberá presentar un MF de $(20 \times 29) + (80 \times 16)/100 = 18,6$).

TABLA 1. GUIA PARA LA DETERMINACION DEL FACTOR MATERIAL

	² T_d °k	< 830	⁴ 830-935	³ 935-1010	1010-1080	> 1080
	PICO °C DTA/DSC	> 400	305-400	215-305	125-215	< 215
	NFPA 325M	$N_i = 0$	$N_i = 1$	$N_i = 2$	$N_i = 3$	$N_i = 4$
¹ NO COMBUSTIBLE	$N_i = 0$					
$T_d > 60^\circ\text{C}$	$N_i = 1$	4	14	24	29	40
$T_d > 37.8^\circ\text{C} < 60^\circ\text{C}$	$N_i = 2$	10	14	24	29	40
$T_d < 37.8^\circ\text{C}, T_e > 37.8^\circ\text{C}$	$N_i = 3$	16	16	24	29	40
$T_d < 37.8^\circ\text{C}, T_e > 37.8^\circ\text{C}$	$N_i = 4$	21	21	24	29	40
Polvo o vapor combustible						
ST-1		16	16	24	29	40
ST-2		21	21			
ST-3		24	24			
Sólidos combustibles						
⁵ Denso > 40mm espesor		4	14	24	29	40
⁶ Abierto < 40mm espesor		10	14	24	29	40
⁷ Espuma		16				
Espuma expandida		21				

- 1 No quema en aire cuando se expone a temperatura de 815.5°C (1500°F) durante un periodo de 5 minutos.
- 2 Adicionar 100° a T_a°K para los peróxidos antes de entrar en la tabla.
- 3 ARC (Calorímetro de Velocidad Acelerada), datos recomendados para T_a°K de 1000° o superiores) Los datos del ARC (ó ARD) deberían ser obtenidos y analizados con el fin de determinar la naturaleza práctica del riesgo y los mejores medios para enfrentarse a el. no unicamente para el N_i, los datos del ARC pueden generalmente ser traducidos al máximo grado de incremento de la temperatura adiabática para una gran cantidad de mezcla (es despreciable la masa del recipiente). Medios para realizar esto, se hallan en estudio.
- 4 Las gamas de T_a para cada zona N_i son asignadas arbitrariamente y están basadas en el trabajo de D.R. Stull y E.S. DeHaven. Se compararon ochenta compuestos, usados comunmente en la industria, utilizando datos termodinámicos y el N_i asignado por el NFPA entre 0 y 4. Fueron razonablemente exactos dentro de un ± 5% para cada una de las áreas indicadas.
- 5 Incluye madera, lingotes de magnesio y pilas de sólidos apretados.
- 6 Incluye materiales granulados rugosos tales como pastillas de plástico; almacenamientos en bastidores; materiales como el "Methocel" en sacos o silos; rollos de papel.
- 7 Incluye productos de caucho, tales como neumáticos, botas, etc.

FACTORES QUE CONTRIBUYEN AL RIESGO

Una vez elegido el MF apropiado, la siguiente etapa consiste en calcular el "Factor de Riesgo de la Unidad" y el IIE. Se consigue esto por recopilación de cada uno de los "Riesgos Contribuyentes", indicados en Riesgos Generales del Proceso y Riesgos Especiales de Proceso en la hoja de trabajo de IIE (Diagrama A).

Cada uno de los apartados indicados son considerados como factores que contribuyen al desarrollo de un incidente que puede causar un incendio o una explosión. No se puede aplicar cada apartado a una "Unidad de Proceso"; sin embargo, todos aquellos apartados que sean aplicables deben evaluarse y aplicar la penalización adecuada.

La hoja de trabajo del IIE contiene penalizaciones para algunos de los Riesgos Contribuyentes. Cuando no se indican penalizaciones es necesario referirse a la Figura o Tabla indicada para aplicar la penalización correcta.

RIESGOS GENERALES DEL PROCESO

Los items indicados en esta sección aumentan la magnitud de un incidente probable. Se aplican a cierto tipo de procesos, su disposición y las condiciones de drenaje y hay una sección para el manejo y almacenamiento de productos. Cada item deberá ser revisado en su relación con la unidad de proceso que se evalua y se le aplicará la penalización apropiada.

A. Reacciones exotérmicas

1. Las reacciones siguientes se penalizan con 0,30:
 - a) **Hidrogenación:** Adición de átomos de hidrógeno a un enlace doble o triple.
 - b) **Hidrólisis:** Reacción de un compuesto con agua, tal como la fabricación de ácidos sulfúricos o fosfórico a partir de sus óxidos (Epiclohidrina y agua requiere una penalización de 0,50).
 - c) **Isomerización:** Reagrupamiento de los átomos en una molécula orgánica, p. ej. cambio de una cadena lineal en una ramificada.
 - d) **Sulfonación:** Introducción de un radical SO₃H en una molécula orgánica mediante reacción con H₂SO₄.
 - e) **Neutralización:** Reacción entre un ácido y una base para dar una sal y agua.

2. Se penalizan con 0,50:
 - a) **Alquilación:** Adición de un grupo alquilo a un compuesto para formar varios compuestos orgánicos.
 - b) **Esterificación:** Reacción entre un ácido y un alcohol o un hidrocarburo insaturado. Cuando el ácido es un material que reacciona intensamente, aumentar la penalización a 0,75.
 - c) **Oxidación:** Combinación de oxígeno con algunas sustancias cuando la reacción se halla controlada y no da CO₂ y H₂O como productos de combustión. Cuando se usan agentes oxidantes intensos, tales como cloratos, ácido nítrico, ácido hipocloroso y sus sales, aumentar la penalización a 1,00.
 - d) **Polimerización:** Unión conjunta de moléculas para formar cadenas u otras uniones.
 - e) **Condensación:** Unión conjunta de dos o más moléculas orgánicas con desprendimiento de H₂O, HCl u otros compuestos.
3. Se penalizan con 1,00:
 - a) **Halogenación:** Introducción de átomos de halógenos (flour, cloro bromo o yodo) en una molécula orgánica.
4. Se penalizan con 1,25:
 - a) **Nitración:** Sustitución de un átomo de hidrógeno de un compuesto por un grupo nitro.

B. Reacciones endotérmicas

Todas las reacciones endotérmicas se penalizan con 0.20 excepto cuando la fuente de energía para sostener la reacción es proporcionada por la combustión de un sólido, líquido o gas, en cuyo caso la penalización es del 0,40. Son ejemplos de reacciones endotérmicas:

- a) **Calcinación:** Calentar un material para eliminar la humedad y otro material volátil.
- b) **Electrólisis:** Separación de iones mediante la corriente eléctrica.
- c) **Pirólisis o cracking:** Descomposición térmica de moléculas grandes por temperatura elevada, presión y un catalizador.

C. Manejo y transferencia de materiales

Esta sección cubre distintas funciones relacionadas con la formulación, la mezcla, carga, descarga y almacenamiento de materiales.

1. Carga y descarga de líquidos inflamables de Clase I (punto de inflamación inferior a 37,8° C (100° F) o gas licuado del petróleo. La penalización que se aplica a la conexión y desconexión de líneas de transferencia de camiones, vagones cisterna, barcasas y buques es de 0,50.
2. El uso de centrifugas y reacciones o mezclado discontinuo en recipientes semi-abiertos presenta una penalización de 0,50.
3. El almacenamiento en locales y patios cubre el almacenamiento de productos, en general, exceptuándose los combustibles y productos contenidos en tanques al aire libre, incluyendo el manejo y almacenamiento de materiales en bidones, cilindros, sacos de papel o plástico, cajas de cartón, láminas de espuma, carbón o madera, le corresponde una penalización de láminas de espuma, carbón o madera, le corresponde una penalización de 0,25 a 0,85 según lo indicado en la Tabla II.

Estas penalizaciones se aplican a causa de la exposición del manejo y potencialidad del incendio que puede producirse y sin tener en cuenta la cantidad presente.

D. Unidades de Procesos-Locales Cerrados

Las áreas donde se tratan líquidos y gases inflamables es preferible que sean construcciones ventiladas libremente y abiertas. También los colectores de polvo y filtros deben ubicarse en áreas abiertas, donde no tengan lugar otros procesos.

Se entiende por zona cerrada aquella área que contiene tres o cuatro lados sin aberturas en la base o sólo con aberturas en dos lados de un área cerrada por los cuatro lados. El requisito mínimo de ventilación para un área cerrada donde se manejan líquidos o gases inflamables es el que corresponde a seis renovaciones de aire por hora o bien 300 litros de aire por minuto y por aproximadamente cada m² de superficie del suelo (pie cúbico de aire por minuto por pie cuadrado de superficie).

Reconociéndose el alto grado de exposición que se produce en las áreas cerradas, se consideran necesarias las penalizaciones indicadas en la Tabla II.

E. Acceso

Se considera requisito mínimo para un área de operación que excede de 925 m² el acceso posible de equipos de emergencia al área de trabajo por dos lados al menos. Este requisito no será aplicable a un edificio dedicado a almacenamiento excepción hecha de que su área encerrada exceda los 2312 m².

TABLA II. RIESGOS GENERALES DEL PROCESO

A	REACCIONES EXOTERMICA	c) Combustibles sólidos identificados como de célula cerrada o densos (> 40 mm espesor) = 0.40 penalización.
1.	Hidrogenación, Hidrólisis, isomeración, Sulfonación y Neutralización = 0.30 penalización.	d) Líquidos combustibles Clase II = 0.25 penalización.
2.	Alquilación, Esterificación**, Oxidación*, Polimerización y Condensación = 0.50 penalización * En reacciones de oxidación que intervienen agentes oxidantes intensos como cloratos, ácido nítrico, ácido hipocloroso y sus sales, etc., la penalización aumenta a 1.00 ** Cuando el ácido es un material que reacciona intensamente, la penalización es de 0.75.	D. UNIDADES DE PROCESO EN LOCALES CERRADOS
3.	Halogenación = 1.00 penalización.	1. Filtros o colectores de polvo = 0.50
4.	Nitración = 1.25 penalización	2. Líquidos inflamables que estén a una temperatura superior al punto de inflamación (Flash Point) y por debajo del punto de ebullición = 0.30
B.	REACCIONES ENDOTERMICAS	3. Líquidos inflamables o L.P.G a una temperatura superior al punto de ebullición = 0.60
1.	Calcínación, Electrólisis, Pirólisis o Cracking = 0.20 penalización. (Cuando la fuente de energía es proporcionada por combustión de un sólido, líquido o gas, aumenta la penalización a 0.40).	4. Para cantidades superiores a 4.5 x 10 ³ (10 M libras) de items 2 ó 3, la penalización es 1.5 veces mayor a la indicada.
C.	MANEJO Y TRANSFERENCIA DE MATERIALES	E. ACCESO
1.	Carga y descarga de líquidos inflamables Clase I ó gases del petróleo (L.P.G.) = 0.50 penalización.	1. Penalización de 0.35 por acceso inadecuado
2.	Uso de centrifugas, reacciones discontinuas o mezclado discontinuo = 0.50 penalización.	F. DRENAJES
3.	Almacenamiento en almacenes y patios.	1. Penalización de 0.25 si el drenaje es dirigido hacia una piscina al efecto.
	a) Líquidos inflamables Clase I ó L.P.G ó gases inflamables = 0.85 penalización	2. Penalización de 0.50 si se usa un dique para retener el vertido alrededor de la unidad de proceso o el vertido puede quedar atrapado alrededor de las unidades de proceso
	b) Combustibles sólidos identificados como abiertos o espumados (< 40 mm espesor) = 0.65 penalización.	

F. Drenajes

Un inadecuado diseño de los drenajes ha sido un factor que ha contribuido a grandes pérdidas cuando se han producido vertidos de líquidos inflamables.

Se ha de considerar que el 75% de la máxima cantidad de líquidos inflamables envuelta en el proceso puede verse. Si esta cantidad, conjuntamente con el agua utilizada contra el incendio, puede quedar atrapada alrededor de zonas que rodeen la unidad de proceso, o si los canales de drenaje pueden transportar el líquido inflamable hacia los diques afectando a líneas de servicios generales u otras unidades de proceso, se aplica una penalización de 0,50.

La misma penalización podría aplicarse cuando se usa un diseño de dique para retener el vertido alrededor de la unidad de proceso. Cuando el diseño del dique dirige el vertido lejos de la unidad de proceso a una piscina al efecto, la penalización se reduce a 0,25.

RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO

Los items indicados en esta sección contribuyen a los incidentes que aumentan la probabilidad de un incendio o explosión. Cada item deberá ser revisado en relación a la evaluación de la unidad del proceso y se aplicará la penalización apropiada.

A. Temperatura del proceso

1. Si la temperatura del proceso o las condiciones de manejo son las del punto de inflamación del material o superior, se aplica una penalización de 0,30.
2. Si la temperatura del proceso o las condiciones de manejo son las del punto de ebullición del material o superiores, se aplica una penalización de 0,60.
3. Algunos materiales pueden entrar en ignición, sin llama o chispa, (autoignición), por contacto con superficies calientes o aire, (materiales pirofóricos). son ejemplos de materiales con temperatura de autoignición bajas, el disulfuro de carbono, el hexano y el fuel-oil. Como ejemplo de materiales pirofóricos se hallan los alquil-aluminio, el fósforo y el sodio. En todos estos casos se aplica una penalización de 0,75.

B. Presión Baja (Inferior a la atmósfera)

Se aplica a aquellos casos en que una entrada de aire dentro de un sistema puede causar un riesgo. Ello puede ocasionar el contacto del aire con materiales sensibles a la humedad o al oxígeno o bien a la formación de mezclas inflamables. La penalización se aplica cuando el equipo de proceso opera a presión inferior a la atmósfera, aunque sea momentáneamente como en el caso de la aspiración de un compresor. La penalización es de 0,50.

C. Operación en condiciones de inflamabilidad o cercanas a ella

Existen determinadas condiciones de operación que pueden producir el que una mezcla de aire entre en el sistema y produzca una mezcla inflamable y así crear un riesgo. En esta sección se trata de las siguientes condiciones:

1. Almacenaje en tanques de líquidos inflamables (Clase I) con entrada de aire en el interior del tanque durante el vaciado o enfriamiento súbito del tanque. Penalización de 0,50.
2. Procesos u operaciones que pueden hallarse en condiciones de inflamabilidad o cercanas a ella, sólo en caso de fallo de instrumentos o equipos o fallo de purgas. Penalización de 0,30.
3. Procesos u operaciones que por su propia naturaleza siempre se hallan en o cerca de las condiciones de inflamabilidad bien porque la operación de purga no puede practicarse o bien porque se ha decidido no realizar la purga. En la descarga de barcasas, camiones o vagones cisterna, si se usa la inertización, reducir la penalización a la mitad. la penalización es de 0,80.

D. Explosión de polvo

Es el tamaño de partícula de cualquier polvo el que determina su capacidad para permanecer en suspensión por más tiempo, así como la energía desarrollada en la ignición. En general, las partículas de polvo de tamaño superior a las 150 micras no desarrollan presiones superiores a 91,4 kg/cm² (1300 psi) por segundo. La penalización en esta sección se aplica a cualquier operación de manejo, trasvase, mezcla, trituración, ensacado, etc. de polvo. las penalizaciones varían de 0,25 a 2,00 según la Tabla III.

Todo polvo tiene una gama de tamaño de partículas y la penalización debe aplicarse en función del tamaño de malla que deje pasar el 25% de la muestra (p. ej., tamaño de partículas de las cuales el 75% del polvo es más grueso y el 25% es el más fino).

TABLA III. PENALIZACION POR EXPLOSION DE POLVO		
TAMAÑO PARTICULA EN MICRAS	TAMAÑO DE MALLA TYLER	PENALIZACION*
> 175	60 - 80	0,25
150 - 175	80 - 100	0,50
100 - 150	100 - 150	0,75
75 - 100	150 - 200	1,25
< 74	> 200	6

* Usar la mitad de la penalización indicada si el polvo se maneja en un gas inerte

E. Presión de alivio (tarado) - Figura 2

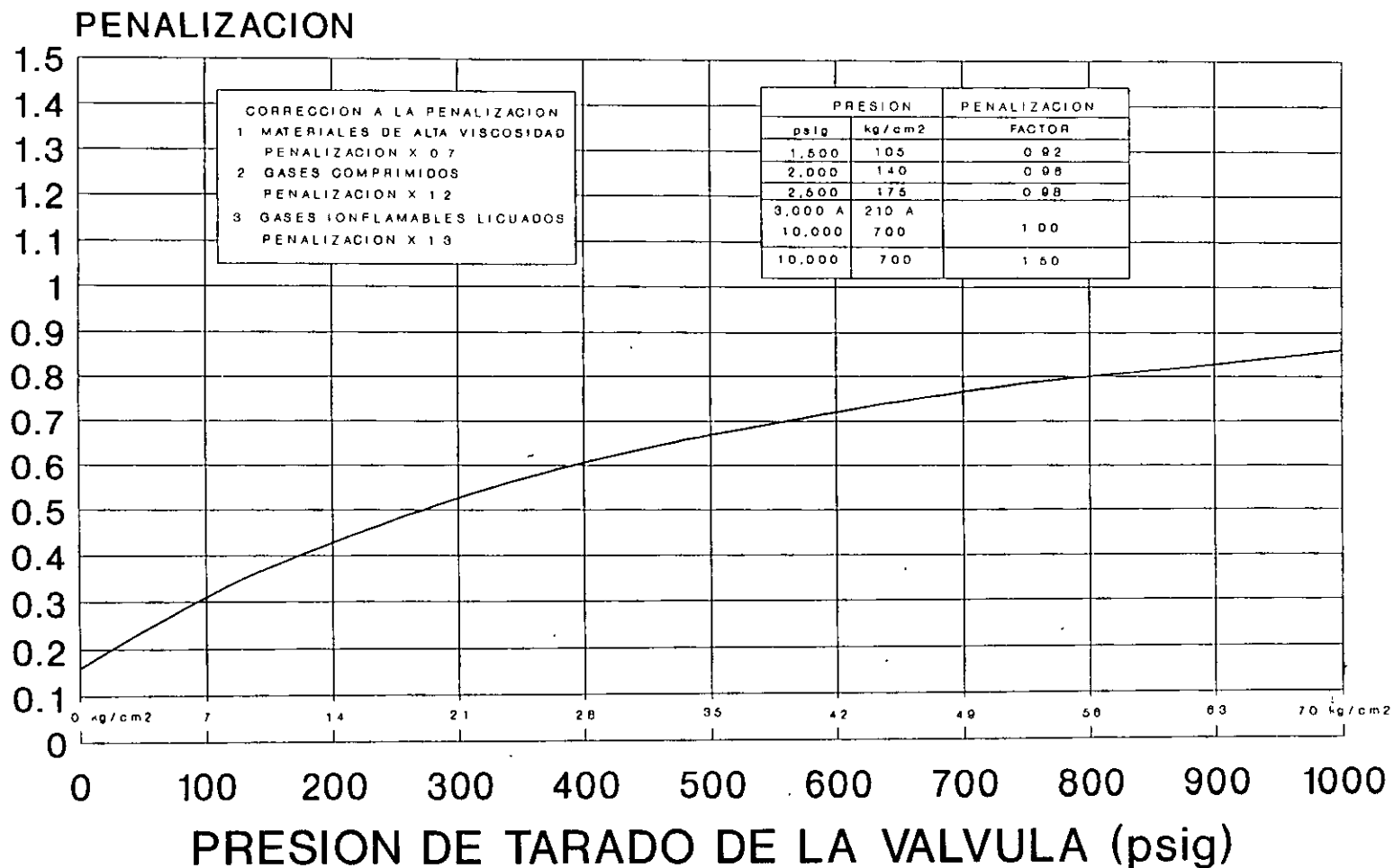
Cuando se opera a presión superior a la atmosférica debe penalizarse para compensar la exposición en función del incremento de presión. Los sistemas con presiones superiores a 210 kg/cm² (3000 psig) se hallan fuera de la gama de los códigos de normas (Código ASME para recipientes a presión sin hogar, Sección VII, División 1) y deben usarse en el diseño de bridas, juntas de anillo de lentes, puntas o retenes cónicos o cierres equivalentes.

El peligro proviene de una descarga importante de líquido o gas que pueda producirse. (Las penalizaciones no son aplicables a las operaciones de moldeo extrusión).

Para determinar el coeficiente de penalización en la Fig. 2, se parte de la presión de tarado de los discos de ruptura o válvulas de alivio. Emplear la presión real para los sistemas con aceite hidráulico. La curva de penalización de la presión de trabajo es aplicable para líquidos inflamables y combustibles (punto de inflamabilidad inferior a 60°C, (140°F)), y para otros materiales se ha de corregir como se indica a continuación:

1. Para materiales altamente viscosos tales como alquitranes, betunes, lubricantes pesados o aceites hidráulicos y asfaltos, multiplicar la penalización por 0,70.
2. Para gases comprimidos, multiplicar la penalización por 1,2.
3. Para gases licuados inflamables (aquellos materiales con presión absoluta de vapor 2,4 kg/cm²; (40 psi) o superiores a temperaturas de 37,8°C (100°F), multiplicar la penalización por 1,3.

FIGURA 2.- PRESION DE TARADO DE LA VALVULA DE SEGURIDAD PARA LIQUIDOS INFLAMABLES O COMBUSTIBLES



F. Baja temperatura

El propósito de esta clasificación es tener en cuenta la posible fragilidad del acero al carbono cuando se opera a la temperatura de transición o inferior. Los ensayos han mostrado que mientras no se opere a temperaturas inferiores a la de transición no es necesaria penalización alguna. Se aplican las siguientes penalizaciones:

1. Para procesos que utilizan construcciones de acero al carbono que operan entre 10 y 29°C (560 y -20°F) la penalización es de 0,30.
2. Cuando el acero al carbono se usa a menos de -29°C (-20°F) la penalización es de 0,50.
3. Para otros materiales distintos al acero al carbono cuando la temperatura de trabajo es igual o inferior a la temperatura de transición, emplear una penalización de 0,20.

G. Cantidad de material inflamable

Esta sección valora la exposición adicional de un área cuando aumentan las cantidades de materiales inflamables. Se consideran tres categorías en esta sección y cada una se evaluará mediante una curva de penalización separada.

1. Líquidos o gases en proceso - Figura 3

Esta categoría se aplica a líquidos inflamables o combustibles (punto de inflamación inferior a 60° (140°F), gases licuados o gases utilizados en varias fases del proceso. Se incluyen bombeo en tanques de espera, destilación, purificación, reacción, etc.

Usar la mayor de las cantidades: La cantidad de material en la unidad de proceso que se evalúa o la cantidad de material en una unidad conectada.

Cuando las válvulas de cierre y apertura pueden accionarse desde un lugar remoto se permitirá la reducción de la exposición a la 1/2 del volumen total.

Para obtener la penalización se multiplican los kilos de materiales por HC (en Megacalorías/Kg) y se obtienen las Megacalorías x 10⁵ totales. Usar la Figura 3, buscar las Megacalorías x 10⁵ y obtener la penalización en el punto de intersección con la curva.

Los líquidos combustibles con puntos de inflamación superiores a 60°C (140°F) también presentan una penalización cuando el proceso se realiza a temperatura superior al punto de inflamación del material.

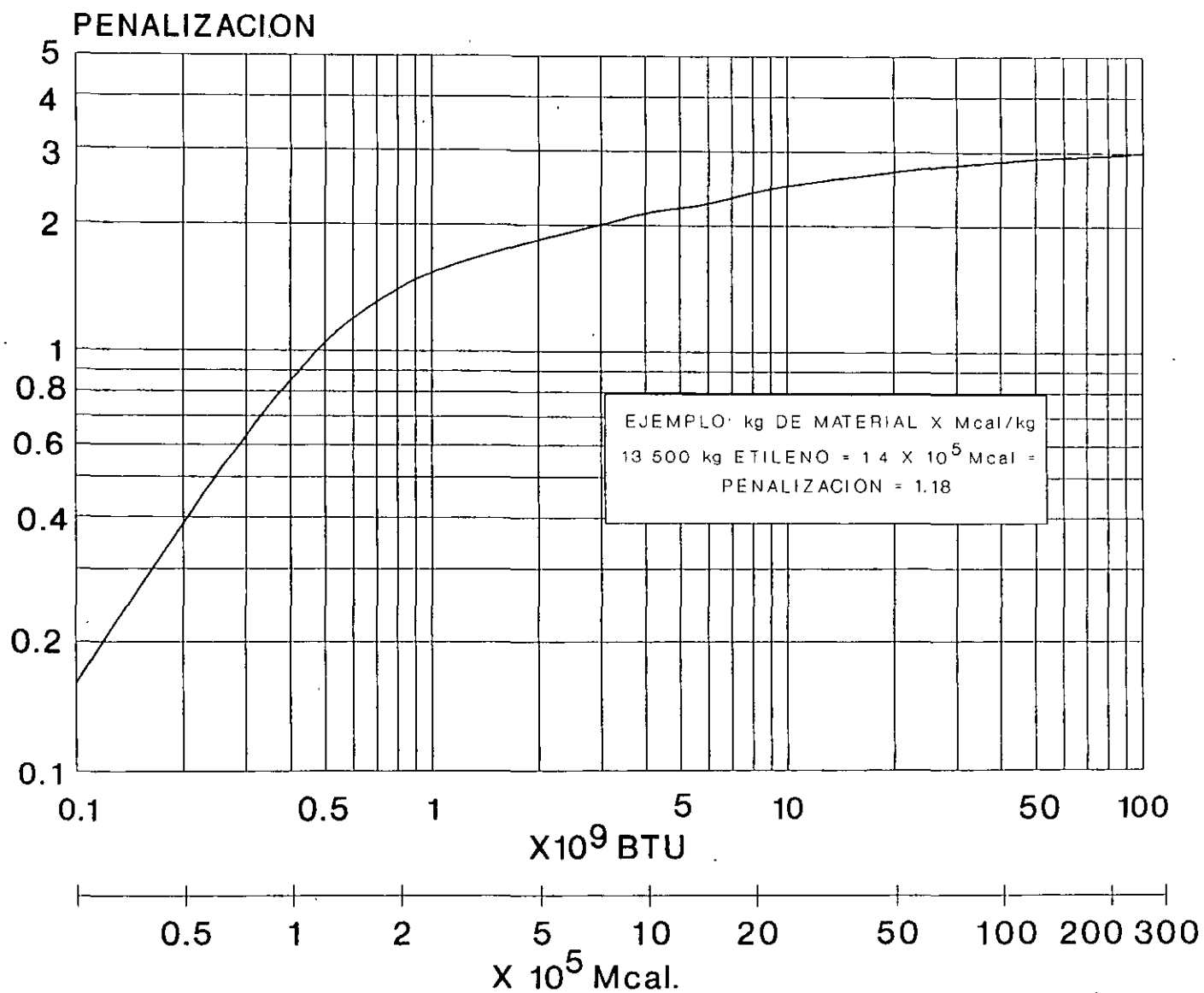
Los materiales inestables deben evaluarse por su calor de descomposición. Debe usarse seis veces el valor de la energía de descomposición en Megacalorías/Kg y multiplicar por los KG para obtener las Megacalorías x 10⁵ y entrar en Figura 3 (Hd puede calcularse: $Hd = (T_c - 300) \times 0,70$).

2. Líquidos o gases en almacenamiento - Figura 4

Esta sección reconoce un nivel de peligro más bajo para líquidos inflamables y combustibles (punto de inflamación inferior a 60°C (140°F), gases licuados o gases almacenados. Esto se aplica a zonas de almacenamiento al aire libre en tanques que contienen combustibles, depósitos de materia prima en bidones o tanques y materiales en recipientes portátiles.

La penalización se basa sobre el total de Megacalorías en un solo recipiente de almacenamiento, con excepción del caso de recipientes, (bidones) en el que se aplica la cantidad total de material almacenado en todos los bidones.

FIGURA 3.- LIQUIDOS O GASES EN PROCESO



Los materiales inestables deberán evaluarse según su calor de descomposición. Usar el mismo método de cálculo indicado en el apartado G. 1. y luego emplear la curva "A" en la Figura 4.

Cuando hay más de un recipiente en un área de dique común que no desagüe en una balsa al efecto, usar las Megacalorías de todos los tanques para obtener la penalización a partir de la curva de la Fig. 4 (Ver ejemplo abajo).

Ejemplo:

330,2 Mkg de estireno, 330.2 Mkg de dietil-benceno y
272 Mkg de acrilonitrilo, almacenados en tres tanques
en un dique común:

$$330,2 \times 9,7 \times 10^3 = 32 \times 10^5 \text{ Mcal.}$$

$$330,2 \times 10,05 \times 10^3 = 33 \times 10^5 \text{ Mcal.}$$

$$272,2 \times 7.6 \times 10^3 = 10 \times 10^5 \text{ Mcal.}$$

$$\text{Mcal Total} = 85 \times 10^5$$

Usando la curva B para estireno y acrilonitrilo la penalización es de 1,00

3. Sólidos combustibles en almacenamiento - Figura 5

En esta categoría se trata de la penalización requerida para el almacenamiento de distintas cantidades de varios tipos de sólidos. La densidad y facilidad de ignición, así como la capacidad para mantener y propagar la llama son las medidas usadas en la curva de penalización.

Para determinar la penalización se toma el número total de kilos del material almacenado en un almacén que se halle dentro de un área con una cortina contra el fuego, una pared corta-fuego o bien dentro de toda el área de almacenamiento cuando no existen cortinas o paredes contra el fuego. Si el material tiene una densidad inferior a 0,16 g/cm³ usar la curva "A" de la Fig. 5; si esta densidad es superior usar la curva "B".

A las cajas de espuma expandida o de cartón en cubiertas de poliestireno, del ejemplo, corresponde una penalización de 1,60; 35, 3 x 8,49 M - 29.99.10⁵ Kg; de la curva A = 1,60; a las pastillas de poliestireno en sacos corresponde una penalización de 0,90; 449,3 x 8,94 M = 38,1.10⁵ Kg; de la curva B = 0,90. En los materiales inestables (N, de 2 ó más) la evaluación debe tener en cuenta el valor de la energía de descomposición. Usar 6 veces el peso antes de usar la curva "A" de la Fig. 5.

Ejemplo:

Un área de 1858 m² (20 M pies²) con una altura de almacenamiento de 4,57 m (15 pies) conteniendo 8,495 m³ (300 M pies³) de almacenamiento. Si se almacena en esta área cajas de espuma expandida o cartón en cubetas de poliestireno con una densidad media de 35,3 Kg/m³ (2,2 lb/pie³) la densidad de combustible en términos de Kg/m³ es muy inferior a la de las pastillas de polietileno o polvo de "Methocel" en sacos, que presentan una densidad promedio de 449,3 kg/m³ (28 lb/pie³). Sin embargo las cajas de espuma expandida o cartón en cubiertas de poliestireno arden más fácilmente y mantendrán la llama más fácilmente que el material denso de los sacos.

FIGURA 4.- LIQUIDOS O GASES EN ALMACENAMIENTO

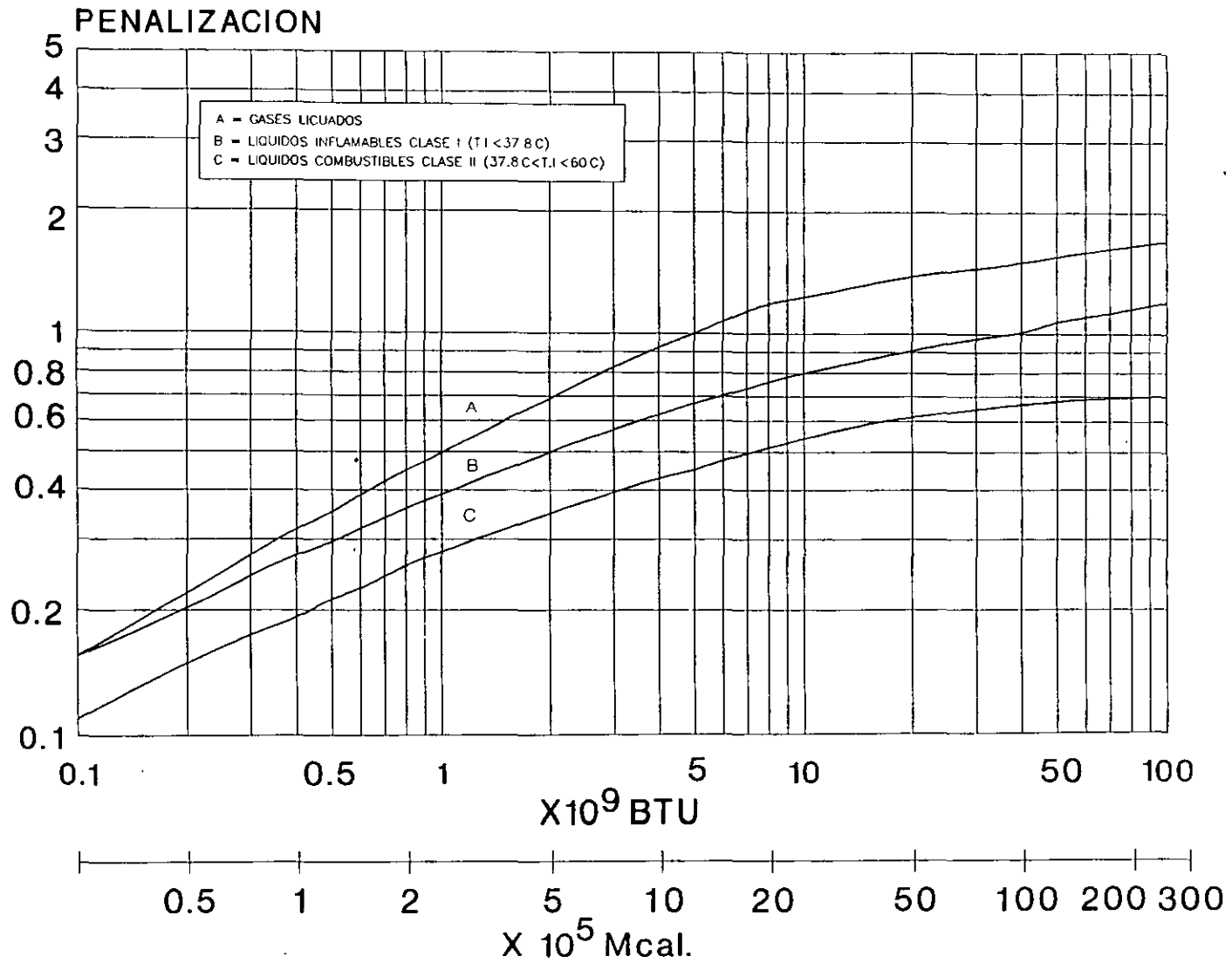
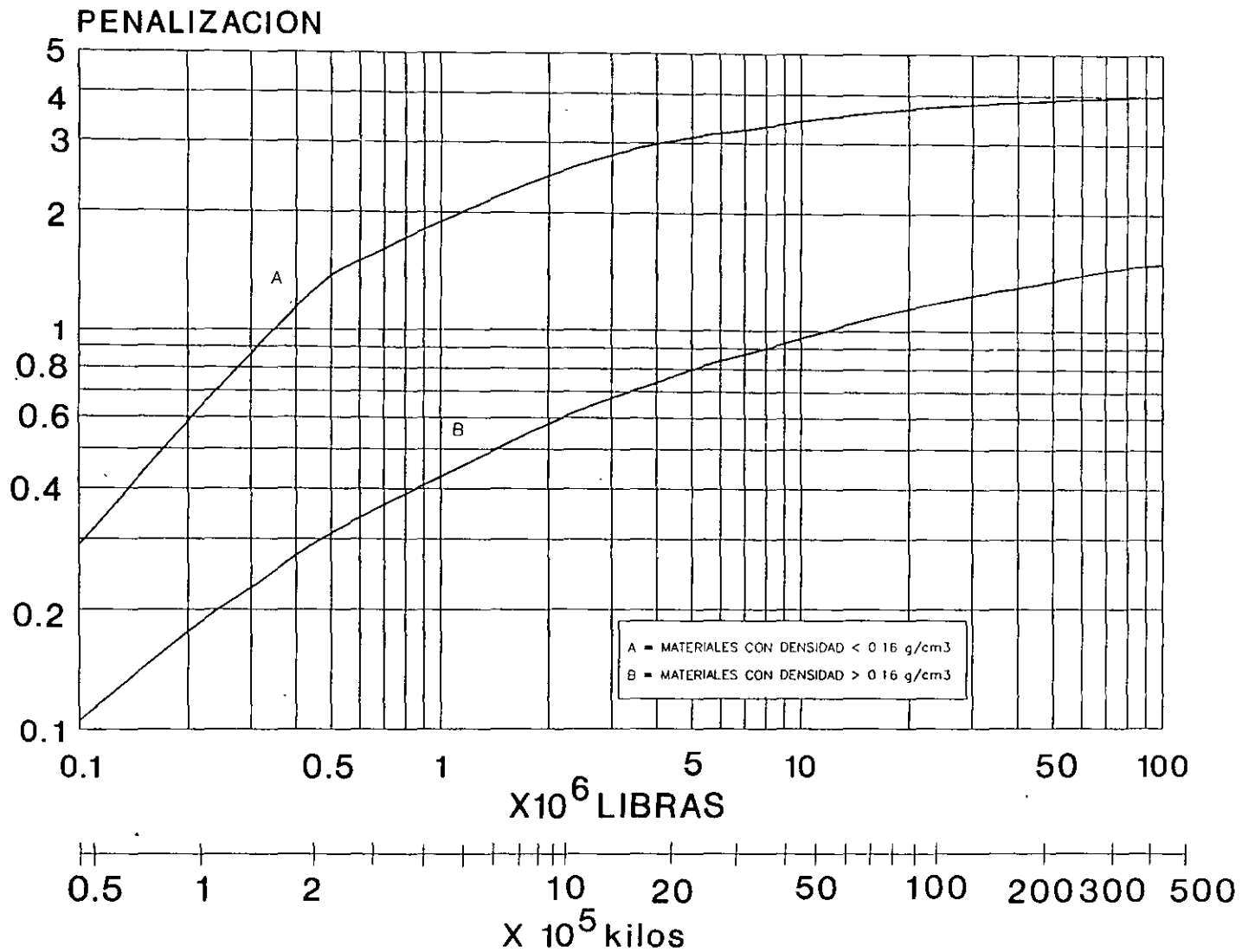


FIGURA 5.- COMBUSTIBLES SOLIDOS EN ALMACENAMIENTO



H. Corrosión y erosión

Estos factores deben ser evaluados tanto para la corrosión interna como externa. algunos aspectos que deben considerarse son influencia de impurezas menores en los fluidos de los procesos sobre la corrosión; la corrosión externa por resquebrajamiento de la pintura; la exposición de los recubrimientos resistentes, (plásticos, ladrillo, etc). por agrietamiento en uniones, empalmes o poros. Se aplican las siguientes penalizaciones:

1. Velocidad de corrosión inferior a 0,5 mm/año con riesgo de picadura o erosión local = 0,10.
2. Velocidad de corrosión entre 0,5 mm y 1 mm/año = 0,20
3. Velocidad de corrosión superior a 1 mm/año = 0,50
4. Riesgo de producirse rotura a causa de corrosión por tensión = 0,75

J. Fugas - uniones y empaquetaduras

Las juntas, el sellado de las uniones o ejes y las empaquetaduras pueden ser una fuente de fugas, principalmente cuando se producen ciclos térmicos y de presión. Se ha de elegir un factor de penalización de acuerdo al diseño y materiales elegidos, según se indica a continuación, que oscilará entre 0,10 a 1,50.

1. La bomba y los prensaestopas que pueden dar lugar a fugas de pequeña importancia: Penalización de 0,10
2. Todos aquellos procesos que normalmente producen problemas de fugas en bombas, compresores y uniones con bridas: Penalización de 0,30
3. Aquellos procesos en que los fluidos por su naturaleza son penetrantes dispersiones abrasivas que causan continuos problemas de estanqueidad: Penalización de 0,40
4. Ventanillas de observación, dispositivos de fuelles y juntas de dilatación: Penalización de 1,50.

K. Uso de calentadores con fuego directo - Figura 6

La existencia de equipos con fuego directo en una planta de procesos añade una exposición suplementaria a la probabilidad de ignición ante fugas de vapores inflamables. La fuga de un líquido inflamable por encima de su punto de inflamación (A-1 en el gráfico), proporciona una mezcla de vapor-aire con un potencial inicial de cierta consideración. La cantidad liberada, las condiciones de la temperatura ambiente en el momento de la liberación, la dirección del viento su velocidad, así como la distancia del equipo de calefacción son el conjunto de factores que determinan la probabilidad de ignición. Si el material inflamable se libera a temperatura superior al punto de ebullición (A-2, en la figura) se aumenta la probabilidad de ignición.

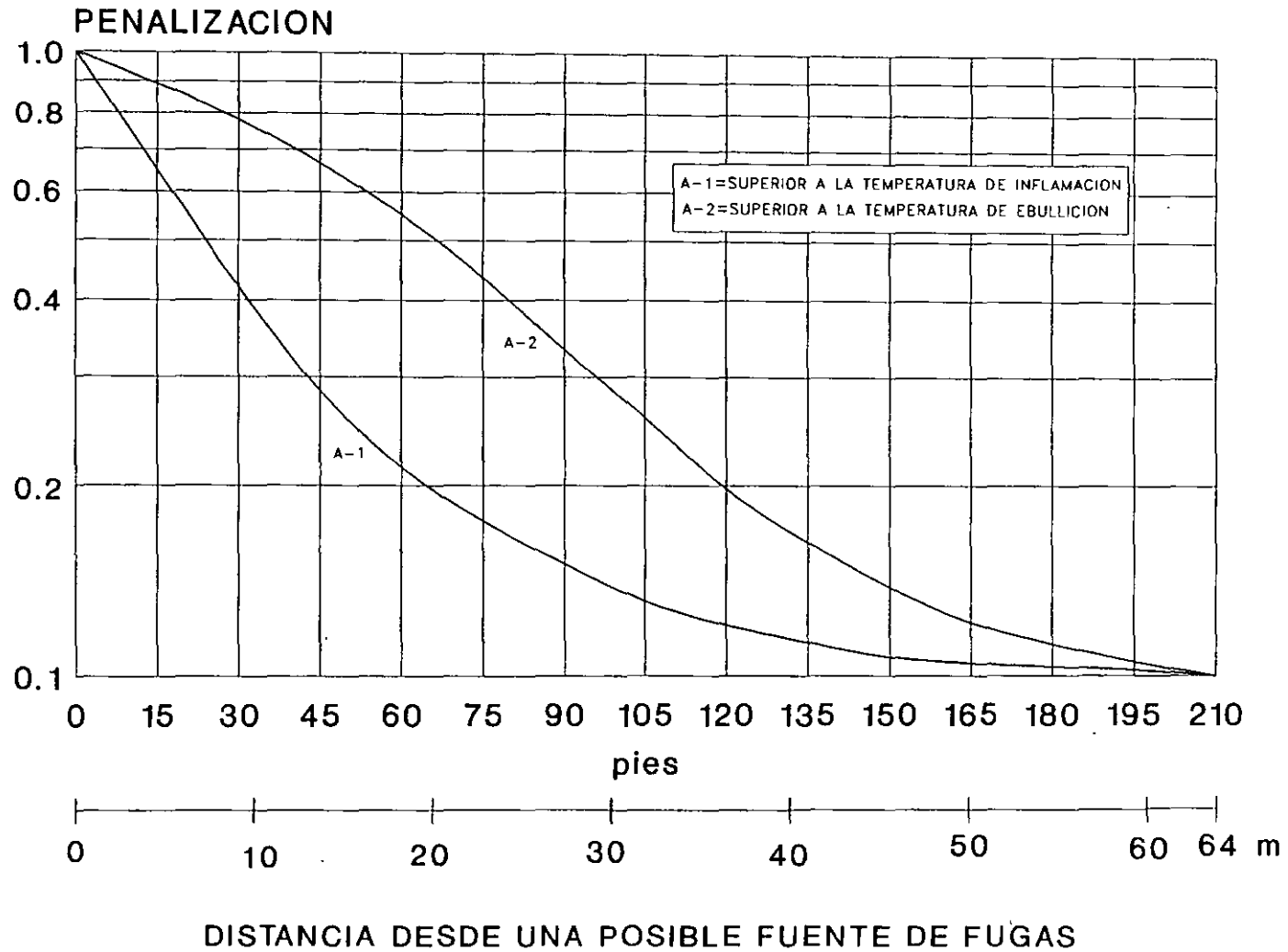
La penalización se determina usando la curva apropiada de la Figura 6 (A-1 ó A-2), la cual valora las condiciones de temperatura del proceso, y la distancia de una fuente de fuga potencial, (bombas, filtros, conexiones de bridas, puntos de muestreo, etc) hasta el equipo de calefacción.

El equipo de calefacción con fuego directo diseñado con el tipo de "quemador de presión" requiere sólo el 50% de la penalización aplicable a un diseño de quemador normal, suponiendo que la entrada de aire se halle a 3 m (10 pies) o más por encima del suelo y esté alejada de vertidos por la parte superior.

L. Sistemas de intercambio térmico con aceite caliente

Los sistemas de transferencia de calor que usan un combustible líquido como medio de intercambio térmico presentan un riesgo de incendio adicional cuando se opera a temperatura superior al punto de inflamación del combustible. En algunos procesos el mayor riesgo de incendio puede ser debido al sistema de transferencia de calor.

FIGURA 6.- PENALIZACION POR
CALENTAMIENTO POR FUEGO (LOCALIZADO
EN LA PLANTA DE PROCESO)



Para calcular el factor de penalización se ponderan principalmente dos condiciones: La cantidad de fluido de intercambio térmico en el sistema y la temperatura de operación.

La parte del sistema que se puede clasificar como de almacenamiento no se usa en la determinación de la cantidad, excepto cuando se halla colindante con la unidad de proceso que se evalúa. Las penalizaciones oscilan entre 0,15 a 1,15. Ver Tabla IV .

La parte del sistema que no se alimenta automáticamente se clasifica como de almacenamiento.

TABLA IV. PENALIZACION PARA SISTEMAS DE INTERCAMBIO TERMICO CON ACEITE CALIENTE		
CANTIDAD (LITROS)	POR ENCIMA DEL PUNTO DE INFLAMACION	A LA T° DE EBULLICION O SUPERIOR
< 19 M	0,15	0,25
19 - 38 M	0,30	0,45
38 - 95 M	0,50	0,75
> 95 M	0,75	0,15

M. Equipos en rotación - Bombas, compresores

Esta sección valora la exposición al riesgo de un área de proceso donde se utilizan grandes unidades de equipos en rotación.

No se ha desarrollado fórmula alguna para evaluar todos los diferentes tipos y tamaños de esta categoría de equipos; sin embargo, existe evidencia estadística que indica, que las bombas y compresores más allá de cierto tamaño contribuyen con mayor probabilidad a ser un factor de incidente con pérdidas.

Se aplica una penalización de 0,50 a aquellas unidades de proceso que forman parte o utilizan una bomba más de 75 H.P. o un compresor de 600 H.P. o más.

DETERMINACION DEL FACTOR DEL RIESGO DE LA UNIDAD

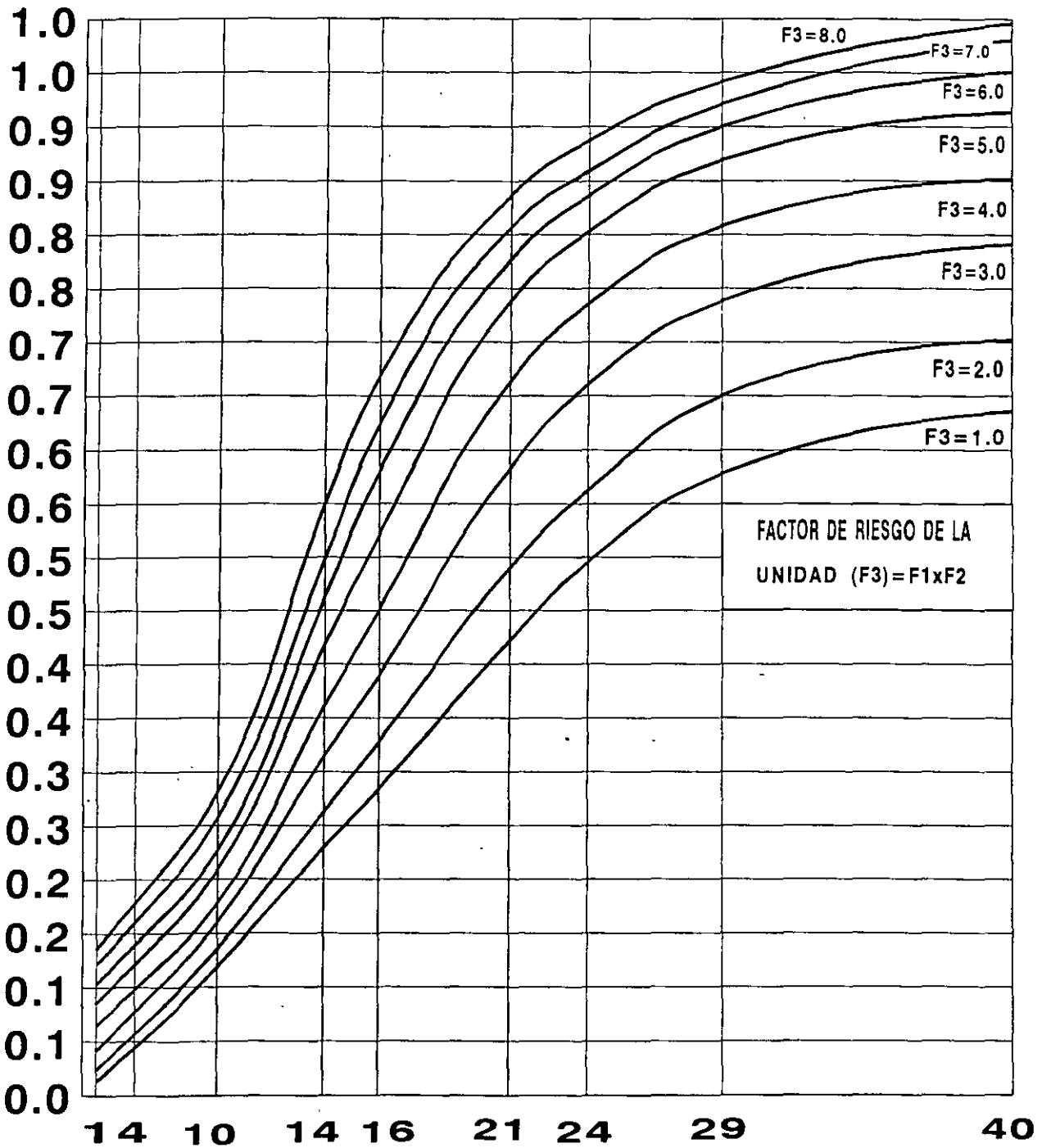
El factor del Riesgo de la Unidad (F_3) es el producto de la suma de todas las penalizaciones + el Factor Base de 1,00 en los Riesgos Generales de Proceso y todas las penalizaciones + el Factor Base de 1,00 en los Riesgos Especiales del Proceso que han sido aplicados. F_3 es simplemente el producto del Factor General del Proceso (F_1) y el Factor Especial del Proceso (F_2).

El Factor de Riesgo de la Unidad (F_3) presenta una gama lógica de 1 a 8 y es una medida de la magnitud del deterioro probable relativo debido a la exposición combinada de los varios factores contribuyentes usados en el cálculo, de la Unidad de Procesos. Esta magnitud del deterioro probable relativo debido a la exposición, se determina según la Figura 7 y se identifica como el **Factor de Daño**.

A medida que el factor material (MF) aumenta y el Factor de Riesgo de la Unidad (F_3) se incrementa, también el Factor de Daño aumenta de 0,1 a 1,00. Por ejemplo dos "Unidades de Proceso" "A" y "B" pueden presentar un Factor de Riesgos de la Unidad (F_3) de 4,0. La unidad "A" tiene un MF de 16 y la unidad "B" un MF de 24. Usando la Fig. 7, se determina que el Factor de Daño para la unidad "A" es 0,45 y para la unidad "B" de 0,74.

FIGURA 7.- FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD

FACTOR DE DAÑO



FACTOR DE MATERIAL (MF)

El Factor de Riesgo de la Unidad (F_3) pasa a ser una medida del Factor de Daño y representa los efectos totales del fuego, más los daños de explosión resultante de la liberación de energía de un combustible o de una substancia reactiva, causada por varios factores contribuyentes asociados con la Unidad de Proceso. El otro uso importante del Factor de Riesgo de la Unidad (F_3) es determinar el IIE. Este se obtiene por el producto del Factor de Riesgo de la Unidad (F_3) y el Factor Material (MF). Del ejemplo anterior se determina que la unidad "A" tiene un IIE de 64 (4×16) y la unidad "B" un IIE de 96 (4×24).

Aunque ambas unidades de proceso tienen el mismo Factor de Riesgo de la Unidad (F_3) de 4, la medida final de su probable exposición a pérdidas ha de incluir el riesgo del material que se trata o maneja.

DETERMINACION DEL INDICE DE INCENDIO Y EXPLOSION

El cálculo del índice de incendio y explosión es un procedimiento para la medida del deterioro probable que puede producirse en una planta de proceso. Los varios factores que contribuyen, tales como el tipo de reacción, temperatura del proceso, presión, cantidad de combustible, indican la magnitud y probabilidad de una liberación de combustible o energía debida a fallos de control, fallos o vibración de los equipos o a otra fatiga por tensión.

Los efectos de un incendio/o explosión de una mezcla combustible/aire posteriores a un escape e ignición se clasifican en los causados por: a) la onda explosiva o deflagración; b) exposición al fuego producido por el escape inicial; c) otras fugas de combustibles secundarios. Los efectos secundarios son más significativos al aumentar el Factor Riesgo de la Unidad y el Factor Material. En la Figura 8 el Índice de Incendio y Explosión (que es el producto del Factor de Riesgo de la Unidad por el Factor Material), se relaciona con el radio de exposición. Este representa el área probable de exposición que se hallará envuelta como resultado de los efectos combinados del Factor de Riesgo de la Unidad y el Factor Material especificado.

El efecto real del IIE sobre la evaluación final puede verse en los ejemplos usados en la sección anterior "Determinación del Factor de Riesgo de la Unidad", como se indica a continuación:

Unidad de Procesos "A"

Factor de Riesgo de la Unidad = 4,0
 Factor Material = 16
 Factor de Daño = 0,45
 IIE = 64
 Radio de Exposición = 17 m (55 pies)

Unidad de Proceso "B"

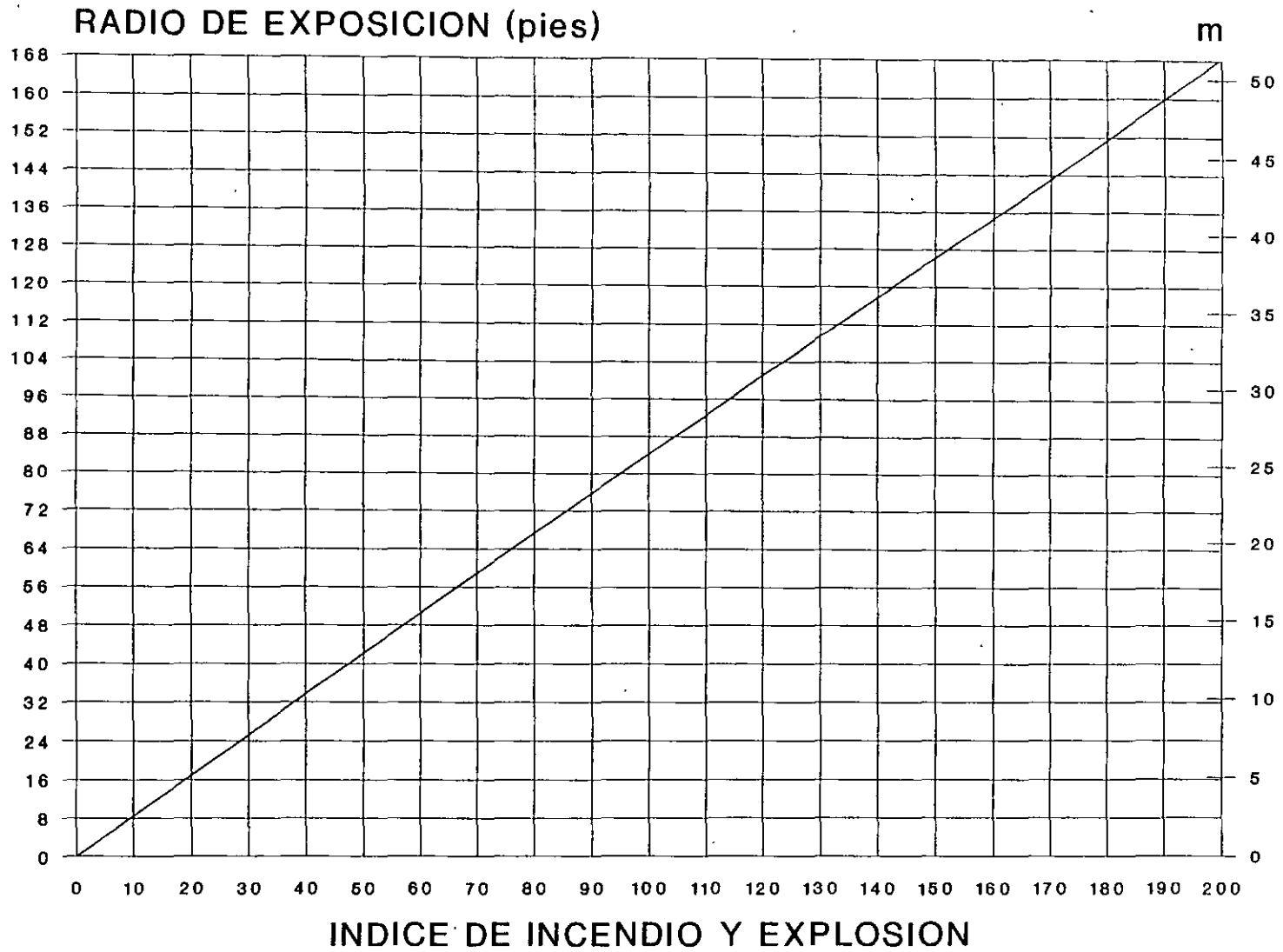
Factor de Riesgo de la Unidad = 4,0
 Factor Material = 24
 Factor de Daño = 0,74
 IIE = 96
 Radio de Exposición = 24m (80 pies)

Las condiciones en la Unidad de Proceso "A" presentan un 45% de probabilidad de daño a 883 m² (9503 pies²) de área alrededor. Las condiciones de la Unidad de Proceso "B" presentan una probabilidad de daño del 74% a un área de 1868 m² (20.106 pies²).

Si la Unidad de Proceso "B" tuviera un factor de riesgo de la unidad de 2,7 en vez de 4,0, el IIE sería el mismo que la Unidad de Proceso "A". Sin embargo el Factor de Daño sería del 64% (basado sobre el MF de 24) para la Unidad de Proceso "B" en comparación con la Unidad de Proceso "A" con un Factor de Daño del 45% (basado sobre el MF de 16).

Es evidente que un incidente de incendio y/o explosión no se difunde en un círculo perfecto ni produce igual daño en todas las direcciones. Esto puede ser debido a la posición del equipo, dirección del viento y la ubicación del drenaje. Es posible calcular el área afectada como el radio de un círculo que con un espesor de 8 cm tenga un volumen que equivalga al del líquido inflamable derramado y el radio de sobrepresión de varias mezclas aire-vapor. Se han incorporado estos dos tipos de exposición al índice de IIE y se representa en la Figura 8, como el Radio del Area expuesta al riesgo, o área de exposición.

FIGURA 8.- AREA DE EXPOSICION



El índice de IIE de una Unidad de Proceso determina un **área expuesta** que indica que partes del equipo podrían ser expuestas a una explosión o incendio de aire combustible, producida por la Unidad de Proceso que está evaluando.

El valor del equipo existente en esta área multiplicado por el Factor de Daño proporciona el Daño Máximo Probable de la Propiedad "Básico".

DAÑO BASICO MAXIMO PROBABLE DE LA PROPIEDAD

El "MPPD Básico" se obtiene a partir del valor de sustitución del equipo dentro del área de exposición.

Valor de sustitución = Costo original x 0,82 x Factor Inflación de escala. El 0,82 es un valor de origen estadístico para los elementos no sometidos a pérdidas o sustitución, tales como preparación del lugar, carreteras, líneas subterráneas y cimientos, ingeniería, etc.

Los valores se pueden obtener a partir de los archivos contables reales o de la estimación del costo de equipos y construcciones dentro del radio de exposición. En general, la Unidad de Proceso con el IIE más alto representará el MPPD Básico mayor. Sin embargo, tal como se ha indicado en los ejemplos de la sección anterior podrían haber dos unidades de proceso con el mismo IIE y con distinto Factor de Daño debido a un Factor Material diferente.

Resulta necesario evaluar el Factor de Riesgo de la Unidad, el Factor Material, el Factor de Daño y el IIE de cada Unidad de proceso seleccionada, así como su posición en relación al equipo que le rodea para alcanzar el MPPD Básico más elevado.

A continuación se indican algunas excepciones referentes al área expuesta obtenida a partir del IIE, para obtener el MPPD Básico.

1. Un edificio de una o más plantas que contenga una Unidad de Proceso, se considera como una única área expuesta excepto cuando haya un muro cortafuego separando una parte del edificio de la otra, a menos que el MF usado sea 24 ó superior.
2. Un edificio de varias plantas cuyos forjados sean resistentes al fuego podría dividirse en niveles independientes para las áreas de exposición.
3. Si un edificio tiene sus paredes resistentes al fuego, puede considerarse excluido del área expuesta. Sin embargo, cuando el MF sea 24 o superior, no debe aceptarse una pared resistente al fuego como barrera.
4. Las paredes resistentes a la explosión se consideran adecuadas para delimitar el área expuesta.

Cuando se calcula el MPPD Básico es necesario usar el valor de las existencias de productos junto con el valor del equipo. Para tanques de almacenamiento usar el 80% de la capacidad; para almacenes usar el 70% de la capacidad diseñada; para columnas, torres, bombas, reactores, etc., usar la cantidad de producto en flujo o el de la fuente de suministro, (debe escogerse el valor mayor entre ambos).

FACTORES DE BONIFICACION PARA EL CONTROL DE PERDIDAS

Hay ciertas medidas básicas para el diseño de seguridad que se siguen en el diseño de cualquier edificio o instalación. Estas incluyen el cumplimiento de distintas normas, tales como los requisitos ASME, NEC, ASTM, ANSI y los reglamentos locales de edificación. Algunos de estos requisitos se han indicado en el Apéndice B.

Además de los requisitos básicos de diseño, hay ciertas medidas adicionales que pueden usarse: 1) minimizar la exposición en un área en la que tiene lugar un incidente; 2) reducir la probabilidad y magnitud de un incidente.

Existen tres clases de medidas para el Control de Pérdidas a las que se les ha asignado factores de bonificación que pueden usarse para reducir el "MPPD Básico" hasta un "MPPD Efectivo": Control del proceso (C_1), Aislamiento de Materiales (C_2), Protección contra el fuego (C_3). El producto de todos los factores en cada clase representa el factor de bonificación para esta clase. El producto del factor de bonificación para las tres clases ($C_1 \times C_2 \times C_3$) se convierte entonces en un factor de bonificación efectivo mediante la Figura 9 y se utiliza para reproducir el "MPPD Básico" hasta un MPPD Efectivo".

Las características del Control de Pérdidas deberán ser elegidas según la contribución que realmente tengan en la reducción o control del peligro que se evalúa. La finalidad de un análisis de riesgos no es una selección de características de bonificación meramente para la acumulación de bonificaciones.

En la Tabla V se indican las características del Control de Pérdidas conjuntamente con una breve explicación.

TABLA V - FACTORES DE BONIFICACION PARA EL CONTROL DE PERDIDAS

1. Control de proceso (C_1)

- a) **Energía de emergencia = 0,97**
Provisión de energía de emergencia para los servicios esenciales (aire para los instrumentos, instrumentos de control, agitadores, bombas, etc.), con conmutación automática de régimen.
- b) **Refrigeración = 0,95 a 0,98**
Para aquellos sistemas de refrigeración diseñados para ser capaces de mantener una refrigeración normal de 10 minutos durante una condición anormal, usar un factor de 0,98. Si el diseño proporciona el 50% de los requisitos durante 10 minutos, usar 0,95.
- c) **Control de explosiones = 0,75 a 0,96**
Para los sistemas de supresión de explosiones instalados en equipos que manejen polvo o vapor, usar un factor de 0,75. Con sistemas de alivio de sobrepresión o de venteo de explosiones diseñados para proteger el equipo de posibles condiciones anormales puede usarse un factor de 0,96.
- d) **Parada de emergencia = 0,94 a 0,98**
Para un sistema redundante que se activa por dos de tres condiciones anormales e inicia una secuencia de parada, usar 0,96. Para equipos rotativos críticos, tales como compresores, turbinas, ventiladores, etc., que se hallen provistos con un equipo de detección de vibraciones, usar un factor de 0,98 si sólo hay alarma y factor de 0,94 si es capaz de desencadenar la parada.
- e) **Control mediante ordenador = 0,89 a 0,98**
Cuando las funciones del ordenador representan una ayuda para los operarios y no controlan directamente las operaciones clave o bien cuando la instalación frecuentemente se manda sin el ordenador, usar el factor de 0,98. Cuando se mande el ordenador con seguridad positiva y con posibilidad de mando directo, se usará el factor de 0,95. Si se emplea una cualquiera de las siguientes opciones, el factor que se usará será el producto de 0,95 por el factor correspondiente a cada opción:
 - 1. Entradas con campo crítico redundante - 0,94
 - 2. Capacidad de impedir salidas críticas - 0,94
 - 3. Capacidad de refuerzo del sistema de mando - 0,94
- f) **Gas inerte = 0,98 a 0,94**
Cuando el equipo que contiene vapores inflamables se halla protegido con gas inerte, usar factor de 0,94. Para sistemas de gas inerte con una capacidad adecuada para purgar toda la unidad si fuera necesario, usar un factor de 0,90.

FIGURA 10.- MAXIMOS DIAS PROBABLES PERDIDOS (MPDO)

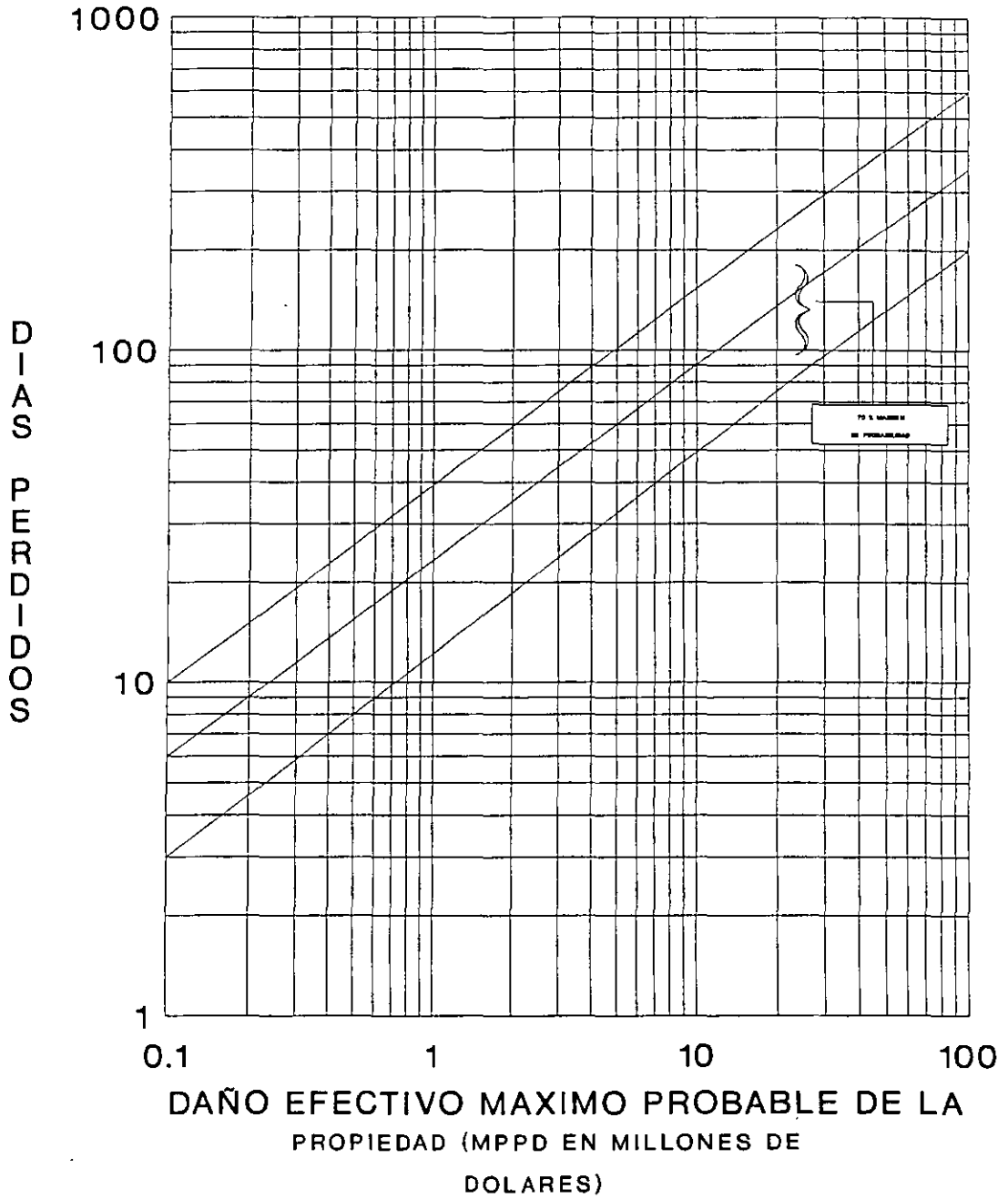
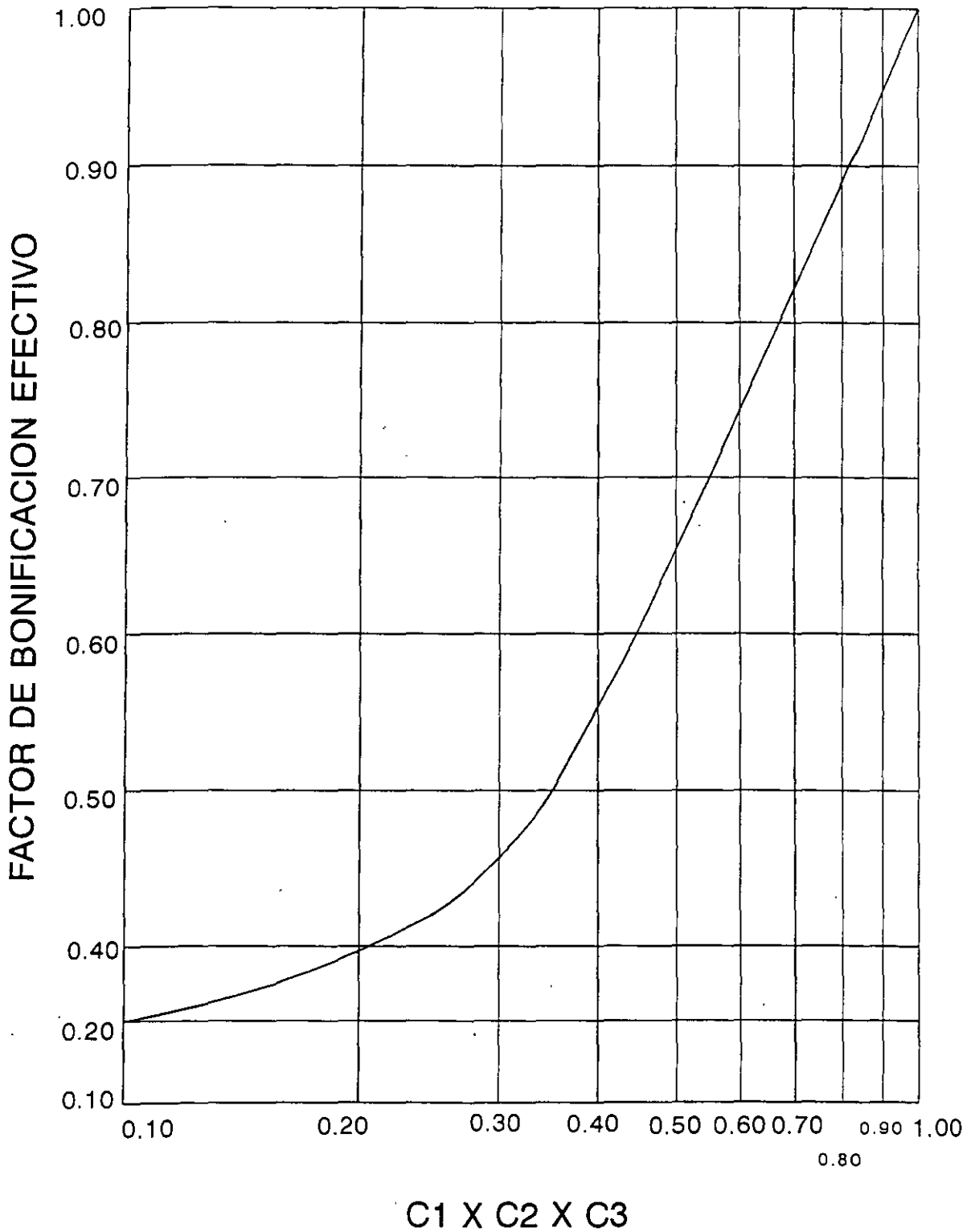


FIGURA 9.- FACTOR DE BONIFICACION



g) Instrucciones de operación = 0,86 a 0,99

Las instrucciones de operación escritas adecuadamente son una parte importante para mantener el control satisfactorio de una unidad. Las condiciones más importantes que hay que tener en cuenta se indican a continuación y en la lista se indican los índices de puntuación.

1. Inicio de la operación - 0,5
2. Parada rutinaria - 0,5
3. Condiciones normales de operación - 0,5
4. Condiciones de operación reducidas - 0,5
5. Condiciones de funcionamiento en espera (unidad que opera con reciclado total) - 0,5
6. Condiciones de operación a sobre régimen (por encima de la capacidad del programa) - 1,0
7. Reanudación poco después de un paro - 1,0
8. Puesta de nuevo en marcha de la instalación a partir de una condición de postmantenimiento - 1,0
9. Procedimientos de mantenimiento, - Permisos de trabajo, - Descontaminación, - Cierre, - Enclavamiento, - Autorización del sistema - 1,5.
10. Parada de emergencia - 1,5
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías de la planta. - 2,0
12. Situaciones anormales de error previstas - 3,0

Para obtener el factor de bonificación, sumar los puntos de aquellas condiciones que tengan instrucciones de operación. El total de puntos está representado por X en la fórmula siguiente:

$1,0 - \frac{X}{100}$. Si todas las condiciones se hallan cubiertas por instrucciones escritas, el factor de

bonificación sería: $1,0 - \frac{13,5}{100} = 0,865$

h) Recopilación de reactividad química = 0,85 a 0,96

Una función importante del control de pérdidas es la existencia de un plan de análisis de documentación de seguridad relativo a los procesos existentes y nuevos; los cambios de proceso; el almacenamiento y manejo de los compuestos químicos. Cuando el plan se realiza de una forma permanente usar el factor 0,85. Si en cambio se hace ocasionalmente, usar un factor de 0,96.

2. Aislamiento de Materiales (C₂)

a) Válvulas con control remoto = 0,94

Si la unidad está provista con válvulas de aislamiento operadas a distancia de tal manera que los tanques de almacenamiento, los recipientes de los procesos o las secciones más importantes de la línea de transferencia puedan aislarse rápidamente en caso de emergencia, usar el factor 0,94.

b) Depósitos de descarga = 0,94 a 0,96

Cuando se dispone de un tanque previsto para trasvasar el producto de un proceso afectado por un incidente, usar un factor de 0,96. Si el tanque se halla fuera de la zona de la unidad, usar un factor de 0,94. Si el gas/vapor evacuado por los venteadores de emergencia se conduce por tubería a un sistema de antorcha o a un recipiente de purga cerrado, usar el factor de 0,94.

c) Drenaje = 0,85 a 0,95

Se considera necesaria una pendiente mínima del 2% para eliminar una pérdida grande que conduzca a una zanja de drenaje de tamaño adecuado. (Suponer que se puede derramar el 75% del contenido). Cuando se cumple este requisito usar un factor de 0,85. Cuando el seño del drenaje permite evacuar grandes cantidades de vertido a un embalse, pero puede tratar también vertidos pequeños (30% del contenido), usar un factor de 0,95. Los tanques en áreas de dique no reciben factor de bonificación a menos que la pendiente del interior del dique conduzca a un embalse localizado a una distancia mínima igual al diámetro del tanque. En este caso se acepta un factor de bonificación de 0,95.

- d) Enclavamiento = 0,96
Si un proceso se halla provisto de un sistema de enclavamiento que impida el flujo incorrecto de material que podría producir reacciones indeseables, se usa un factor de bonificación de 0,96.

3. Protección contra el fuego (C₃)

- a) Detección de fugas = 0,90 a 0,97
Si hay detectores de gas, instalados sólo como alarma para identificar una zona del área de la planta, usar un factor de 0,97. Cuando la alarma funciona al 25% del límite inferior de inflamabilidad y activa un sistema protector al 75% del límite inferior de inflamabilidad, usar un factor de 0,90
- b) Estructuras de acero = 0,92 a 0,97
La duración de la aplicación de un recubrimiento resistente al fuego se halla en relación con la cantidad de combustible en el área y el diseño del drenaje. Un buen diseño de drenaje y un recubrimiento con resistencia al fuego de media hora resulta mejor que un diseño de drenaje mediocre y un recubrimiento que resista 3 horas de fuego. En aquellos casos que se usa protección frente al fuego aplicada a toda la estructura resistente y hasta una altura mínima de 5 m (15 pies) usar un factor de 0,97. Para protecciones más altas de 5 m (15 pies), y hasta 10 m (30 pies) usar un factor de 0,95. Por encima de 10m (30 pies) usar un factor de 0,92 pero sólo si tal protección al fuego es necesaria.
- c) Tanques enterrados 0 0,75 a 0,85
Se consigue mejor exposición para cada área dada, cercana a un tanque de almacenamiento que contiene un material inestable, criogénico o tóxico, si se instala de tal manera que exista una "barrera" adicional más allá de las paredes del tanque. Si se emplea un tanque con doble pared, diseñado de forma que la pared exterior sea capaz de contener la carga después del fallo de la pared primaria, usar un factor de 0,85.
Cuando el tanque se halla enterrado a nivel inferior o superior al suelo, con una pared de retención de relleno homogéneo y limpio, usar un factor de 0,75.
- d) Suministro de agua = 0,90 a 0,95
El suministro de agua para incendios de una planta debería ser capaz de proporcionar la demanda calculada para un período de 4 horas. Si como mínimo la mitad del suministro necesario no puede ser proporcionado por bombas alimentadas con diesel, no se aplica bonificación alguna. Si la presión de suministro es de 7 kg/cm (100 psig) o superior, usar un factor de 0,90 pero si la presión de suministro es inferior al valor anterior, emplear un factor de 0,95.
- e) Sistemas especiales = 0,85
Incluyen los sistemas de halones, CO₂, detectores de humo y de llama. Cuando se usan éstos de forma adecuada, usar un factor de 0,85.
- f) Sistemas de rociadores (Sprinkler) = 0,60 a 0,96
Cuando se usan sistemas de Deluge (de inundación) el factor es de 0,95. Los sistemas de tubería húmeda o seca para áreas de fabricación y almacenamiento se calculan como sigue:

Destino del área según el peligro	lx min/m ²	Diseño GPM/pie ²	Factor
Ligero	< 8,4	> 0,20	0,80
Ordinario	8,4 a 14,2	0,21 a 0,34	0,70
Peligro extra	> 14,2	> 0,35	0,60

Multiplicar los factores anteriores por un factor de penalización según la extensión del área:

- Area > 930 m² (10.000 pies²) = 1,1
Area > 1860 m² (20.000 pies²) = 1,15
Area > 2790 m² (30.000 pies²) = 1,20

- g) Cortinas de agua = 0,95 a 0,97
El uso de cortina de agua entre un foco de ignición y un área donde existe riesgo de fugas de vapor, puede resultar eficaz en la reducción del riesgo de ignición. Para ser eficaz, la cortina debería hallarse a un mínimo de 23 m (75 pies) del punto de fuga del vapor para dar tiempo suficiente para la detección de la fuga y la activación de la cortina de agua. Con una sola hilera de boquillas, a una elevación máxima de 5 m (15 pies) se le asignará un factor de 0,97. Cuando exista una segunda hilera de boquillas sobre la primera, a una altura no superior a 2 m (6 pies) de la primera, se le dará un factor de 0,95.
- h) Espuma = 0,87 a 0,98
Si la protección del área incluye la posibilidad de inyección de un líquido espumante dentro de un sistema de rociadores de inundación a partir de una estación de control manual remoto, usar un factor de 0,90. Si el sistema de espuma se halla totalmente automatizado, usar un factor de 0,87. Los sistemas manuales de aplicación de espuma para la protección de tanques de techo flotante abierto reciben una bonificación de 0,95. Si los dispositivos de detección del fuego se usan para señalar el inicio de un incendio, usar un factor de 0,90. En los sistemas de espuma subsuperficial y de cámaras de espuma en tanques con cubierta cónica, usar un factor de 0,98. En la aplicación de espuma alrededor de la cubierta exterior de un tanque usar un factor de 0,95. A la aplicación de espuma por operación manual de monitores o mediante mangueras se le asigna un factor de 0,95.
- j) Extintores manuales. Monitores = 0,92 a 0,97
Se otorga un factor de 0,97 cuando hay una dotación adecuada de extintores manuales y portátiles contra el riesgo de incendio. Cuando se hallan también instalados monitores se usa un factor de 0,95. Si estos pueden ser accionados a distancia el factor es de 0,92.
- k) Protección de cables = 0,90 a 0,96
Las bandejas de cables eléctricos y de instrumentación resultan muy vulnerables cuando están instaladas en galerías de tubería y edificios de producción. El uso de planchas metálicas de 1,5 mm por debajo de la bandeja, con pulverización de agua dirigida a la parte superior, proporciona una protección razonable y se le da un factor de 0,96. Si las bandejas de cables se hallan enterradas por debajo de una zanja seca o inundada se emplea un factor de 0,90.

DAÑO EFECTIVO MAXIMO PROBABLE DE LA PROPIEDAD

El producto de MPPD Básico y el factor de bonificación de la Figura 9 proporcionan el MPPD real. Este representa la pérdida por daño a la propiedad que puede resultar del peor incidente probable que puede presentarse considerando que los sistemas de protección, funcionan según diseño. En el caso de que falle alguno de estos sistemas, la pérdida podría alcanzar el MPPD Básico. El MPPD efectivo también proporciona una indicación del número posible de días perdidos que puede esperarse. Cuando los días perdidos pueden representar una amplia interrupción de la fabricación es razonable reconsiderar los factores de bonificación del control de pérdidas para conseguir una aplicación más ajustada.

El resumen del análisis del riesgo representará el impacto probable de las pérdidas tanto por daño a la propiedad como por interrupción de la fabricación de la planta que se está evaluando. Un gran número de incidentes será inferior al MPPD efectivo calculado y algunos estarán cerca del MPPD Básico pero el sistema proporcionará una base razonable para realizar un análisis del riesgo del capital invertido en una instalación de producción.

RESUMEN DEL ANALISIS DEL RIESGO

El resumen del análisis del riesgo representa el MPPD y el MPDO de la planta que se evalúa. Será la cifra más alta obtenida en la evaluación de las varias unidades de procesos elegidas.

El valor de sustitución del equipo de la planta es la cifra supuesta de dólares usada en el cálculo del MPPD Básico. Todos los cálculos para una planta se pueden tabular en la hoja de trabajo de

recapitulación (Diagrama C). En la hoja de trabajo del índice del IIE (Diagrama A), los factores de bonificación del control de pérdidas y resumen del análisis de riesgos, (Diagrama B), se usan para el cálculo de cada unidad de proceso por separado.

MAXIMOS DIAS PROBABLES PERDIDOS (MPDO)

El tiempo de paro no programado del cual resulta una pérdida de producción, puede llegar a ser una pérdida por "Interrupción de fabricación" (B1). Esta puede producirse por un incendio, explosión, fallo mecánico, fallo en el servicio de instalaciones u otras condiciones. El hecho importante que hay que reconocer es que hay dos tipos de pérdidas como resultado de la mayor parte de los incidentes: a) el costo de reparación o sustitución del equipo, estructuras y/o edificios dañados. Este es el daño a la Propiedad; b) la pérdida de la capacidad de producción de un producto en particular para vender a clientes o utilizar en la planta. Se trata de una pérdida de B1 y es la relación entre el valor del producto fabricado (VPM) y el número de días perdidos (MPDO).

El gráfico de la Figura 10 se obtuvo representando respecto a 137 incidentes, la pérdida por daños a la propiedad y el número de días perdidos o MPDO. En el eje de las Y se indica el número medio de días perdidos que pueden esperarse para un daño a la propiedad dado en MM dólares. Hay también un margen de probabilidad del 70% que refleja las variaciones que pueden presentarse. Existen un número de condiciones que pueden producir esta variabilidad en la interrelación de MPDO y el daño a la propiedad, por ej.: La reparación de un cable en una bandeja de cables puede requerir tanto tiempo como reparar y sustituir pequeños motores eléctricos, bombas o instrumentos, siendo sin embargo el daño a la propiedad más pequeño; fallo de una línea de suministro de una materia prima vital, tal como sal o un hidrocarburo produciría un daño bajo a la propiedad con un elevado MPDO; la dificultad en adquirir un tipo de accesorios imprescindibles, influirá en el número de días perdidos.

Para obtener una cifra de B1 es preciso conocer inicialmente el MPPD efectivo del área y luego utilizar la Figura 10 para obtener el número de días perdidos (MPDO). Se realiza el cálculo de B1 como sigue:

$$\$ B1 = \frac{MPDO}{30} \times \$ VPM \times 0,70$$

Hay algunas situaciones donde el MPDO no describe correctamente la situación real. Por ejemplo, pueden tenerse en stock en el almacén los componentes críticos de un compresor, una bomba o un rectificador de repuesto. Ello justificaría usar el MPDO obtenido a partir de la línea inferior del campo del 70% de probabilidad. El calor de combustión neto es el valor que se obtiene cuando el agua formada en la combustión se considera en estado de vapor. ($BTU \times lb^{-1} = Kcal.mol^{-1} \times 1800$)

APENDICE A. FACTOR MATERIAL (MF)

Notas a la tabla de MF

1. Destilación al vacío
2. Material oxidado al nivel máximo de oxidación.
3. Sublima
4. Hc no se puede especificar por lo que T_c no se calcula
5. Explota
6. Se descompone

La inflamabilidad del cloruro de metileno a temperatura ambiente es de 12,8 para el límite inferior y 34,6 para el límite superior. Estos límites se encuentran cuando la llama se propaga o mueve hacia la parte superior de un tubo (datos obtenidos a partir de ensayos realizados por el Laboratorio Analítico de Midland). Es difícil hacer arder el cloruro de metileno en circunstancias normales. Sin embargo, con una chispa de capacitancia, un arco o un alambre caliente o fundido como iniciadores, resulta posible la ignición del material y hacer que ascienda por el tubo.

APENDICE A
FACTOR MATERIAL (MF)

COMPUESTO	MF	T, °K	H _c Mcal/Kg	Clasifi N _c	Clasifi N _f	NFPA N _f	T _i °C	T _e °C
Acete combustible (Fuel oil)	10	(4)	10.5	0	2	0	38/66	171/216
Acete lube	4	(4)	10.7	0	1	0	177/204	-
Acete mineral	4	-	9.6	0	1	0	193	360
Acetaldehido	24	866	5.9	2	4	2	-38	21
Acetato de amilo	16	659	8.0	1	3	0	31.6	121
Acetato de t-amilo	16	705	8.1	1	3	1	25	149
Acetato de bencilo	4	817	6.9	1	1	0	102	214
Acetato de n-butilo	16	715	6.9	1	3	0	22	127
Acetato de etilo	16	735	5.7	1	3	0	-4	77
Acetato de isopropilo	16	696	6.7	1	3	1	4	90
Acetato de metilo	16	704	4.8	1	3	0	-10	60
Acetato de propilo	16	625	6.3	1	3	0	14	102
Acetato de vinilo	16	843	5.5	2	3	1	-8	72
Acetilcitrato de tributilo	4	693	6.1	-	1	0	204	173(1)
Acetileno	40	2898	11.6	1	4	4	Gas	-83
Acetilolanolamina	14	770	5.3	1	1	1	179	-
Acetona	16	774	6.9	1	3	0	-18	57
Acetona cianhidrina	24	833	6.3	4	1	2	74	120
Acetonitrilo	24	975	7.1	3	3	2	5.6	82
Acido acético	10	634	3.1	3	2	0	43	118
Acido acetilsalicílico (P)	-	775	5.0	1	1	0	-	-
Acido acrílico	14	787	4.3	3	2	1	54	142
Acido benzoico	4	736	6.2	2	1	0	121	250
Acido cianhídrico	29	2524	5.8	4	4	3	-18	26.1
Acido 3,5 diclorosalicílico	24	942	3.0	0	1	2	-	-
Acido esteárico	4	528	8.9	1	1	0	196	386
Acido fórmico	4	499	1.7	3	1	0	69	101
Acido metacrílico	24	706	5.2	3	1	2	77	158
Acido oleico	4	634	9.4	0	1	0	189	222
Acido peracético	40	1076	2.7	3	2	4	41	105
Acido perclórico	29	1003	(2)	3	0	3	-	203
Acido sulfhídrico	21	305	3.2	3	4	0	Gas	-60
Acrilamina	14	752	5.3	2	1	1	-	125 (1)
Acrilato de butilo	24	775	8.0	2	2	2	49	145
Acrilato de etilo	16	835	6.2	2	3	1	16	99
Acrilato de metilo	24	859	10.5	2	3	2	-3	80
Acilonitrilo	40	1553	7.7	4	3	4	0	77
Acroleina	24	947	6.6	4	3	2	-26	52
Alcohol alílico	16	828	7.7	4	3	1	21	97
Alcohol bencílico	4	828	7.8	2	1	0	101	206
Alcohol butílico-t	16	700	8.0	2	3	0	29	117
Alcohol etílico	16	622	6.5	0	3	0	13	78
Alcohol isobutílico	16	602	8.0	1	3	0	28	107
Alcohol metílico (Metanol)	16	691	4.8	1	3	0	11	64
Alcohol propargílico	24	1112	7.0	3	3	2	36	115
Alcohol propílico	16	615	7.0	1	3	0	25	97
Alilamina	16	838	8.7	3	3	1	-29	53
Alil-éter-	24	994	9.0	4	3	2	-7	95
Amoniaco	4	Endo	4.5	3	1	0	Gas	-33
Anhídrido acético	24	793	4.0	4	2	2	54	140

APENDICE A
FACTOR MATERIAL (MF)

COMPUESTO	MF	T, °K	H _c Mcal/Kg	Clasifi N _c	cacción N _c	NFPA N _c	T, °C	T, °C
Anhídrido maleico	14	899	3.3	3	1	1	102	202
Anilina	14	821	8.4	4	1	1	70	184
Azufre	4	302	2.2	2	1	0	-	-
Benceno	16	867	9.7	2	3	1	-11	80
Benzaldehido	24	906	7.7	2	1	2	65	179
Benzoato de etilo	4	800	6.9	1	1	0	96	212
Bisfenol A	14	795	7.9	2	1	1	79	220
Borato de metilo	16	-	-	2	3	1	27	69
Bromo	14	300	0	4	1	1	-	-
Bromobenceno	14	918	4.6	2	2	1	51	156
Bromotolueno	14	865	4.8	2	1	1	79	182
Bromuro de alilo	16	988	3.3	3	3	1	-1	71
Bromuro de butilo	16	668	4.2	2	3	0	-12	78
Bromuro de etilo	21	670	3.1	2	4	0	-20	38
Bromuro de laurilo	4	830	7.3	1	1	0	144	180
Bromuro de propargilo	40	3220	3.3	4	3	4	18	88
1, 3-Butadieno	29	991	10.8	2	4	3	Gas	-4
Butano	21	633	11.0	1	4	0	Gas	-0.5
1-Buteno	21	825	11.0	1	4	1	Gas	-6
n-Butilamina	16	648	9.2	2	3	0	-12	78
Butil-éter	16	686	9.1	2	3	0	25	141
Butirato de etilo	16	746	6.8	0	3	0	26	120
Carbonato de dietilo	16	753	5.1	2	3	1	25	126
Carbonato de etil-butilo	14	645	5.9	2	2	1	50	135
Carbonato de etileno	14	769	3.0	2	1	1	143	177
Carbonato de metilo	16	746	3.5	2	3	1	19	89
Carburo cálcico	40	302	5.1	1	1	2	-	-
Cianamida	29	1102	3.9	4	1	3	142	260
Ciclobutano	21	865	10.7	1	4	1	Gas	13
Ciclohexano	16	677	10.5	1	3	0	-20	82
Ciclohexanol	4	584	8.3	1	1	0	68	161
Ciclopropano	21	936	11.8	1	4	1	Gas	-34
Clorato de bórico	24	-	(2)	0	1	2	-	-
Clorato de cinc	24	-	(2)	2	1	2	-	-
Clorato de potásico	29	-	(2)	2	0	3	-	400
Clorato sódico	24	-	-	1	0	2	-	(6)
Cloro	14	301	0.0	3	1	1	-	-
Cloroacetato de metilo	14	768	2.8	2	2	1	50	130
Clorobenceno	24	936	6.1	2	3	2	29	132
1-Clorobutano	16	701	6.4	2	3	0	-9	77
Cloroestireno	24	986	6.9	2	1	2	-	-
Clorofenol	14	881	5.1	3	1	1	64	175
Cloroformiato de etilo	16	842	2.8	2	3	1	16	94
Cloroformo	1	683	0.8	2	0	0	-9	77
Cloro-metil-etil-éter	14	860	3.1	2	1	1	-	-
1-Cloro-1-nitroetano	40	1165	2.0	1	2	4	56	173
Cloropicrina	29	1827	0.4	4	0	3	-	112
Cloropropano	21	699	5.6	2	4	0	-32	35
Cloruro de acetilo	16	741	1.4	3	3	0	4	51
Cloruro de alilo	29	912	5.4	4	3	3	-32	45

APENDICE A
FACTOR MATERIAL (MF)

COMPUESTO	MF	T, °K	H _c Mcal/Kg	Clasifi N _i	Clasifi N _i	NFPA N _i	T, °C	T, °C
Cloruro de aluminio	24	-	(2)	3	0	2	-	(3)
Cloruro de azufre	14	320	1.0	2	1	1	118	138
Cloruro de bencilo	14	886	7.0	3	1	1	67	179
Cloruro de cloroacetilo	14	894	1.4	3	0	1	-	106
Cloruro de etilo	21	701	4.6	2	4	0	-50	12
Cloruro de isobutilo	16	592	6.3	2	3	0	21	69
Cloruro de isopropilo	21	545	5.6	2	4	0	-32	35
Cloruro metileno	14	1072	1.3	2	1	1	27	40
Cloruro de metilo	21	744	3.1	2	4	0	Gas	-24
Cloruro de propilo	16	613	5.6	2	3	0	-18	46
Cloruro de vinilideno	24	1808	2.3	2	4	2	-18	37
Cloruro de vinilo	21	1448	4.4	2	4	1	Gas	-14
Combustible Diesel	10	683	10.3	0	2	0	38/54	157
Combustible para cohetes A & SP-5,6	10	-	12.1	0	2	0	41	-
Combustible para cohetes B & SP-4	16	-	12.0	0	3	0	-12	-
Cumarina	24	997	6.7	2	1	2	-	-
Cumeno	10	759	10.0	2	2	0	44	152
Diciclopentadieno	24	990	9.9	1	3	2	32	172
Diclorobenceno	29	1145	4.5	2	1	3	60	174
Dicloroestireno	24	1143	5.1	2	1	2	107	-
1,1-Dicloroetano	16	847	2.5	2	3	1	-6	59
1,2-Dicloropropeno	40	1785	3.8	2	3	4	6	61
1,3-Dicloropropeno	24	1225	3.5	2	3	2	35	104
Dicloruro de etileno	16	724	2.6	2	3	0	13	84
Dicloruro de propileno	16	642	3.5	2	3	0	16	96
Dicromato sódico	14	-	-	1	0	1	-	(6)
Dietanolamina	14	707	5.6	1	1	1	152	268
Dietilamina	16	693	9.2	2	3	0	<-18	57
Dietil-benceno	10	738	10.0	2	2	0	56	181
Dietilenglicol	4	770	4.8	1	1	0	124	244
Dietil-éter	21	761	8.1	2	4	0	-45	35
Diisobutileno	16	734	10.6	1	3	0	-5	104
Diisopropilbenceno	4	713	9.9	0	1	0	77	205
Dimetilaminao	21	792	8.4	3	4	0	Gas	7
2,2-Dimetilpropanol	16	725	8.2	2	3	0	37	114
Dinitrobenceno	40	1851	4.0	3	1	4	150	318
2,4-Dinitrofenol	40	1476	3.4	3	1	4	150	318
p-Dioxano	16	813	5.8	2	3	0	12	101
Dióxido de azufre	1	302	0.0	2	0	0	Gas	-11
Dióxido de cloro	40	1766	0.4	3	1	4	-	-
Dioxolano	24	911	5.1	2	3	2	2	74
Dipropilenglicol	4	749	6.0	0	1	0	138	232
Disulfuro de carbono	16	755	3.4	2	3	0	-30	46
Divinil-acetileno	29	1690	10.1	1	3	3	-20	84
Divinil-benceno	24	1038	9.7	1	1	2	76	200
Divinil-éter	24	1050	8.1	2	3	2	-30	39
Dowicil 75	29	808	3.9	-	-	3	-	-
Dowicil-200	29	911	5.2	-	1	3	-	-

APENDICE A
FACTOR MATERIAL (MF)

COMPUESTO	MF	T _i °K	H _i Mcal/Kg	Clasifi N _i	caación N _i	NFPA N _i	T _i °C	T _i °C
Dowtherm A	14	912	7.8	1	1	1	124	257
Dowtherm G	14	916	8.6	1	1	1	152	302
Dowtherm J	4	739	9.9	1	1	0	63	181
Dowtherm 30 LF	14	884	8.9	1	1	1	127	264
"Drushan"	14	873	11.0	1	2	1	27-43	-
Epiclorhidrina	24	974	4.0	3	2	41	41	115
Estearato bórico	4	374	4.9	0	0	-	-	-
Estearato de cinc	4	538	5.6	0	0	-	-	-
Estireno	24	993	9.7	2	2	32	32	146
Etano	21	597	11.3	1	0	Gas	Gas	-89
Etanolamina	4	660	5.3	2	1	0	85	172
Etilamina	21	740	9.1	3	4	0	<-18	17
Etil-benceno	16	830	9.8	2	3	0	15	136
Etil-butilamina	16	860	9.4	3	3	1	18	111
Etilendiamina	10	708	6.9	3	2	0	43	116
Etilenglicol	4	683	4.1	1	1	0	111	197
Etilenglicol-dimetil-éter	10	674	6.4	2	2	0	40	79
Etilenimina	29	1092	7.2	3	3	3	-11	56
Etileno	24	1005	11.6	1	4	2	Gas	-104
Etil-éter	21	761	8.0	2	4	0	-45	35
2-Etil-hexanol	14	691	9.0	2	1	1	85	182
Etil-mercaptano	21	522	7.1	2	4	0	27	-36
Etil-propil-éter	16	748	8.4	1	1	0	-20	64
Fenol	4	822	7.4	3	1	0	79	181
Fluor	29	-	-	4	0	3	-	154
Fluorobenceno	24	992	7.4	2	3	2	-15	85
Formaldehido	24	987	4.4	2	4	2	Gas	-19
Formiato de etilo	16	788	4.8	2	3	0	-20	54
Formiato de metilo	21	814	3.6	2	4	1	-19	32
Furano	21	838	7.0	1	4	1	0	31
Gas Mapp	21	1044	10.8	1	4	1	Gas	-
Gasolina	16	691	10.4	1	3	0	-43	38/204
Glicerina	4	684	3.8	1	1	0	160	290
Glicolnitrilo	14	882	4.2	1	1	1	-	-
Heptano	16	587	10.7	1	3	0	0	91
Hexaclorobutadieno	14	626	1.1	2	1	1	-	210
Hexanal	16	620	8.6	2	3	0	32	131
Hexano	16	581	10.7	1	3	0	-22	69
Hidracina	40	1338	4.0	3	3	4	38	113
Hidracina	24	1338	4.3	3	3	2	38	113
Hidrógeno	21	301	28.7	0	4	0	Gas	-252
Hidroperóxido t-butilo	24	919	6.6	1	3	2	<27	-
Hidroperóxido de cumeno	29	989	7.6	1	2	3	79	(5)
Hidrosulfito sódico	24	-	-	3	1	2	-	(6)
Hidroxilamina	29	2000	1.8	1	3	3	(5)	70
Hidruro sódico	24	-	-	3	3	2	-	(6)
Isobutano	21	609	10.8	1	4	0	Gas	-12
Isobutilamina	16	568	9.0	2	3	0	-9	66
Isopentano	21	626	11.7	1	4	0	-51	28
Isopreno	21	885	10.5	2	4	1	-54	34

APENDICE A
FACTOR MATERIAL (MF)

COMPUESTO	MF	T, °K	H _c Mcal/Kg	Clasifi N _c	cación N _c	NFPA N _c	T _i °C	T _c °C
Isopropanol	16	564	7.3	1	1	3	12	83
Isopropenil-acetileno	24	-	-	2	2	4	-7	33
Isopropil-amina	21	549	8.6	3	3	4	-37	32
Isopropil-éter	16	712	8.7	2	2	3	-28	69
Lauro-mercaptano	4	671	9.3	2	2	1	128	143
Magnesio	14	290	5.9	0	1	1	-	-
Metacrilato de metilo	24	854	6.6	2	3	2	10	100
Metano	21	298	11.9	1	4	0	Gas	-162
Metil-acetileno	40	1816	11.1	2	4	4	Gas	-23
Metilamina	21	767	7.3	3	4	0	Gas	-6
Metilcelulosa (ensacado)	10	789	3.6	0	1	0	-	-
Metil-ciclohexano	16	660	10.6	2	3	0	-4	101
Metil-ciclopentadieno	14	919	9.7	1	2	1	49	73
Metil-estireno	14	865	9.7	2	2	1	57	172
Metil-éter	21	844	6.9	2	4	1	Gas	-24
Metil-étil-cetona	16	688	7.5	1	3	0	-6	80
Metil-hidracina	24	1022	6.1	3	3	2	27	88
Metil-isobutil-cetona	16	506	9.2	2	3	0	23	118
Metil-mercaptano	21	680	5.6	2	4	0	-	6
2-Metilpropenal	24	1116	8.6	3	3	2	-40	61
Metil-vinil-cetona	24	908	7.4	2	3	2	7	81
Monotacetato de etilenglicol	4	668	4.4	0	1	0	102	181
Monoclorobenceno	16	936	6.3	2	3	1	29	132
Monoetanolamina	4	660	5.3	2	1	0	93	170
Monóxido de carbono	16	1038	2.4	3	3	1	Gas	-192
Nafta	16	(4)	10.0	1	3	0	-2/29	100/177
Naftaleno	14	860	9.3	2	1	1	79	218
Nitrato de amilo	24	1128	6.4	1	2	2	52	152
Nitrato de butilo	29	406	6.2	1	3	3	36.1	136
Nitrato de etilo	40	2094	3.6	2	3	4	10	88
Nitrato de propilo	29	1079	4.1	2	3	3	20	111
Nitrato de potásio	29	-	(2)	1	0	3	-	400
Nitrobenceno	24	1341	5.8	3	1	2	88	211
Nitroclorobenceno	29	1764	4.3	3	1	3	127	236
Nitrodifenilo	14	1037	7.1	2	1	1	143	330
Nitroetano	24	1161	4.3	1	3	2	28	114
Nitroglicerina	40	2895	4.3	2	1	4	(5)	(5)
Nitrometano	40	2621	2.8	1	3	4	35	101
Nitropropano	29	1046	5.4	1	2	3	39	120
2-Nitrotolueno	29	1112	6.2	1	1	3	106	238
Octanoeno	16	593	11.4	0	3	0	13	126
Octil-mercaptano	10	672	9.2	2	2	0	46	159
Oxido de butileno	24	863	7.9	1	3	3	18	80
Oxido de difenilo	14	906	8.3	1	1	1	115	259
Oxido de etileno	29	1062	6.5	2	4	3	<-18	11
Oxido de hexaclorodifenilo	29	1026	3.1	2	1	2	-	230 (1)
Oxido de pentametileno	16	742	7.6	2	3	1	-20	81
Oxido de propileno	21	948	7.3	2	4	1	-37	35
Pentano	21	645	10.8	1	4	0	-40	36
Peracetato de t-butilo	40	875	5.9	2	3	4	27	(5)

APENDICE A
FACTOR MATERIAL (MF)

COMPUESTO	MF	T, °K	H, Mcal/Kg	Clasificación N _i	N _i	NFPA N _i	T _i , °C	T _i , °C
Perbenzoato de t-butilo	40	905	6.8	1	2	4	>88	(5)
Perclorato potásico	24	357	0.0	1	0	2	-	-
Perclorato sódico	24	-	-	2	0	2	-	(6)
Peróxido de acetilo	40	983	3.6	1	2	4	-	-
Lauril-mercaptano	40	971	6.7	1	3	4	-	-
Peróxido de t-butilo	29	406	6.2	1	3	3	36	136
Peróxido de di-t-butilo	29	1038	9.7	1	1	2	76	200
Peróxido de dicumilo	29	1040	8.6	0	1	3	-	-
Peróxido de dietilo	40	968	6.8	0	4	4	(5)	(5)
Peróxido de hidrógeno (35%)	24	1144	(2)	2	0	2	-	-
Peróxido de laurilo	40	1613	8.3	0	1	4	-	-
Peróxido potásico	24	-	(2)	3	0	2	-	-
Peróxido sódico	24	-	-	3	0	2	-	(6)
Petróleo-crudo	16	-	11.8	1	3	0	-7/32	-
2-Picolina	14	860	8.3	2	2	1	39	128
Piridina	24	978	3.3	2	3	2	20	115
Potasio	24	-	-	3	1	2	-	770
Propanol	16	766	6.9	2	3	1	-9	49
1,3-Propandiamina	16	776	7.6	2	3	0	24	136
Propano	21	626	11.1	1	4	0	Gas	-42
Propilamina	16	651	8.8	3	3	0	-37	49
Propilbenceno	16	762	9.6	2	3	0	30	159
Propilenglicol	14	619	5.2	0	1	0	99	188
Propileno	21	866	10.9	1	4	0	Gas	-47
Propil-éter	16	699	8.7	1	3	0	21	90
Propionitrilo	16	903	8.3	4	3	1	2	97
N-Serv	14	1284	2.6	1	2	1	28/93	-
Sodio	24	-	-	3	1	2	-	-
"Telone"	24	1225	3.3	-	3	2	31	-
Tetraclorobenceno	4	789	2.6	0	1	0	155	246
Tolueno	16	859	9.7	2	3	0	4	111
Tributilamina	4	646	9.9	2	1	0	86	214
Triclorobenceno	29	1400	3.4	2	1	3	99	212
1,1,1.-Tricloroetano	24	1126	1.7	2	1	2	-	74
Tricloroetileno	14	849	1.5	2	1	1	-	87
Trietanolimina	14	752	5.6	1	1	1	179	343
Trietilaluminio	29	661	9.4	2	3	3	-53	194
Trietilamina	16	702	9.9	2	3	0	7	89
Trietilenglicol	4	797	5.2	1	1	0	177	293
Trisobutilaluminio	25	563	10.5	2	3	3	0	114
Trisopropil-benceno	16	685	10.1	2	3	1	-	-
Trimetilaluminio	29	525	8.9	2	3	3	0	126
Trimetilamina	21	792	9.0	2	4	0	Gas	3
Tripropil-amina	10	685	9.9	2	2	0	41	156
Vinil-acetileno	40	2317	10.8	1	4	4	-	5
Vinil-ali-éter	24	959	8.6	2	3	2	20	67
Vinil-butil-éter	24	807	8.6	2	3	2	-9	94
Vinilciclohexeno	16	876	10.6	2	3	1	16	130
Vinil-etil-éter	21	880	7.8	2	4	1	-46	36
Vinil-tolueno	14	915	9.7	2	2	1	53	176
Xileno	16	817	9.8	2	3	0	27	144

Siendo:

T_a = Temperatura adiabática °K

H_c = Entalpía de combustión

N_h = Índice de peligrosidad para la salud

N_i = Índice de peligrosidad para inflamabilidad

N_r = Índice de peligrosidad por reactividad

T_i = Temperatura o punto de inflamación

T_b = Temperatura o punto de ebullición

APENDICE B. MEDIDAS PREVENTIVAS Y PROTECTORAS BASICAS

Muchas de estas medidas deberían instalarse independientemente de la magnitud del Índice de Incendio y Explosión. Cuando no sea así, la explosión al riesgo existente será mayor que el indicado en el Índice de Incendio y Explosión. Algunas de estas medidas deberán instalarse independientemente del tipo de operación. La lista que a continuación se incluye no es exhaustiva ya que se pueden emplear otras medidas según el tipo de instalación específica.

- A. Suministro adecuado de agua para la protección contra el fuego. Este se determina multiplicando el tiempo que se prevee que pueda durar el incendio más desfavorable por la demanda de agua necesaria para su extinción. El suministro adecuado varía según distintos criterios y puede oscilar entre la cantidad adecuada para un incendio de 2 horas y la suficiente para apagar un incendio de 8 horas (Ver L.P.P. 4.5).
- B. Diseño estructural de recipientes, tuberías, estructuras metálicas, etc.
- C. Dispositivos de liberación de sobrepresión (Ver L.P.P. 6.21).
- D. Resistencia y/o sobredimensionado frente a la corrosión.
- E. Separación de materiales reactivos en líneas y equipos de procesos.
- F. Equipo eléctrico puesto a tierra.
- G. Localización segura de aparataje eléctrica auxiliar (transformadores, interruptores, etc.) (Ver L.P.P. 3.5).
- H. Protección contra fallos en servicios imprescindibles (alimentación eléctrica alternativa, compresor de repuesto, etc.).
- I. Cumplimiento de distintos códigos aplicables (ASME, NEC, ASTM, ANSI, Gubernamental de la Construcción, etc.).
- J. Instrumentación en seguridad positiva (Ver L.P.P. 6.23).
- K. Acceso al área para vehículos de emergencia y salida para la evacuación del personal.
- L. Drenajes para el control con seguridad de los probables derrames además del agua de las mangueras contra incendio y cabezas de rociadores y productos químicos (Ver L.P.P. 2.6).
- M. Aislamiento de las superficies calientes cuya temperatura alcance el 80% de la temperatura de ignición de cualquier compuesto inflamable presente en el área.
- N. Cumplimiento del National Electrical Code. Deberá seguirse el Código excepto cuando las variaciones hayan sido solicitadas y aprobadas (Ver L.P.P. 3.1).
- O. Limitación de dispositivos de vidrio y juntas de expansión en procesos inflamables o peligrosos. Tales dispositivos no se permiten a menos que sean absolutamente esenciales. Donde se usen deberán ser analizados y aprobados por el director de producción e instalados de acuerdo con las normas y especificaciones de Dow (Ver L.P.P. 6.20).
- P. Ubicación de edificaciones y equipos. La separación de un área de riesgo elevado debe ser analizado especialmente ya que está relacionado tanto con el daño a la propiedad, como con la interrupción de la fabricación. Las distancias de separación entre tanques debe, por lo menos, cumplir con el código No. 30 de la NFPA (Ver L.P.P. 2.2).
- Q. Protección contra la exposición al fuego de bastidores de tuberías y bandejas de cables para instrumentación así como de sus soportes (Ver L.P.P. 2).
- R. Provisión de "válvulas" accesibles que corten la alimentación a la batería.
- S. Prevención y protección de las pérdidas en las torres de refrigeración.
- T. Protección de los equipos calentados contra la explosión accidental y el incendio resultante (Ver L.P.P. 6.13).
- U. Clasificación eléctrica. Deberán utilizarse equipos eléctricos de División 2 en lugares exteriores donde se manejen líquidos inflamables, que no estén muy congestionados y donde la ventilación natural no esté impedida. Deberán utilizarse equipos de División 1 sólo para productos químicos especiales y/o construcciones o condiciones de manejo de procesos especiales, o cuando la ventilación sea inadecuada (Ver L.P.P. 3.1).
- V. Las salas de control de procesos deberán aislarse mediante paredes con resistencia al fuego de por lo menos 1 hora, de los laboratorios de control de procesos y/o salas de interconexiones y transformadores eléctricos.

APENDICE C LISTA DE VERIFICACIÓN DE INGENIERIA

La siguiente lista de verificación intenta ser una guía para usar cuando se evalúan los peligros de incendio y se revisan los requisitos de protección de una planta química. También puede ser usada para obtener ciertas ventajas en la planificación de nuevas instalaciones. Una lista de verificación de este tipo nunca puede ser completa o cubrir las necesidades de cada una de las situaciones. Ha de tener cuidado al usar una lista de este tipo, de no olvidar otras condiciones propias del proceso, aunqueno estén incluidas en ella.

A. LOCALIZACION

1. Accesibilidad.
2. Tráfico - vehículos y peatones.
3. Areas de aparcamiento - entradas, salidas, desagües, iluminación de cercados.
4. Espacio de maniobra entre edificios para el tráfico de vehiculos y ferrocarril (altura, anchura y radios de giro).
5. Drenajes y áreas de embalsamiento.
6. Localización de carreteras, señales.
7. Entradas, salidas- para peatones, vehículos y ferrocarriles.
8. Localización de hornos, unidades para el fluido térmico "Dowtherm", postes de iluminación.

B. EDIFICIOS

1. Presión del viento, cargas de nieve, cargas sobre el piso, diseño antisismico.
2. Material para tejados, anclajes.
3. Ventiladores de cubiertas, drenajes, evacuación de humos.
4. Escaleras, rampas, iluminación.
5. Ascensores y montacargas.
6. Muros cortafuegos, aberturas, puertas cortafuego.
7. Paramentos débiles contra explosiones.
8. Salidas - vías de escapes contra el fuego, identificación, señales de seguridad.
9. Almacenamiento de archivos.
10. Ventilación - ventiladores, extractores, acondicionamiento de aire, lavado de vapores tóxicos, localización de conductores de extracción, reguladores de ventilación térmica y contrahumos, cortinas antifuego.
11. Pararrayos, estructuras y equipos puestos a tierra contra descargas eléctricas.
12. Aparatos para la calefacción de edificios (áreas peligrosas y no peligrosas) respiraderos.
13. Vestuarios con taquillas separadas para ropa de trabajo y de calle, número necesario de cada uno de ellos y renovación de aire (Norma ASA).
14. Drenaje de los edificios - interiores y exteriores.
15. Protección de estructuras metálicas y equipo contra el fuego.
16. Escaleras de acceso a la cubierta desde el nivel exterior, escaleras de escape, salidas de emergencia.
17. Capacidad portante del subsuelo.

C. ROCIADORES, HIDRANTE Y RED DE AGUA

1. Suministro de agua, con inclusión de la fuente suplementaria, bombas recipientes y tanques.
2. Red de agua - diseño adecuado de la red, protección catódica, aislamiento y protección externa cuando sea necesario, válvulas seccionales.
3. Hidrantes - localización.
4. Rociadores automáticos - clasificación por usos, sistemas húmedos, sistemas de inundación (deluge).
5. Tomas de agua y depósitos.
6. Tipo, tamaño, localización y número de extintores necesarios.
7. Sistemas de extinción automáticos fijos, de CO₂, N₂, espuma, polvo seco.

8. Sistemas de protección contra fuegos especiales - alarmas por incremento de temperatura, alarmas del flujo del sistema de rociadores, sistema de alarma fotoeléctrica por llama y humo, vapor odorificado.

D. ELECTRICIDAD

1. Clasificación de riesgos.
2. Accesibilidad de los seccionadores críticos.
3. Tomas de corriente con posición diferenciada y sistemas puestos a tierra.
4. Seccionadores e interruptores para equipo y maquinaria crítica.
5. Iluminación de áreas peligrosas y no peligrosas, intensidad luminosa, equipos permitidos, luces de emergencia.
6. Teléfonos - áreas peligrosas y no peligrosas.
7. Tipo de sistema de distribución eléctrica - tensión, puesta o no a tierra, aéreo, enterrado.
8. Precaución contra la corrosión de canalizaciones y envolventes.
9. Protección de motores y circuitos.
10. Localización y tipos de transformadores.
11. Protección de motores y circuitos.
12. Barras de distribución preferibles para cargas críticas.
13. Enclavamiento de seguridad mediante cerraduras para asegurar secuencias operativas, suministradores de duplicados.
14. Accesibilidad de los seccionadores críticos y las palancas de los interruptores.
15. Exposición de líneas de proceso y bandejas de instrumentos al deterioro del fuego.

E. CLOACAS

1. Sumideros químicos - con trampillas de acceso, vías de desagüe accesibles, respiraderos, localización, eliminación riesgo de explosión, tanques de contención, ventilación forzada, detectores de vapores inflamables y alarmas automáticas.
2. Sumideros, sanitarios - tratamiento, eliminación, trampillas, tapas, limpiadores, respiraderos.
3. Cloacas para tormentas.
4. Tratamiento de residuos, riesgo potencial de contaminación de corrientes de agua, con inclusión de peligros de incendio procedentes de los vertidos en los ríos y lagos.
5. Zanjas de desagüe - abiertas, enterradas, desagües accesibles, presencia de las compuertas necesarias, exposición del equipo del proceso.
6. Eliminación de residuos, equipos contra la contaminación de aire y del agua.

F. ALMACENAMIENTO

1. Generalidades
 - a) Accesibilidad - entradas y salida, tamaños.
 - b) Rociadores
 - c) Zonas de pasillo
 - d) Carga del piso
 - e) Bastidores
 - f) Altura de los apilamientos
 - g) Aireadores de cubierta
2. Líquidos inflamables - Gases, polvos y materiales pulverulentos, humos y nieblas.
 - a) Sistemas cerrados
 - b) Atmósferas seguras en todo el sistema
 - c) Areas donde tiene que haber rociadores o estar provistas con pulverizadores de agua.
 - d) Respiradores de emergencia, parallamas, válvulas de alivio, localización segura de los respiraderos y antorchas.
 - e) Trampillas adecuadas en las bocas de los sumideros químicos.
 - f) Ventilación - controles presurizados, etc., y/o equipo.
 - g) Tanques, recipientes, silos - enterrados, sobre tierra, distancias, soportes resistentes al

fuego, diques y drenajes, atmósferas inertes.

- h) Sistemas de extinción especiales, supresión de explosiones, espuma, polvo químico, dióxido de carbono.
- i) Sistemas fiables de refrigeración para productos químicos críticos.

3. **Materias primas.**

- a) Clasificación de los materiales según riesgo, con inclusión de su sensibilidad al choque.
- b) Lugares de recepción y almacenamiento.
- c) Identificación y ensayos de pureza.
- d) Medidas para evitar que los materiales se coloquen en tanques equivocados, etc.

4. **Productos acabados.**

- a) Identificación y etiquetado para proteger al cliente.
- b) Conformidad con ICC y otras regulaciones de transporte.
- c) Separación de materiales peligrosos.
- d) Protección contra la contaminación, principalmente en el llenado de camiones cisternas y tanques transportables.
- e) Señalización de los vehículos de transporte.
- f) Vías a seguir para los transportes peligrosos.
- g) Hojas de datos de información sobre seguridad para los clientes.
- h) Lugares de almacenamiento adecuados, altura de las estibas.
- i) Recipientes de transporte adecuados.

G. PROTECCION POR INERTIZACION CON GAS PARA TODOS LOS PRODUCTOS PELIGROSOS.

- 1. Considerar materias primas, productos intermedios y productos finales.
- 2. Considerar almacenamiento, manejo de materiales y procesos.

H. MANEJO DE MATERIALES

- 1. Instalaciones para la carga y descarga de camiones.
- 2. Instalaciones para la carga y descarga de ferrocarriles
- 3. Camiones y tractores industriales - gasolina, diesel, gas licuado del petróleo.
- 4. Muelles de carga y descarga, de trenes, camiones cisterna y camiones con remolque - sistema de puesta a tierra para líquidos inflamables.
- 5. Grúas - móviles, señalización de la capacidad, protección de la sobrecarga, finales de carrera.
- 6. Area de almacenamiento - carga y distribución en el suelo, rociadores, altura de las estibas, ventilación.
- 7. Transportadores y su localización en las áreas de producción.
- 8. Almacenamiento de líquidos inflamables - pinturas, aceites, disolventes.
- 9. Almacenamiento de compuestos reactivos o explosivos - cantidades, distancia de separación, acceso limitado.
- 10. Eliminación de residuos - incineradores, medidas contra la contaminación del aire y del agua.

I. MAQUINARIA

- 1. Accesibilidad, Mantenimiento y Operaciones.
 - a) Medidas para prevenir el sobrecalentamiento, incluyendo el calor por fricción.
 - b) Daño posible para el equipo de protección del fuego a causa del fallo de las máquinas.
 - c) Protección de las conducciones y tuberías contra la circulación de vehículos y carretillas elevadoras.
- 2. Interruptores de paro de emergencia.
- 3. Control de vibración.

J. PROCESOS

- 1. Compuestos químicos - riesgos de incendio y para la salud (cutáneos y respiratorios), instrumentación, reglas de operación, mantenimiento, compatibilidad de compuestos químicos, estabilidad, etc.

2. Presión y temperatura críticas.
3. Dispositivos de alivio y apagallamas.
4. Recipientes según código y material para conducciones adecuado.
5. Normas para el tratamiento de las reacciones descontroladas.
6. Sistemas fijos de protección contra incendios - CO₂, espuma, inundación (deluge).
7. Recipientes con respiraderos adecuados, localización segura.
8. Sistemas permanentes de limpieza al vacío.
9. Barreras y aislamiento contra explosiones.
10. Sistemas de inertización con gas inerte - lista del equipo que ha de inertizarse.
11. Válvulas e interruptores de paro de emergencia, localización respecto del área crítica, tiempo de acción de los relés.
12. Protección frente al fuego de soportes metálicos.
13. Dispositivos de seguridad para equipos de intercambio térmico - respiraderos, válvulas y desagües.
14. Juntas o liras de dilatación para líneas de vapor.
15. Trazador o visualizador de vapor - medios para la liberación de la dilatación térmica en líneas sometidas a temperatura.
16. Aislamiento para protección personal - procesos calientes, líneas y trazadores o visualizadores de vapor.
17. Puesta a tierra para electricidad estática de recipientes y tuberías.
18. Limpieza y mantenimiento de recipientes y tanques - bocas de hombre adecuadas, plataformas, escalas, aperturas para limpieza y procedimientos de permiso de entrada seguros.
19. Medidas para el control de la corrosión.
20. Identificación de las líneas de tuberías.
21. Riesgos de la radiación, con inclusión de protecciones personales para bomberos - instrumentos de tratamiento y medición de radio-isótopos, rayos X, etc.
22. Doble instrumentación con alarmas.

K. EQUIPO GENERAL DE SEGURIDAD

1. Dispensario y equipo adjunto.
2. Ambulancia.
3. Coche de bomberos.
4. Sistema de alarma de fuego.
5. Sirena y silbatos de aviso de incendio - en departamentos, en interiores y exteriores.
6. Tratamientos de residuos sanitarios y de proceso.
7. Equipo para la iluminación de la nieve y control del hielo.
8. Duchas de seguridad y fuentes para lavado de ojos.
9. Escalas y jaulas de seguridad.
10. Localización de equipos de emergencia - máscaras de gas, ropas protectoras, mantas antifuego, equipos de mangueras, sogas, etc.
11. Pantallas de seguridad en laboratorios.
12. Tipo de mangueras, localización y equipo adicional.
13. Instrumentos - analizadores continuos para vapores y gases inflamables, vapores tóxicos, etc.
14. Teléfonos de comunicación de emergencia, radio. Sistemas de aviso a personas, sistemas de llamadas, localización segura y control continuo por personal del centro de comunicación.
15. Protecciones para equipo en rotación.
16. Vigilancia de la combustión en hornos.
17. Válvulas de cierre para gas combustible.



**FACULTAD DE INGENIERÍA UNAM
DIVISIÓN DE EDUCACIÓN CONTINUA**

CURSOS INSTITUCIONALES

ANÁLISIS DE RIESGOS

Del 23 al 25 de febrero de 2005

V) INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

CI-013

**Instructor: Ing. Jorge Bermúdez Mendizábal
SEMARNAT CHIAPAS
Febrero / 2005**

-
1. American Institute of Chemical Engineers. Center for Chemical Process Safety
Technical management of chemical process safety
New York : AICHE, 1989
 2. Barry, P.E., y F. Thomas
" Fire & Explosions Risk Assessment "
Industrial Fire Safety. -- 3 (1), Jan/Feb 1994. -- pp. 32-39.
 3. Bowes, P.C.
Self-heating: evaluating and controlling the hazards
New York: Elsevier, 1984
 4. Consejo Interamericano de Seguridad
Manual de prevención de accidentes para operaciones industriales
Madrid : Mapfre, 1974
 5. Executive Enterprises, Inc.
Environmental Regulation Course (Houston, Tex. : Sep. 23-25, 1991)
 6. Kletz, Trevor A.
"Eliminating potential process hazards"
Chemical Engineering. -- 92 (7), Abr 1985, pp. 48-68
 7. Kletz, Trevor A.
What went Wrong? : case histories of process plant disasters. -- 2ed. --
Houston : Gulf, 1988. -- 238 p.
 8. Knowlton, R. Ellis .
Introducción a los Estudios de Riesgos y Operabilidad
Cali, Colombia : Chemetics International Company, 1987
 9. Lizárraga, R. J.
" Aspectos Básicos de la Legislación Ambiental Mexicana "
Calidad Ambiental (1993)
 10. Lundy, Kathleen
" Looking on the Dark Side "
The magazine of environmental management resources. -- 16 (2),
Abr 1994, pp. 3-5

-
11. Marshall, V.C.
Major Chemical Hazards
England, GB: Ellis Horwood series in chemical engineering, 1987
 12. National Fire Protection Association
Fire Fighters & Hazardous Materials
Quincy, MA : Ago 1986
 13. Patton, E. Dorothy
"El ABC de la Evaluación del Riesgo"
Noticias de Seguridad. -- 56 (12), Dic 1994, pp. 19-21.
 14. *Reglamento de la Ley general del equilibrio ecológico y la protección al ambiente en materia de impacto ambiental*
México : Porrúa, 1992. -- (Leyes y Códigos de México)
 15. Román, M. Juan
" Aplicación informática para la evaluación de riesgos y el control de emergencias "
Mapfre Seguridad . -- 50, 2º trim. 1993, pp. 37-43
 16. SARA Title III
Emergency Planning & Community Right to Know
USA : Monsanto, 1991. -- (Compliance Manual)
 17. Talcott, Frederick W.
"¿Cuán cierta es esa estimación del riesgo ambiental?"
Noticias de Seguridad. -- 56 (10), Oct 1994, pp. 4-10
 18. Tavera, B.J.
Administración de la seguridad industrial
México : AMHSAC, 1984
 19. Valdovinos T. Miguel Angel
Bases de la estructura de la administración del riesgo ambiental
México, D.F. : Apuntes Diplomado en administración de riesgos y medio ambiente. Universidad Iberoamericana, 1994