



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

APLICACION DE LA TECNICA HAZOP PARA LA IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES DE LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO DEL C.P.Q. "LA CANGREJERA"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE: INGENIERO QUIMICO PRESENTA: JULIO FELIX MARTINEZ REYES

U.N.A.M. ITS ZARAGOZA



LO HIZIMOS POR DE NUESTRA RELACION

MEXICO, D. F.

1997.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES *ZARAGOZA*
JEFATURA DE INGENIERIA QUIMICA
OF/082/030/97**

UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

**C. Julio Félix Martínez Reyes
P r e s e n t e.**

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

Presidente: I.Q. Miguel José Flores Galaz

Vocal: I.Q. Ismael Nieto Campos

Secretario: I.Q. Martha Flores Becerril

Suplente: I.Q. Hugo Héctor Martínez Rojas

Suplente: I.Q. Flora Antor Hernández

**A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D.F., 1 de Octubre 1997**

**Ing. Magín Enrique Juárez Villar
Jefe de la Carrera**

AGRADECIMIENTOS

Deseo expresar mis agradecimientos por el apoyo incondicional a cultivar mi personalidad a las siguientes personas e instituciones:

Al Instituto Mexicano del Petróleo

Por haberme brindado la oportunidad de usar sus instalaciones y apoyarme económicamente en la realización de ésta tesis.

A los profesores de la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza

Por la formación profesional de la antorcha de la sabiduría.

Al Instituto de Ciencias Nucleares y la Dra. Guillermina Burillo A.

Por enseñarme a desentrañar la naturaleza y la investigación.

Por su incondicional disponibilidad a la contribución de mi formación profesional a las siguientes personas:

M.C. Felipe Márquez C.

M.C. M. del Pilar Carreón.

M.C. Emilio Bucio.

Ing. Jesús Romero Villanueva.

Ing. Rene de la Mora.

Ing. Armando Verduzco V.

Ing. M. Teresa Celis.

Ing. Francisco Domínguez E.

Ing. Sofía, Sec. Cecilia.

Al Ing. Ismael Nieto Campos: Ing. Martha Flores Becerril.

Por sus invaluable consejos y valiosa asesoría y depositar su confianza en mí.

A la máxima casa de estudios, **Universidad Nacional Autónoma de México**, cuna de la sabiduría por brindarme la oportunidad de ser misionero de su cultura y filosofía del saber.

DEDICATORIAS

Por el gran esfuerzo y confianza depositada en mí, dedico éste trabajo a:

A mis padres: Rosario Reyes y Paulino Martínez, por su enorme apoyo y esfuerzo al cultivo de las mejores normas de conducta y cartas de recomendación a la vida.

A mis hermanos: Sonia, Erica y Alvaro; por su cariño y confianza en mí.

A mis abuelos: Jerónimo, Leova, Mateo, Victoria; por sus consejos y enseñanza que da la experiencia.

A mis tíos: Ildelfonso, Bacilio, Juventino, Jesús, María, Irene, Hortensia, Claudia, Oliva; por su apoyo moral al enriquecimiento y motivación a mi formación profesional.

A mis primos: por su invaluable atención por compartir los momentos de alegrías y tristezas.

A mis amigos y colegas: Armando, Diego, Edgar, Hugo, Cedillo, Gerardo, Miguel, Toña, Paty, Ruth; por consolidar un a amistad que resiste la envejecida de lo años y acción corrosiva del tiempo; así como a todas aquellas personas que desafortunadamente no ocupan un espacio en esta hoja pero que ha ayudado a enriquecer capítulos de mis historia.

A tí, por tu agradable compañía y paciencia en los momentos difíciles.

"UN DÍA COMO HOY" (12/20/1951)

Naturaleza; tierra, aire, agua y noche a ti pertenecen, tu con la fragancia del amor fundiste los sentidos de mi vida. ¡Oh! Padres míos, ardiente sol y brillante luna, todo me hace suponer que a julio, bebo un aplauso y abril interrupción de su silencio.

Un día bastó para estremecer un mundo, una lágrima para colmar su gloria y sus brazos rizaron y cobijaron mi destino.

Al severo compás de la experiencia, mi torpeza armonizó, y mi llanto respeto la llegada de primaveras: fueron fuego, lluvias, gritos, cantos y fueron travesuras a las que mi felicidad debo.

Hoy mi jardín orgulloso está de ser plantado con variadas flores, y no ser contado por hojas caídas; sino por flores habidas.

Gracias doy; padre, madre y hermanos todos, así como todo lo que hay sobre la tierra, pues a mí pertenecen, aunque no tenga tiempo para mirarte y un día como hoy recordarte.

Martínez Reyes Julio Félix

RESUMEN

La importancia de evaluar riesgos precisamente en términos tangibles y cualitativos es evidente, sobrestimar un riesgo particular puede resultar un derroche de valiosos recursos, mientras que dinero invertido en mitigar tales riesgos no necesariamente compra seguridad adicional. Por otra parte, no dar suficiente importancia a los riesgos puede ocasionar resultados desastrosos. Esta preocupación, hoy en día se va extendiendo mayormente a la industria química, y por consiguiente, la búsqueda de mejores alternativas que permitan mejorar el nivel de seguridad en un proceso determinado.

Dado el registro de accidentes industriales con óxido de etileno (Searif Texas, Deer Part, etc.) y la peligrosidad de su procesamiento, debido a su reactividad, explosividad e inflamabilidad, surge la necesidad e importancia de identificar los principales puntos de riesgo de la planta de óxido de etileno del C.P.Q "La Cangrejera" basándose en gran parte en el estado operacional de la planta y a una serie de datos de diseño recopilados en documentos y discutidos con el personal para su diagnóstico.

Este trabajo presenta el primer capítulo, algunos conceptos generales que ayudan a definir y estructurar un estudio de riesgo, además, los mecanismos a través de los cuales se debe cumplir con requerimientos gubernamentales de este tipo de trabajos.

Dentro del segundo capítulo, se hace alusión a las principales técnicas de evaluación de riesgos, su meteorología, estructura y confiabilidad de cada una de ellas; así como también criterios esenciales para la selección de alguna técnica específica en función de la complejidad del proceso en estudio.

De manera particular, se expone una metodología para la planeación de un estudio aplicando la técnica HAZOP, en ella se busca que el facilitador tome en cuenta todas las posibles circunstancias que influyen para la estimación del tiempo requerido tanto para la preparación, desarrollo y entrega del reporte final del estudio.

En el capítulo tercero, se plasma el desarrollo de la metodología HAZOP aplicada a la Planta de Óxido de Etileno del C.P.Q "La Cangrejera" con la finalidad de identificar los puntos de riesgo potenciales que puedan dar lugar a un accidente y la estructura de los resultados, permite visualizar las recomendaciones urgentes evaluadas de un total de 99 nocos estratificados para el análisis.

En cuarto y último capítulo, se presentan las áreas de riesgo identificadas, así como las recomendaciones evaluadas por el equipo HAZOP y especialistas de riesgos con el objetivo de mejorar la operabilidad de la planta y/o mitigar los riesgos que conlleven a ocasionar serios daños a terceros y con la finalidad de reforzar estas recomendaciones, se anexan algunos anexos y bibliografía que ayudan a la confiabilidad de las recomendaciones.

INTRODUCCION

Durante los últimos 50 años, la industria nivel mundial ha experimentado cambios de gran importancia tecnológica y de proceso que confluye a la aparición de nuevos productos químicos y nuevas plantas industriales. Como es lógico, este crecimiento tanto en número de industrias como en la capacidad de estas, han aumentado el número de personas (dentro de las plantas de proceso y entre el público en general) que pueden estar expuestas a las consecuencias de accidentes industriales: estos a su vez, han propiciado una toma de conciencia en seguridad industrial en sus distintos niveles de sensibilidad social.

El "Análisis de Riesgos" (Risk Analysis) es una disciplina que combina la evaluación ingenieril del proceso con técnicas matemáticas que permitan realizar estimaciones de frecuencias y consecuencias de accidentes. Los resultados del análisis de riesgo, se utilizan para toma de decisiones ("gerencial o administración de riesgo"), ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgo, fijados como objetivos de una determinada actividad ya sea por necesidades de proceso, seguridad o por normas internacionales que establecen un rango máximo y mínimo de seguridad.

En nuestro país, debido al proceso de industrialización que se dio de manera acelerada a partir de los 40's transformandolo de un país agrícola-minero a un país industrial-agricola-minero, el desarrollo industrial ha aumentado la capacidad de manufactura y almacenamiento de cantidades elevadas de sustancias peligrosas en los parques industriales que, en los últimos años, ha ido creciendo tanto en número como en complejidad. Estos conjuntos industriales y las empresas en general, han desencadenado una concentración de asentamientos humanos en torno a ellos; asimismo, el aumento en el número de productos químicos, así como el transporte de estos en las empresas y a partir de ellas han incrementado los riesgos de accidentes. Todo esto ha generado el desarrollo de medidas regulatorias para prevenir los accidentes y atenuar sus impactos en caso de que ocurran, bajo la premisa que es imposible reducir a cero dichos riesgos¹.

En respuesta a esta prevención y mitigación de desastres, se han logrado grandes avances que es preciso valorar teniendo como marco de referencia las recomendaciones y lineamientos que han surgido a nivel internacional, además, de compromisos contraídos por nuestro país al suscribir convenios binacionales o multinacionales al adoptar las decisiones del Consejo de la Organización de Cooperación y Desarrollo Económico (OCDE) cuando ingresó a este organismo ²⁶.

OBJETIVOS

Los objetivos principales para la identificación de riesgos son:

- Identificar los principales puntos de riesgo con la finalidad de incrementar la confianza operacional.
- Identificación de las principales causas y consecuencias de los riesgos potenciales.
- Establecer recomendaciones generales para el incremento de la seguridad de la planta.
- Establecimiento de una estructura práctica para la identificación de riesgos en plantas industriales.
- Tener la máxima protección posible al personal y a la población aledaña.

CONTENIDO

CAPÍTULO 1. GENERALIDADES

1.1 Conceptos Generales	5
1.2 Análisis de riesgo	6
1.3 Análisis de un riesgo en la industria química	6
1.4 Etapas de análisis de riesgo	15

CAPÍTULO 2. TECNICAS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS

2.1 Características de las principales metodologías de evaluación de riesgos	21
2.1.1 Principales factores de estudio de un accidente	21
2.2 Clasificación de Técnicas de identificación de riesgos	23
2.2.1 Métodos comparativos	23
2.2.1.1 Códigos	23
2.2.1.2 Listas de Verificación (Check-List)	24
2.2.1.3 Análisis Histórico de Accidentes	25
2.2.1.4 Índice de riesgos (Dow)	26
2.2.2 Métodos Generalizados (Semicualitativos)	29
2.2.2.1 What if ? ¿Que pasa si?	29
2.2.2.2 Análisis de riesgos y Operabilidad (Hazop)	30
2.2.2.3 Análisis de Árbol de Fallas (FTA)	37
2.2.2.4 Análisis de Árbol de Eventos	42
2.3 Criterios para la selección de una técnica de evaluación de riesgos	43

2.3.1 Diagrama de flujo para la elección de una técnica de evaluación de riesgos	44
2.4 Criterios para la Planeación de un estudio de riesgo y operabilidad (Hazop)	53
2.4.1 Definición de la técnica Hazop para el análisis de procesos riesgosos	53
2.4.2 Metodología para estimación del tiempo requerido para un estudio Hazop	54
2.4.3 Tiempo requerido por el facilitador para preparar un estudio antes de empezar su desarrollo	56
2.4.4 Tiempo para la elaboración del reporte	57
2.4.5 Estimación de días calendarios para realizar un estudio Hazop	57
2.4.6 Comparación gráfica	58

CAPÍTULO 3. APLICACION DE LA TECNICA HAZOP A LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO

3.1 Descripción de la ubicación del complejo	60
3.1.1 Localización general	60
3.1.2 Localización específica	60
3.2 Planta de óxido de etileno (CPQ, "La Cangrejera")	62
3.2.1 Descripción del proceso	62
3.3 Aplicación de la técnica Hazop	67
3.3.1 Secuencia del Desarrollo de la técnica HAZOP	67
3.3.2 Resultados	71
3.3.3 Jerarquización de riesgos y acciones recomendadas	88

CAPÍTULO 1. GENERALIDADES

1. GENERALIDADES

1.1 Conceptos Generales

Toda industria en la que se pueda generar un accidente importante, debe tomar todas las medidas necesarias contra ese grave riesgo. Para ello, se debe tener conciencia de la naturaleza del riesgo, de los acontecimientos que causan accidentes y de las consecuencias potenciales de esos eventos.

Para el entendimiento y atención a los principales contextos laborales, el personal debe comprender e identificar en forma conceptual los eventos riesgosos, es pues con esta finalidad que abarcaremos algunos conceptos más usados en esta actividad.

Accidente.- Por accidente, se entiende como cualquier acontecimiento no premeditado muchas veces previsible que implica una desviación intolerable sobre las condiciones de diseño de un sistema, ocasionando lesiones y daños de diferentes magnitudes dentro del entorno de su manifestación.

Riesgo.- Se define como la posibilidad de sufrir pérdidas tanto de vidas humanas como en bienes o capacidad de producción, expresada en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias.

Explosión.- Explosión es un fenómeno originado por la expansión violenta de gases, se produce a partir de una reacción química, por ignición o calentamiento de algunos materiales, se manifiesta en forma de liberación de energía y da lugar a la aparición de efectos acústicos, térmicos y mecánicos.

Incendio.- Es un fuego no controlado de grandes proporciones que puede presentarse en forma súbita o gradual, al que le siguen daños materiales que pueden interrumpir el proceso de producción, lesiones o pérdidas de vidas humanas y deterioro ambiental.

Fuga o derrame.- Es denominado como la salida de gas o líquido por un orificio producido accidentalmente en el recipiente o el conducto por donde circula.

1.2 Análisis de riesgo

Es el desarrollo de una estimación cuantitativa y cualitativa del riesgo, basado en una evaluación de ingeniería y técnicas matemáticas realizado por combinación de estimados de consecuencias de accidentes y sus frecuencias.

Es una metodología que da a conocer a partir del análisis, los riesgos que dichas obras o actividades representen para el equilibrio ecológico o el ambiente, así como las medidas técnicas de seguridad preventivas y correctivas, tendientes a evitar, mitigar, minimizar o controlar los efectos adversos al equilibrio ecológico en caso de un posible accidente, durante la ejecución u operación normal de la obra o actividad de que se trate.

La importancia de poder identificar los riesgos y en consecuencia su cuantificación, permite tener un mejor control del proceso, así como de los accidentes mayores, y el poder definir los riesgos principales ayuda a jerarquizar y tener una atención prioritaria de medidas de seguridad con el objeto de mitigar peligros potenciales.

El elaborar una lista de los riesgos de accidentes mayores, son el punto de partida para el establecimiento de un programa tanto de seguridad como de control adecuado del proceso de producción. En México, con la finalidad de normalizar las actividades altamente riesgosas, el diario Oficial de la Federación ³³ ha publicado 2 listados de dichas actividades en caso de que se manejen sustancias tóxicas, explosivas e inflamables respectivamente; las cuales son reguladas por la Secretaría de Medio Ambiente Recursos Naturales y Pesca (SEMARNAP) a través del Instituto Nacional de Ecología (INE).

1.3 Análisis de riesgo en la industria química

Dada la diversidad y complejidad de la industria en general, no es posible circunscribir las instalaciones que presentan los riesgos a ciertos sectores de actividad industrial. Sin embargo, las instalaciones con mayores riesgos (graves consecuencias) están relacionadas con las actividades siguientes:

- a) Fábricas de productos químicos y refinados.
- b) Fábricas de productos químicos y plantas de producción de éstos.
- c) Almacenamiento y distribución de gas licuado de petróleo.
- d) Grandes almacenes de fertilizantes.
- e) Fábricas de explosivos.
- f) Fábrica en que se utiliza cloro en grandes cantidades.

La forma en que se puede realizar un mejor control y seguimiento de los accidentes ocurridos en los diferentes tipos de instalaciones es recuperar y registrar la información relativa a mejorar a los mismos, desafortunadamente, en México no existen mecanismos sistemáticos y confiables para tener el control de estos accidentes. En base a esta necesidad, El Centro Nacional de Prevención de Desastres (CENAPRED) de la secretaría de gobernación, integró un documento que se refiere a los accidentes químicos ocurridos en la República en el periodo de 1990 a 1993; (*Graficas 1.1, 1.2, 1.3, 1.4, 1.5*):

De manera más específica, en el reglamento de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente en su artículo 5, dice que "todas las personas físicas o morales que pretendan realizar obras o actividades, públicas o privadas que puedan causar desequilibrios ecológicos o rebasar los límites y condiciones señaladas en los reglamentos y las normas técnicas ecológicas de la federación, deben contar con previa autorización de la SEMARNAP presentando un estudio de riesgo con las disposiciones legales para evaluar, prevenir y controlar los impactos y riesgos ambientales de las actividades productivas altamente riesgosas". Siendo el criterio para definir una "actividad altamente riesgosa aquella que incluya acciones asociadas con el manejo de sustancias con propiedades tóxicas, inflamables, explosivas, reactivas, corrosivas o biológicas, en cantidades tales que en caso de producirse una liberación sea fuga o derrame de las mismas o bien la explosión puedan ocasionar afectación significativa al ambiente, a la población o a sus bienes" (fig. 1.6).

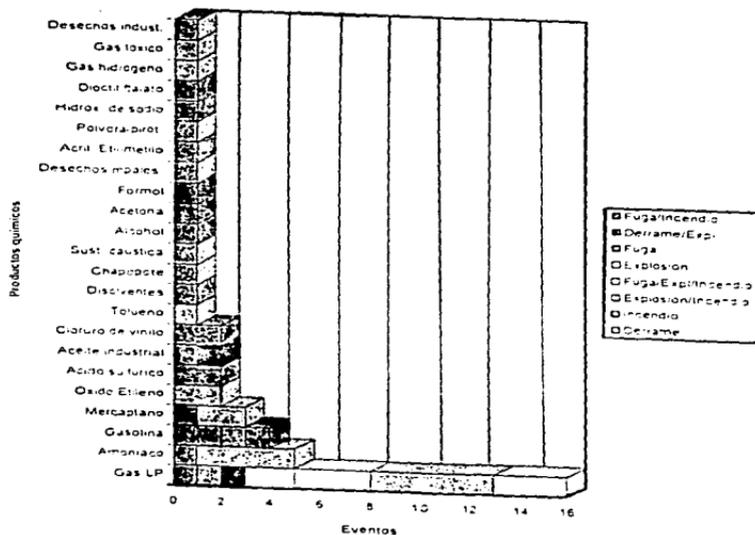
Las principales modalidades en que las entidades ambientales federales en México pueden solicitar un estudio de riesgo son las siguientes:

1.- Informe Preliminar de Riesgo.

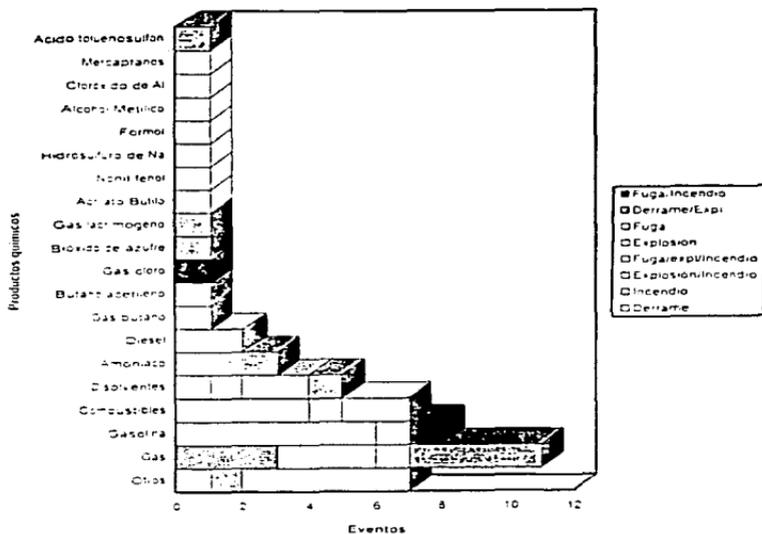
2.- Análisis de Riesgo.

3.- Análisis detallado de Riesgo.

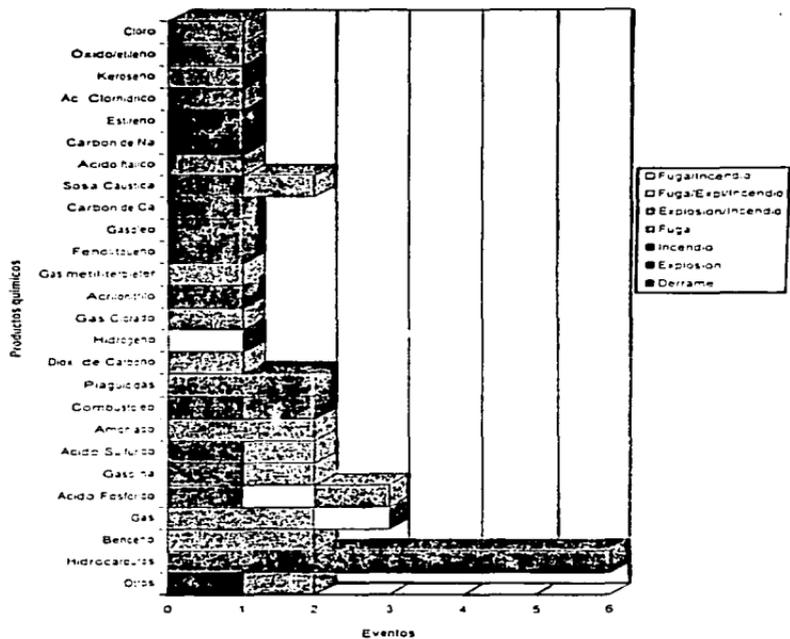
Y la modalidad en que debe presentarse el estudio es asignado por la autoridad basándose en la información del tipo de instalación de la obra a desarrollar. Con base a esta información, la autoridad indicará que nivel de manifestación de impacto ambiental necesita, para que, si la obra lo requiere, se determina que modalidad del estudio de riesgo va requerir, dependiendo de las características del proceso y sustancias que vayan a ser utilizadas.



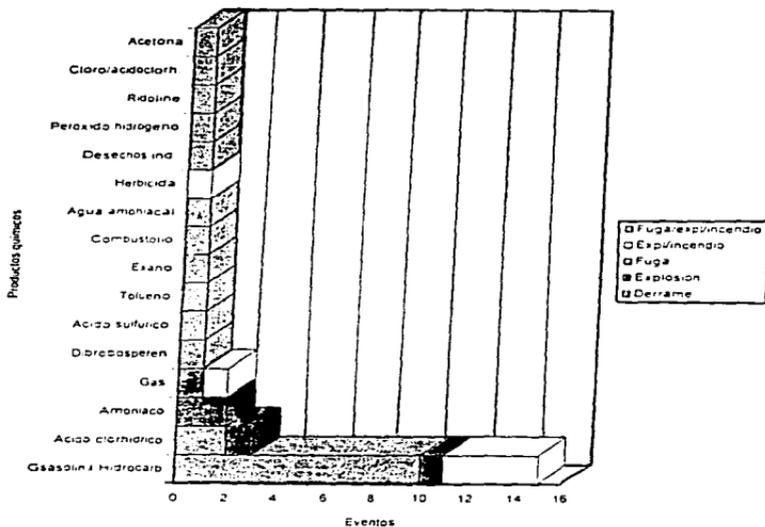
Graf. 1.1 Accidentes relacionados con productos en el Estado de Mexico 1990-1993



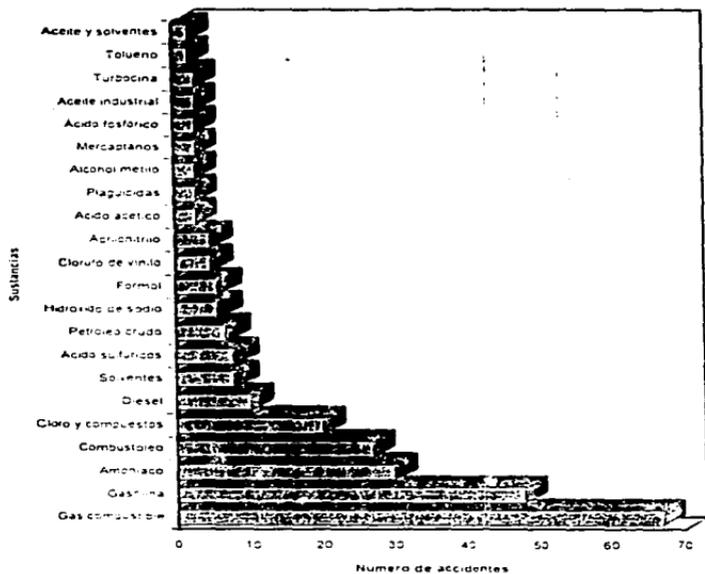
Graf. 1.2 Accidentes relacionados con productos químicos en el Distrito Federal, 1990-1993



Graf. 1.3 Accidentes relacionados con productos químicos en Veracruz, 1990-1993



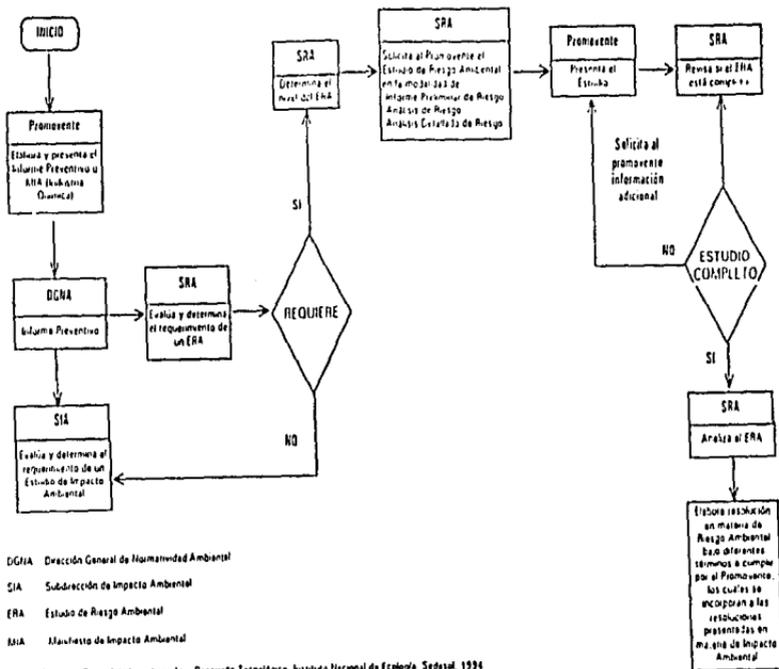
Graf. 1.4 Accidentes relacionados con productos químicos en Jalisco, 1990-1993



Graf. 1.5 Sustancias involucradas en accidentes quimicos, 1990-1993

Figura 1.6

Procedimiento para la presentación de un Estudio de Riesgo Ambiental



1.4 Etapas de análisis de riesgos

De manera conceptual, el análisis de riesgo se desarrolla en distintas etapas, en cada una de las cuales se responde a una pregunta general (fig. 1.7).

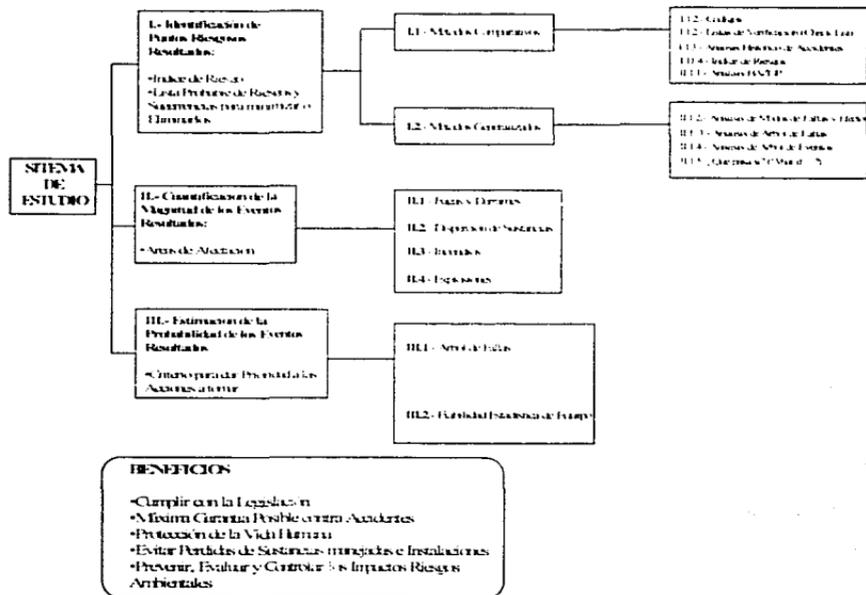


Fig. 1.7 Cuadro sinóptico de las etapas de análisis de riesgos

Con el objetivo de cumplir con el carácter preventivo de accidentes, es importante desarrollar y reflexionar las tres preguntas generales que abarca cada una de las etapas.

La primera pregunta que cuestiona las circunstancias que pueden dar origen a los efectos adversos, es puramente cualitativa; sin embargo, da origen al bloque de identificación de posibles riesgos.

1.- ¿Que puede ocurrir? ¿Que puede ir mal? Son las interrogantes que pretenden obtener una lista exhaustiva dentro de los límites del análisis de datos las decisiones que :

- a) puedan predecir un efecto adverso significativo y
- b) tengan una probabilidad razonable de producirse.

Para evitar las omisiones en esta etapa, se debe acudir al sentido común ingenieril y a la experiencia acumulada sobre el proceso, valiéndose de las herramientas disponibles (*Métodos comparativos y generalizados*).

La identificación de circunstancias que pueden dar lugar a desarrollar peligros, es crucial ya que, "un peligro no identificado, es un peligro que no va ser considerado en los análisis posteriores".⁽¹⁾

Esta fase es fundamental para el estudio de riesgo dado que constituye el punto de partida y condiciona su planteamiento³, definiendo la existencia de peligro y las características del acontecimiento.(Fig. 1.8 y Fig. 1.9)

Una vez identificado las circunstancias que razonablemente puede arrojar efectos adversos de cierta magnitud la siguiente etapa viene marcada a responder la siguiente pregunta.

2.- ¿Cuales son las consecuencias? Para responder, es necesario tener un modelo o modelos que relacione la causa original identificada con los efectos previstos de manera que puedan ser cuantificados.

Las diferentes posibilidades de la evolución de un evento (*explosión, nube de vapores, incendio "flash", BLEVE, formación de nube sin que ocurra ignición, etc.*) en estudio, deben ser analizados con los modelos adecuados para proporcionar una

estimación de las consecuencias que se tengan en el personal, instalaciones, el ambiente y propiedades, hasta llegar a predecir la intensidad, duración de escape y extensión de las zonas afectadas.

La tercera fase o etapa del análisis de riesgos responde a la pregunta **3.- ¿Cual es la Frecuencia?** Para poder priorizar la verosimilitud de los riesgos, no basta con la identificación de los accidentes potenciales, sus secuencias de ocurrencia y la magnitud de los eventos; sino además es necesario estimar la **frecuencia de ocurrencia** de dichos eventos para el cálculo del Riesgo (Esperanza Matemática del Daño) definido como: *el producto de la magnitud del daño esperado por la probabilidad de que tenga lugar durante la vida útil de una instalación* ^(4, 26).

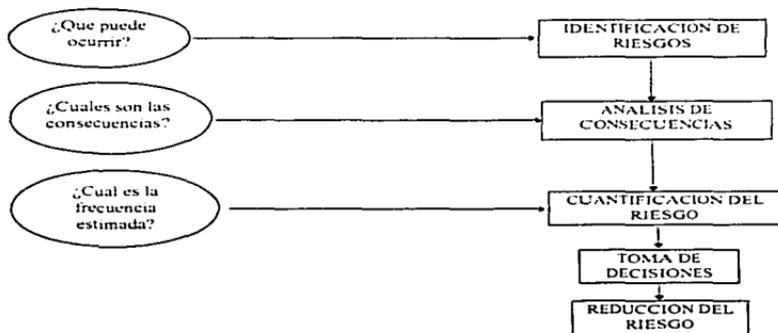


Fig.1.8 Etapas del análisis de riesgo

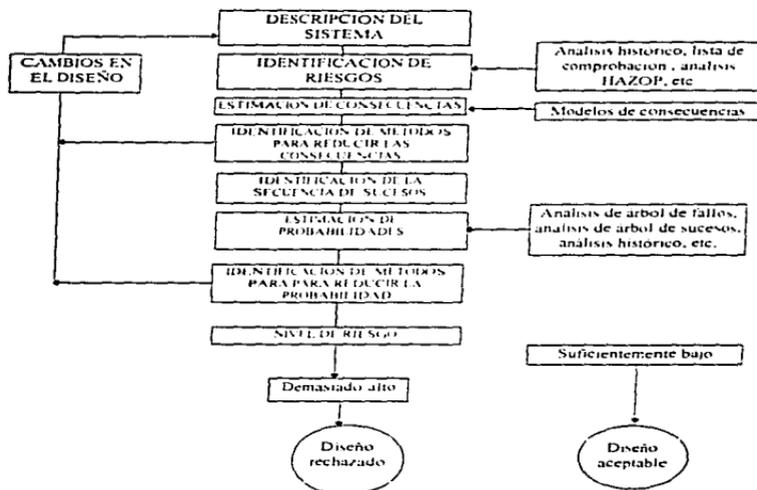


Fig.1.9 Etapas en la realización de un análisis cuantitativo de riesgo.

La metodología más empleada para este fin, es el Árbol de Fallas; (FTA) o Árbol de Sucesos (ETA) en donde se asigna la probabilidad a los distintos sucesos en la cadena de evaluación de acontecimientos, los cuales estarán conectados por compuertas de las usadas en Álgebra Booleana con sus respectivas reglas.

Cuando todas las secuencias razonables de fallas se han identificado y el árbol está bien construido, ésta puede ser la herramienta más poderosa del análisis de

riesgos; sin embargo, ésta es una herramienta compleja y a menudo tiende a tener errores de apreciación y de omisión.

Otra técnica consiste en la evaluación de la "Fiabilidad Estadística de los Equipos" y de los sistemas de seguridad disponibles en una instalación. Esto se hace de manera empírica, recogiendo datos de un equipo durante largo tiempo y ajustando estadísticamente las fallas a una distribución de probabilidad, para la valoración de su fiabilidad.

Como se ha indicado, el análisis de riesgo permite identificar las posibles causas iniciadoras de un accidente y los mecanismos de su desarrollo, evaluar sus consecuencias y estimar la probabilidad de que tenga lugar. Una vez que se dispone de esta información para los distintos escenarios de accidentes, se está en condiciones de establecer jerarquía de riesgos, reflejada en una lista de prioridades de reducción de riesgo.

Los resultados del análisis de riesgos proporcionan el fundamento adecuado para explicar cual es el nivel de riesgo a que están sometidos los trabajadores de una instalación y la comunidad circundante; en la Fig 1.10 se presenta la utilidad del análisis de riesgo.

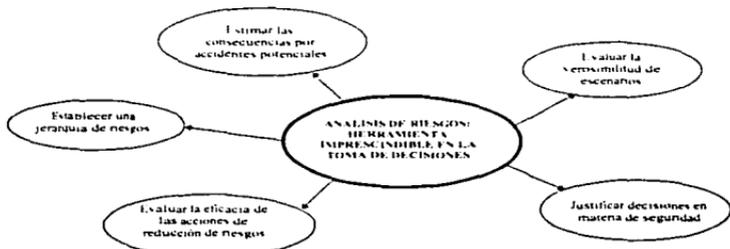


Fig. 1-10 Utilidad del análisis de riesgos.

CAPÍTULO 2. TÉCNICAS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS

2 . TÉCNICAS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS

2.1 CARACTERÍSTICAS DE LAS PRINCIPALES METODOLOGÍAS DE EVALUACIÓN DE RIESGOS

La identificación del riesgo es, de hecho, el paso más importante del análisis, dado que constituye el punto de partida y condiciona su planteamiento^{3,26}. Los métodos existentes para lograr este objetivo difieren, tanto en su carácter cualitativo como en su grado de sistematización. De manera análoga una vez identificado un riesgo importante, es probable que se tomen medidas para reducirlo, incluso si la evaluación cuantitativa posterior es defectuosa.

En ocasiones, los riesgos son evidentes y no necesitan procedimientos especiales para ponerse de manifiesto; sin embargo, en otros casos los riesgos no son tan evidentes, y se requiere de un análisis de mayor profundidad para desentrañar la clase de accidente que puede tener lugar.

En cualquier circunstancia, decir que en una instalación determinada puede ocurrir un accidente, no es suficiente, sino que se requiere un estudio que indique cuales son los mecanismos o secuencias de acontecimientos por los que el accidente puede tener lugar, con el fin de obtener oportunidades de actuar sobre los mismos.

La identificación y caracterización de riesgos puede y debe realizarse durante toda la vida de una instalación; no obstante, cada fase de vida puede requerir distinta profundidad de estudio.

2.1.1 Principales factores de estudio de un accidente

La secuencia de un accidente tiene una gran variación en función de la evolución específica de la cadena de sucesos (*Tabla 2.1*), es decir, de los elementos que dan origen a la misma. Así, un mismo suceso iniciador puede tener distintas consecuencias adversas, dependiendo de la combinación de sucesos iniciadores de propagación o mitigación.

CIRCUNSTANCIAS PELIGROSAS	SUCESOS INICIADORES	CIRCUNSTANCIAS PROPAGADORAS	CIRCUNSTANCIAS MITIGANTES	CONSECUENCIAS DEL ACCIDENTE
<p>Almacenamiento de cantidades importantes de sustancias peligrosas (materiales inflamables, combustibles, inestables o tóxicos, gases inertizantes, materiales a muy alta o muy baja temperatura, etc.)</p> <p>Materiales altamente reactivos (reactantes, productos, subproductos, sustancias intermedias)</p> <p>Velocidades de reacción especialmente sensibles a impurezas o a parámetros de proceso.</p>	<p>Fallos de maquinaria y equipo de proceso (Bombas, válvulas, instrumentos, sensores, etc.)</p> <p>Fallos de Contención (tuberías, recipientes, tanques de almacenamiento, juntas, etc.)</p> <p>Errores humanos (operación, mantenimiento, revisiones)</p> <p>Pérdida de servicios (agua, electricidad, aire comprimido, vapor)</p> <p>Agentes externos (inundaciones, terremotos, tormentas, vientos fuertes, impactos, sabotaje, etc.)</p> <p>Errores de método de investigación.</p>	<p>Desviaciones de parámetros de proceso (presiones, temperaturas, flujos, concentraciones, cambios de fase o de estado)</p> <p>Fallos de contención (tuberías, recipientes, tanques, juntas, fuelles, entrada o salida, ventosas, etc.)</p> <p>Emisiones de materiales (combustibles, explosivos, tóxicos, reactivos)</p> <p>Ignición/explosión.</p> <p>Errores del operador (omisión, diagnóstico, toma de decisiones)</p> <p>Agentes externos.</p> <p>Errores de método o de información</p>	<p>Respuestas de seguridad (válvulas de venteo, servicios de reserva, sistemas y componentes redundantes etc.)</p> <p>Mitigación (venteos, diques, antorchas, rociadores, etc.)</p> <p>Respuestas de control/respuestas de los operadores.</p> <p>Operaciones de emergencia (alarmas, procedimientos de emergencia, equipos de protección personal, evacuación, etc.)</p> <p>Agentes externos.</p> <p>Flujo adecuado de información</p>	<p>Fuegos.</p> <p>Explosiones.</p> <p>Impactos.</p> <p>Dispersión de materiales tóxicos.</p> <p>Dispersión de materiales de alta reactividad.</p>

Tab.2.1 Principales elementos de los accidentes

2.2. CLASIFICACIÓN DE TÉCNICAS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS

En la *Tabla 2.2* se presenta una clasificación genérica de los principales métodos de identificación de riesgos ³.

MÉTODOS COMPARATIVOS(CUALITATIVOS)	MÉTODOS GENERALIZADOS(SEMICUALITATIVOS)
1. - Listas de Seguridad (SR)	1. Análisis ¿Que pasa si? ¿What if? (WI)
2. - Lista de Verificación (CL)	2. - ¿Que pasa si?/Lista de Verificación (WI/CL)
3. - Índices de Riesgos (RR)	3. - Análisis de Riesgo y Operabilidad (HAZOP)
4. - Análisis Histórico de Accidentes (AHA)	4. - Análisis de Arbol de Fallas (FTA)
5. - Análisis Preliminar de Riesgo (PHA)	5. - Análisis de Arbol de Eventos (ETA)
6. - Análisis de Confiabilidad Humana (HRA)	6. - Análisis de Causas y Consecuencias(CC)
	7. - Análisis de Modo de Fallas y Efectos (FMEA)

Tabla. 2.2 Clasificación de las técnicas de identificación de riesgos³

2.2.1. MÉTODOS COMPARATIVOS

Los métodos comparativos se caracterizan por evaluar la seguridad de una instalación a la luz de la experiencia y haciendo uso de un análisis crítico el personal que desarrolla la metodología.

2.2.1.1 Códigos

Esta técnica de identificación consiste en la comparación del diseño de una instalación a sus modificaciones con los códigos estándares habituales de las distintas ramas de la ingeniería (ASME, ASTM, APA, NFPA, TEMA, ADD, MERKBLATT, etc.); y para el desarrollo de la metodología, se requiere de gente con

experiencia externa e interna donde el primer paso consiste en utilizar los *manuals técnicos internos* donde se comparan las diferencias de diseño respecto a lo que se considera práctica habitual; el investigar las razones por las que no se han seguido los procedimientos usuales permite clasificar las posibles fuentes de riesgos implicando una evaluación de seguridad para mitigar o reducir los niveles de riesgo.

2.2.1.2 Listas de Verificación (Check-List)

En estas listas también se hace uso de la experiencia acumulada por la organizaciones industriales, elaboradas generalmente a través de los años por distintas personas las cuales están basadas en evaluaciones estándares que ayudan a enfocar la atención sobre las situaciones riesgosas que puedan pasar desapercibidas.

El propósito de aplicar esta metodología es con la finalidad de registrar y organizar la estructura de las desviaciones respecto a estándares dentro del sistema de estudio. La metodología generalmente se cuestiona deficiencias y diferencias de las listas registradas. Las respuestas que ayudan a intuir los resultados son: "sí", "no", "no aplica", o "se necesita más información". La confiabilidad de los resultados están en función del listado que realiza el facilitador de la técnica para el proceso ó área de estudio así como el análisis y recomendaciones que se dan a las situaciones riesgosas.

Limitaciones

- Se limita a la experiencia del autor.
- Pueden a llegar a omitirse preguntas importantes.
- Tiene una aplicación tediosa.
- Si se olvida algún punto, difícilmente se tendrá en cuenta.

Generalmente se aplica a la evaluación de equipos y el grado de detalle varia considerablemente por la atención sobre los aspectos que pueden haber pasado desapercibidos.

2.2.1.3 Análisis Histórico de Accidentes.

El análisis histórico de accidentes es una herramienta de identificación de riesgos que hace uso de los datos recogidos en el pasado sobre accidentes industriales y por lo tanto, son reales y concretos.

La procedencia de la información sobre accidentes ocurridos en el pasado puede proceder de fuentes muy diversas, tales como archivos internos de las compañías o bien de banco de datos, de información de prensa, entrevistas con testigos del accidente e informes de las comisiones de investigación. Evidentemente, no todas estas fuentes tienen el mismo grado de fiabilidad, sin embargo, un análisis y selección de cada una de ellas nos permite detallar el conocimiento de las circunstancias y características de los accidentes.

Dentro de las principales fuentes de información relevantes para la industria química tenemos: Chemical Accidents Failure Incidents and Chemical Hazards Databank (CHAFINC), Chemical Hazards in Industry (CHI), Hazard and Reability Information System (HARIS), Summary of Notable Accidents in Technical Activities (SONATA), etc.

Ventajas

La ventaja de este método radica en que se refiere a accidentes ya ocurridos, por lo que los peligros identificados con su uso son indudablemente reales; se puede realizar una identificación de accidentes a bajo costo, tiene una gran utilidad en procesos y productos de utilización masiva o frecuente (productos energéticos, productos químicos, etc) y si existe una estadística representativa de los tipos de accidentes, puede hacerse una aproximación cuantitativa de las frecuencias del riesgo; además, es un medio muy valioso para una verificación a posteriori de los modelos que se disponen en la actualidad en cuanto a la predicción de las consecuencias de los accidentes.

Limitaciones

Las principales limitaciones de esta técnica reside en que el análisis solo se refiere a accidentes que han tenido lugar y de los cuales se poseé información; por lo

tanto, el número de casos a analizar es finito y además, algunos accidentes no se registran o se hace de forma restringida.

Particularmente en México no se tiene un registro sistematizado de accidentes y existen empresa que no informan los accidentes en que se ven involucradas. Otra de las desventajas también es que la documentación encontrada son únicamente de accidentes "más importantes"^(5.1) y los resultados obtenidos dependen mucho de la calidad de la información disponible en las fuentes de información consultadas.

2.2.1.4. Índice de Riesgos

Los índices de riesgo como el índice Dow ó el índice Mond, proporciona un método directo y relativamente simple de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso, así como de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel de riesgo. No son, por lo tanto, sistemas que se utilicen para señalar riesgos individuales, sino que proporcionan un valor numérico que permiten identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado.

a) Índice Dow

El índice Dow, de incendio y explosión, se utiliza ampliamente en la industria química, debido a que permite realizar una estimación algo más fácil de visualizar por el uso preferente de gráficas frente a ecuaciones logrando con esto, contabilizar riesgos intrínsecos del material, las cantidades manejadas, cantidades de operación y en la más reciente edición tiene en cuenta, si bien de manera marginal, aspectos de toxicidad, con la inclusión de una penalización específica.^(3,5)

a.1) Metodología

La metodología utilizada tiene varios pasos, entre los más importantes tenemos^(5.1)

1.- En un plano general, identificar las unidades de proceso que puedan presentar riesgos mayores.

Las unidades de proceso que pueden considerarse riesgosas son: tanques de almacenamiento, compresores, intercambiadores de calor, bombas, reactores, etc.

2.- El siguiente paso es la determinación del *factor material* (MF) de cada uno de los equipos. El factor material es un número comprendido entre 1 y 40, que se asigna a la sustancia que se procesa, en la unidad, de acuerdo con el potencial intrínseco de esta etapa para liberar energía en un incendio o en una explosión (**Apéndice A.7**).

3.- La siguiente etapa consiste en la determinación de los factores de riesgo concurrentes; los cuales pueden ser de dos tipos:

a) **Riesgos Generales (F1)**, como la presencia de reacciones exotérmicas o la realización de operaciones de carga y descarga.

b) **Riesgos Específicos del Proceso (F2)** como la operación cerca del intervalo de inflamabilidad o a presiones distintas de la atmosférica.

La contabilización de los factores de riesgo concurrentes en el proceso, se realiza asignando una penalización en cada uno de los apartados¹:

$F1 = 1 + \sum (\text{penalización por cada uno de los riesgos generales})$

$F2 = 1 + \sum (\text{penalización por cada uno de los riesgos especiales})$

En el formulario (tabla 2.3) siguiente se muestra el cálculo del índice Dow de fuego y explosión.

4.- Una vez calculado el F1 y F2, se está en condiciones de obtener el **Factor de riesgo de la unidad (F3)** como producto de las anteriores que generalmente están comprendidos entre 1 y 8 los cuales se utilizan para hallar el valor de Índice de Incendio y Explosión (IIE).

INDICE DE FUEGO Y EXPLOSION			
Planta:	Unidad de proceso:	Localización:	Fecha:
		Evaluado por:	Revisado por:
PRODUCTOS Y PROCESOS			
Productos en la unidad de proceso:			
Estado de operación		Productos base para el factor material	
() Arranque	() Parada	() Operación	
FACTOR MATERIAL			
1-RIESGOS GENERALES DE PROCESO		PENALIZACIÓN	VALOR USADO
Factor Base		1.00	1.00
A. Reacciones Químicas Exotermicas (Factor 0.30 a 1.25)		1.25	
B. Procesos Endotermicos (Factor 0.20 a 0.40)			
C. Manifiesto y conducción de productos (0.25 a 0.85)		0.85	
D. Unidades encerradas o cubiertas (0.25 a 0.90)		0.45	
E. Accesos		0.35	
F. Drenajes y control de derrames (0.25 a 0.50 200 Gals)			
FACTOR DE RIESGO GENERALES DEL PROCESO (F1)		1.35	
2-RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO			
Factor Base		1.00	1.00
A. Materiales Tóxicos (Factor 0.20 a 0.30)		0.40	
B. Presión Sub-atmosférica		0.50	
C. Operación cerrada dentro de límites de inflam. (penalizado () no penalizado)			
1. Grupo de tanques de almacenamientos de Lqs. inflamables		0.50	
2. Problema de Llenado o Fugas de burgas		0.30	
3. Tiempo en el intervalo de inflamabilidad		0.80	0.80
D. Espuma o de hervor (Factor 0.15 a 0.20)			
E. Drenajes Pres. Oper. at. (Esp. Pres. Aliv. 125 Psig)			
F. Baja temperatura (Factor 0.20 a 0.35)			
G. Cantidad de producto inflamable o inoxidable Cant. (M ³)			
1. Líquidos o gases & Productos reactivos en proceso			1.00
2. Líquidos o gases en almacenamiento			
3. Sólidos combustibles en almacenamiento Polvo en proceso			
H. Corrosión y Erosión (Factor 0.10 a 0.75)			
I. Fugas juntas y cierres (Factor 0.10 a 1.50)			
J. Uso de calentadores con llama			
K. Sistema de aceite termico			
L. Equipo rotativo		0.50	
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		4.14	
FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD (F3)=F1		5.61	
INDICE DE FUEGO Y EXPLOSION (F3)*M*(F&E)			192
RADIO DE EXPOSICION			

Tabla 2.3 Formulario para el cálculo del índice Dow de fuego y explosión.

5.- El siguiente paso es el cálculo del Área de Exposición; esta área es un círculo ideal dentro del cual estarán los equipos e instalaciones que pueden verse afectados por un incendio o por una explosión en la unidad de proceso que se evalúa.

El radio del círculo ideal de exposición puede ser calculado de acuerdo a la expresión:

$$R(m) = 0.256 \cdot IIE$$

en base a estos resultados, puede realizarse una primera estimación de las pérdidas materiales que puedan resultar de un accidente estableciendo una jerarquización de riesgo para las distintas unidades.

Ventajas

Intenta cuantificar anticipadamente daños potenciales por incendio y explosión y permite tener una reducción de riesgos potenciales a una valoración económica que permite jerarquizar decisiones.

2.2.2. MÉTODOS GENERALIZADOS (SEMICUALITATIVOS)

2.2.2.1. WHAT IF ? ¿Que pasa si?

Este método consiste en una revisión por grupos interdisciplinarios en las que se hacen las preguntas ¿Que pasa si? para diferentes situaciones. El objetivo de un análisis <<What if>> es considerar las consecuencias negativas de procesos inesperados donde se definen tendencias, se formulan preguntas, se desarrollan y evalúan respuestas, incluyendo una amplia gama de consecuencias posibles. Su principal aplicación se lleva a cabo en desviaciones del diseño, construcción, modificación y operación de plantas industriales. La inducción de esta técnica se realiza sobre áreas concretas a través de dos o tres expertos que poseen la documentación detallada de la instalación, procedentes de la instalación y con acceso al personal de la planta para proveer de información complementaria.

2.2.2.2. Análisis de Riesgo Y Operabilidad (HAZOP)

Un estudio HAZOP para la identificación de riesgo está basado en la premisa de que los accidentes se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso (V.P) con respecto a los parámetros normales de operación en un sistema dado y en una etapa determinada (arranque, operación en régimen estacionario, operación en régimen no estacionario, parada, etc.)

El objetivo de esta metodología, consiste en analizar sistemáticamente las causas y las consecuencias de las desviaciones de las variables de proceso, planteadas a través de unas "palabras guía" en puntos de instalaciones previamente seleccionadas denominadas "nodos".

La sistemática del análisis HAZOP se puede observar en la *Fig.2.1* y a partir de las palabras guías (*Fig.2.2*) se inicia el procedimiento aplicándolo a cada una de las líneas de proceso que entran o salen de un elemento determinado de la planta. Para llevar a cabo el análisis de las líneas de proceso, es muy importante especificar el propósito que cumple en la planta (intensión) en condiciones normales de operación ya que a partir de aquí, la aplicación de las palabras guías permite identificar desviaciones, es decir, circunstancias en las cuales la intención definida no se cumple.

Una vez identificada una desviación con estas características, el paso siguiente es proponer soluciones correctivas y evaluar su costo.

Con la finalidad de proporcionar una estructura de razonamiento, capaz de facilitar la identificación de desviaciones razonables, analizar sus causas, consecuencias y posibles acciones correctoras es necesario llevar a cabo un registro ordenado y bien organizado de las respuestas para simplificar notablemente los resúmenes y notas que pueden circularse a los miembros del equipo.

La naturaleza multidisciplinaria de personas de distinta experiencia que participan dentro y fuera de la planta permite hacer posible una conjunción de los distintos enfoques y estimular la generación de ideas.

El equipo HAZOP asignado para desarrollar un estudio de riesgo, deberá ser personal con suficiente peritaje para proveer el aporte técnico que sea necesario así como tener autoridad para recomendar cambios.

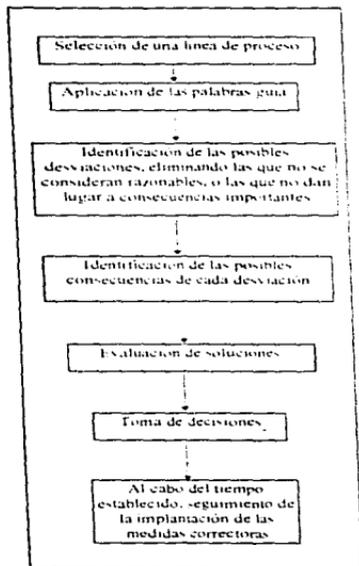


Fig. 2.1 Sistemática del análisis HAZOP

NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño. Ej. No hay flujo.
MAS MENOS	Aumentos o desviaciones cuantitativas sobre la intención del diseño. Ej. Mas temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc.
ADEMAS DE	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más. Ej. El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos.
PARTI DE	Disminución cualitativa. Solo parte de los hechos ocurren según lo previsto. Ej. La composición del sistema es diferente que la prevista.
INVERSION	Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ej. El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa.
EN VEZ DE	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurren algo completamente distinto. Ej. Cambio de catalizador, fallo en el modo de operación de una unidad, parada imprevista, etc.

Fig. 2.2 Palabras guía utilizadas frecuentemente en el análisis HAZOP

El personal mínimo necesario para conformar un equipo HAZOP es el siguiente:

- Facilitador/Ing. de diseño de Proceso
- Ing. Mecánico
- Tecnólogo de Proceso
- Documentador
- Representante de Producción
- Representante Técnico
- Representante de Seguridad
- Ing. Mecánico/Mantenimiento
- Ing. de Control de Proceso
- Ing. Eléctrico/Civil

Los aspectos típicos considerados durante el estudio son: operación normal de planta, cambios previsible en operación normal, arranque y paro de planta, materiales de la planta, equipo e instrumentos, medidas en caso de fallas en los servicios a la planta, medidas de mantenimiento, seguridad, etc.

Las causas posibles y las consecuencias de cada eventualidad son generales y consideradas, y los problemas potenciales son por lo tanto identificados y registrados si ameritan acción correctiva. La necesidad de actuar se decide simicontinualmente tomando en cuenta ambas la seriedad de la consecuencia y la probabilidad del que evento ocurra.

Debido a la naturaleza estructural del HAZOP, la abrumadora mayoría de las preguntas son irrelevantes, y por lo tanto solo aquellas que presentan riesgos necesitan ser registradas. Las desventajas de un HAZOP son que consume mucho tiempo en proyectos mayores y es relativamente caro.

Procedimientos Generales Para El Estudio HAZOP

A.- Definición del Area de estudio

La primera parte del estudio HAZOP consiste en delimitar las áreas en las cuales se aplicará la técnica, éstas áreas son unidades que corresponden a entidades funcionales propias, como por ejemplo: preparación de materias primas, reaccion de disolventes, etc.

B.- De los nodos.

En cada subsistema se identificarán una serie de nodos o puntos claramente localizados en el proceso (las características para seleccionar los nodos tomarán básicamente en consideración los puntos del proceso en los cuales se produzca una variación significativa de alguna de las V.P.). Como ejemplo de nodos podemos mencionar: la tubería de alimentación de una materia prima, un reactor aguas arriba de una válvula reductora, impulsión de una bomba, un depósito, etc. cada uno de los nodos vendrá caracterizado por unos valores determinados de las variables de proceso: presión, temperatura, flujo, nivel, composición, viscosidad, estado físico.

- a) Antes de examinar cada sección del proyecto, un miembro del equipo hace un resumen de la sección, incluyendo condiciones normales del proceso y especificaciones si están disponibles, para asegurar que los miembros del equipo tengan el necesario conocimiento básico del proceso.
- b) Aplicando las palabras guías se identifican desviaciones de la intension de diseño (por ejemplo, *mas presión, flujo inverso*).
- c) En cada desvío se examinarán las posibles causas y se determina el potencial de cada consecuencia.
- d) Las consecuencias que pudieran resultar en riesgo o pérdida en operabilidad, deberán ser registradas, así como también sus posibles recomendaciones y los responsables para la resolución de estas recomendaciones.

- e) Al examinarse cada caso del proceso o cada diagrama, éste deberá marcarse con marcadores de tal manera que el progreso sea visible y que sea registrado de manera permanente.
- f) Subsiguientes juntas deberán llevarse a cabo hasta que todos los diagramas, equipo y etapas del proceso hallan sido exhaustivamente estudiados.

Es recomendable llevar a cabo el HAZOP en un sitio que asegure una total y continua participación de todas las partes.

C.- Definición de las palabras guía

No.- La negación total de las intensiones(ninguna parte de las intensiones mas ocurre; por ejemplo, no flujo).

Mas/menos.- Incremento o disminución cuantitativa.

Estas palabras se refieren a cantidades + propiedades tales como tasas de flujo y temperatura así, como también a actividades tales como "CALOR Y REACCIÓN" (por ejemplo, alta temperatura, baja presión).

Así como.- Un incremento cualitativo.

Todas las intensiones de operación y diseño que son logradas en conjunción con alguna actividad adicional (por ejemplo una impureza).

Parte de .- Una disminución cualitativa.

Solamente algunas de las intensiones son logradas; algunas no lo son (por ejemplo, solo uno de dos componentes en una mezcla).

Inverso.- El opuesto lógico de la intención.

Esta palabra es aplicada mayormente a actividades, por ejemplo flujo inverso o reacción química (flujo opuesto). Puede ser aplicada también a substancias.

Otro que.- Substitución completa.

Ninguna parte de la intención original es lograda. Algo totalmente diferente ocurre.

Arranque.- Arranque de un equipo o pieza.

Paro.- Paro de un equipo o pieza.

Las palabras guías se aplican a flujo, temperatura, presión, nivel, composición y a cualquier otra variable de interés (por ejemplo es importante en operaciones de lote) línea por línea, provocando desviaciones en el proceso tales como flujo. De esta manera las palabras sirven como una agenda para asegurar que todos los aspectos en la operación de la planta son considerados, así como para forzar a considerar lo inesperado u obscuro. Estas palabras estimulan el pensamiento individual así como también la discusión de grupo. Es la responsabilidad del líder del HAZOP de hacer cierto que el grupo en su totalidad participe. Si las consecuencias de cualquiera de estas desviaciones son consideradas peligrosas y de credibilidad, las consecuencias son registradas en la hoja de trabajo HAZOP así como cualquier medida para detectar o prevenir las consecuencias. Si es inmediatamente obvio, las medidas para prevenir riesgos pueden ser sugeridas y anotadas. Generalmente, cualquier evento que requiere ocurrencias simultáneas e independientes de tres fallas de equipo sienta que es apropiado. La búsqueda de problemas debe ser completa y exhaustiva. Por ejemplo, cuantas medidas han sido tomadas por una contingencia, y debe de ser cuestionado si la medida es adecuada.

D.- Documentos Requeridos

La siguiente es una lista de documentos que deberá estar disponible y lista en la sala de juntas donde el HAZOP se efectuará, esta lista es adicional a los diagramas de DTI de la planta, actualizados⁽²⁾

- ⇒ Diagramas de Flujo de Proceso (actualizados)
- ⇒ Hojas de Datos de todo el equipo mayor (como se construyó)
- ⇒ Curvas de datos de las Bombas.
- ⇒ Curvas de compresores y turbinas de vapor
- ⇒ Hojas de Datos de Instrumentación de Control de Proceso
- ⇒ Hojas de Datos de Analizadores
- ⇒ Diagramas de lógica e Instrumentación
- ⇒ Procedimientos de Arranque, Paro y Operación Normal

- ⇒ Manuales de Entrenamiento y Seguridad
- ⇒ Hoja de Seguridad de los Materiales
- ⇒ Plot-Plan
- ⇒ Descripción del Sistema de Protección Contra Fuego
- ⇒ Resumen Descriptivo del Sistema de Comunicación de Planta
- ⇒ Resumen Descriptivo del Sistema de Control de Computadora
- ⇒ Resumen Descriptivo del Sistema de Poder de Emergencia

Ventajas

Es la ocasión perfecta y quizá "única" para contrastar distintos puntos de vista de una planta; es una técnica sistemática que puede crear, desde el punto de vista de seguridad hábitos metodológicos útiles; el coordinador mejora sus conocimientos del proceso; no requiere prácticamente recursos, a excepción del tiempo de decisión.

Limitaciones

Es una técnica cara y los resultados obtenidos son muy dependientes de la calidad del equipo y de la experiencia disponible.

2.2.2.3. Análisis De Arbol De Fallas (FTA)

El análisis de árbol de fallas es un proceso deductivo basado en el álgebra Booleana que supone un suceso no deseado (un accidente o desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ocurrido, y busca las causas del mismo y la cadena de sucesos que puede hacer ya que tenga lugar. Como método de análisis de riesgo es de los más estructurados y se puede aplicar a un solo sistema o sistemas intermedios.⁽²⁾

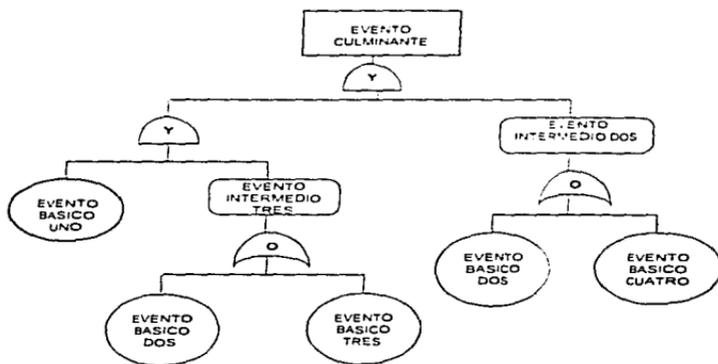
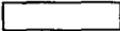
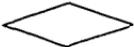
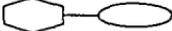


Fig. 2.3 Diagrama lógico para un árbol de fallas

	<p>Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otros sucesos, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.</p>
	<p>Sucesos básicos: Constituyen la base de la raíz del árbol. No necesitan de desarrollo posterior en otros sucesos.</p>
	<p>Sucesos no desarrollados: No son sucesos básicos, y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.</p>
	<p>Puertas O : Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más de los sucesos de entrada para producir los sucesos de salida.</p>
	<p>Puertas Y : Representa la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.</p>
 <p style="text-align: center;">Inhibición</p>	<p>Puertas inhibición : Representa la operación lógica que requiere la ocurrencia del suceso de entrada y la satisfacción de una condición de inhibición.</p>
	<p>Condición externa: Se utiliza para indicar una condición o un suceso que existe como parte del escenario en que se desarrolla el árbol de fallas.</p>
 <p style="display: flex; justify-content: space-around;"> Fuera Dentro </p>	<p>Transferencias : Se utilizan para continuar el desarrollo del árbol en otra parte (por ej. en otra página, por falta de espacio).</p>

Tab. 2.4 Principales símbolos utilizados en el Análisis de Árbol de Fallas

A) METODOLOGÍA

En la elaboración del árbol de fallas se integran todos los conocimientos sobre el funcionamiento y operación de la instalación con respecto al suceso estudiado.

El primer paso consiste en identificar el suceso "no deseado" o suceso "TOP" que ocupara la cúspide de la estructura gráfica representativa del árbol. A partir del suceso "no deseado", se establecerán en forma sistemática todas las causas intermedias (necesarias y suficientes) que constituyen a la ocurrencia del suceso principal unidas a través de puertas lógicas (ver tabla 2.4).

El proceso de desglose de un suceso intermedio se repite sucesivamente hasta llegar a los sucesos básicos mismos que no pueden seguirse desglosando, ya sea por falta de información, o por decisión del consultor (fig. 2.3).

Este diagrama se lleva a cabo usando la "lógica de retroceso" formulando preguntas como las siguientes: *¿cómo puede ocurrir esto?*; *¿cuales son las causas de este suceso?*.

Un árbol de fallas es una representación lógica de las secuencias de acontecimientos que pueden llevar a un suceso arbitrariamente elegido como <<suceso culminante>>. Cuando todas las secuencias razonables se han identificado y el árbol está bien construido, el FTA es posiblemente la herramienta más poderosa para cuantificación de riesgos.⁽³⁾

Los errores de análisis en la construcción y aplicación del árbol de fallas son generalmente de naturaleza cuantitativa y pueden prevenir de las siguientes causas⁽²⁾

- El sistema al que se aplica el análisis no se comprende bien por parte de los analistas (comprensión del funcionamiento físico del sistema y de sus mecanismos de fallas, etc.).
- Se producen fallas lógicas en la descripción de las fallas del sistema, lo que lleva a evaluaciones cuantitativas incorrectas.
- Los fenómenos de fallos por causa común no se comprenden bien, o se tienen en cuenta incorrectamente.

Para el análisis de fallas de equipo, se distinguen tres clases que pueden describirse usando FTA.

- Fallos Primarios³

Son aquellos que ocurren cuando se opera en las condiciones para las que el equipo teóricamente ha sido diseñado. (son atribuibles al equipo, y no a condiciones externas).

- Fallos secundarios³

Son los que se producen en condiciones para las que el equipo no ha sido diseñado (perturbaciones excesivas en las condiciones de operación).

- Fallos de control³

Son aquellos en las que el equipo cumple su función, pero en un instante equivocado, o en una localización distinta de la que estaba prevista (atribuibles a la señal que recibe o no recibe).

Jerarquización de conjuntos mínimos

La jerarquización de conjuntos mínimos identificados suelen ser el paso final en el análisis FTA. Para una jerarquización cualitativa basta considerar dos tipos de factores:

a) Importancia estructural, basada en el número de sucesos básicos en cada uno de los conjuntos mínimos. Desde este punto de vista, un conjunto unitario (un solo suceso) es más importante que uno que contenga dos, y éste que otro que incluya tres, etc. La base consiste en que, a igualdad de otras condiciones, un camino hacia el evento culminante que involucre un solo acontecimiento es más probable que otro que incluya dos, éste que otro que implique tres, y así sucesivamente.

Tabla 2.5 Reglas booleanas de uso frecuente en análisis de árbol de fallas

Commutativa:	$A \cdot B = B \cdot A$ $A + B = B + A$	
Asociativa:	$(A \cdot B) \cdot C = A \cdot (B \cdot C)$ $A + (B + C) = (A + B) + C$	
Distributiva:	$A \cdot (B + C) = (A \cdot B) + (A \cdot C)$ $A + (B \cdot C) = (A + B) \cdot (A + C)$	
Otras:	$A \cdot A = A$ $A(A + B) = A$ $AA^* = 0$ $0A = 0$ $1A = A$ $(A^*)^* = A$	$A + A = A$ $A + A^* = A$ $A + A^* = 1$ $0 + A = A$ $1 + A = 1$

NOTA: En la nomenclatura empleada, AB corresponde a <<Suceso A y Suceso B>>, A* es el complementario del Suceso A, A+B corresponde a <<Suceso A o Suceso B>>, etc.

b) El segundo factor considera la jerarquización dentro del grupo de conjuntos de un tamaño determinado, teniendo en cuenta el tipo de suceso iniciador. La regla en este caso es: primero errores humanos, segundo errores debido a fallas de equipos activos (que estén en funcionamiento activo) y tercero errores debido a fallas de equipos pasivos (estáticos, como una tubería o un tanque de almacenamiento). De nuevo, esta jerarquización se basa en la consideración de que en errores humanos

es más probable que el de un equipo activo, y el de éste más probable que un equipo pasivo. Así dentro, de los conjuntos mínimos de tamaño dos (activo o pasivo) será más importante que, por ejemplo, otro que involucre dos errores de equipo estático.

Ventajas

Esta técnica estudia las causas de los sucesos no deseados y permite evidenciar los puntos débiles de un sistema

Limitaciones

El desarrollo cualitativo del árbol, ofrece solo orientación en cuanto a la frecuencia de la ocurrencia de sucesos basados en el número de causas necesarias para su ocurrencia y además, es una técnica compleja que requiere de experiencia en la metodología, conocimiento del sistema de estudio y tiempo para su desarrollo.

2.2.2.4 Análisis de árbol de eventos (ETA)

Esta técnica analiza las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un suceso determinado. El análisis del árbol es especialmente adecuado para estudiar las posibles secuencias de evolución de los acontecimientos tras un accidente, permitiendo analizar los escenarios y establecer entre ellos una jerarquía en cuanto a su gravedad y verosimilitud, seleccionar situaciones de emergencia para su evolución cuantitativa y prepara respuestas a las mismas.

El objetivo de construir un árbol de sucesos es identificar los resultados importantes posibles que tienen valor para la evaluación del riesgo.

El esquema para el desarrollo del árbol de sucesos consta de los siguientes pasos (fig. 2.4):

1. Identificación de sucesos iniciadores relevantes.
2. Identificación de las funciones de seguridad diseñados para responder al suceso iniciador.
3. Construcción del árbol de sucesos.
4. Descripción de las condiciones de acontecimientos resultantes.

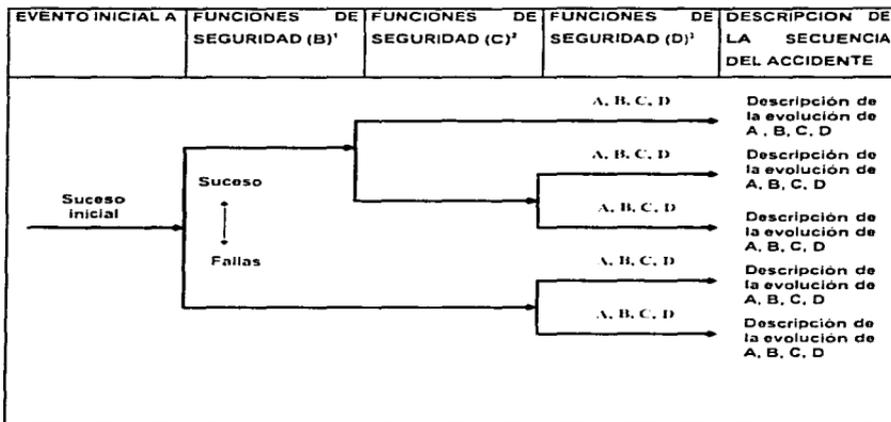


Fig. 2.4 Metodología para el análisis de árbol de eventos

2.3 Criterios para la selección de una técnica de evaluación de riesgos (HE)

Las técnicas de identificación de riesgos citadas en el cuadro sinóptico, tienen peculiaridades que hacen que su aplicación pueda resultar más provechosa en una u otra circunstancia; no obstante, las áreas de una instalación compleja tienen características propias que hacen amigable unas u otras técnicas⁽¹⁶⁾.

Los principales criterios que hay que considerar se muestran en el siguiente diagrama (fig. 2.5), el cual representa los factores más importantes

2.3.1 Diagrama de flujo para la selección de una técnica de evaluación de riesgos

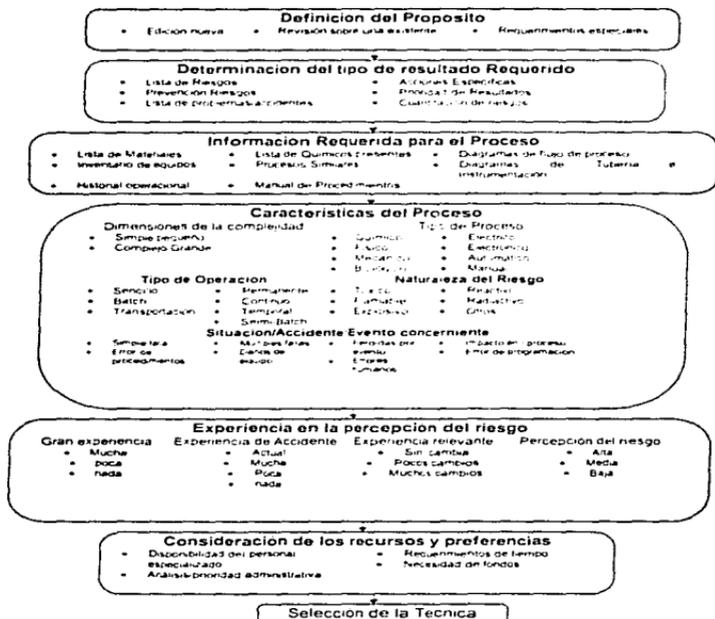


Fig. 2.5 Criterios para la selección de una técnica de Evaluación de riesgos

En función del diagrama anterior, se definen 5 áreas dignas de tomarse en cuenta: (en la fig. 2.6 se presenta la continuación de la fig. 2.5)

1. *Complejidad y tamaño del proceso.*- Este apartado está en función del número de sistemas a analizar, el número de equipos en cada operación y el número o tipos de eventos a analizar (tóxicos, fuego, explosión, económico, ambiental, etc.)
2. *Tipo de Proceso.*- El identificar el tipo de proceso, ayuda a seleccionar una técnica adecuada y más práctica, ya que existen algunas más confiables dependiendo del proceso.
3. *Tipo de Operación.*- En esta parte, se incluyen los movimientos que se efectúan en la secuencia del proceso, tomando en cuenta, la facilidad de transportación, función del impacto de los eventos entre otros.
4. *La naturaleza del riesgo.*- Esta sección, es asociada con el tipo de proceso teniendo menor influencia en la selección de la técnica.

Tabla 2.6 RESUMEN DE TIEMPO REQUERIDO PARA LA APLICACION DE UNA TECNICA ESPECIFICA DE EVALUACION DE RIESGOS EN CADA UNA DE SUS FASES DEPENDIENDO DE LA COMPLEJIDAD DE LOS PROCESOS

TECNICA	FASES DE ESTUDIO							
	PREPARACION		MODIFICACION		EVALUACION		DOCUMENTACION	
	SISTEMA SIMPLE PROCESO	PROCESO COMPLEJO PROCESO						
LISTADO SEGURIDAD	2 A 4 HRS	1 A 3 D	NA	NA	4 A 8 HRS	3 A 5 D	4 A 8 HRS	3 A 6 D
LISTADO VERIFICACION	2 A 4 HRS	1 A 3 D	NA	NA	4 A 8 HRS	3 A 5 D	4 A 8 HRS	2 A 4 D
RANKING RELATIVO	2 A 4 HRS	1 A 3 D	NA	NA	4 A 8 HRS	3 A 5 D	4 A 8 HRS	3 A 5 D
FHA	4 A 8 HRS	1 A 3 D	NA	NA	1 A 2 D	4 A 7 D	1 A 2 D	4 A 7 D
ANALISIS HISTORICO	4 A 8 HRS	1 A 3 D	NA	NA	4 A 8 HRS	3 A 5 D	1 A 2 D	1 A 3 S
HISTORICO DE VERIFICACION	6 A 12 HRS	1 A 3 D	NA	NA	6 A 12 HRS	1 A 7 D	4 A 8 HRS	1 A 3 S
ANALISIS HAZOP	8 A 12 HRS	2 A 4 D	NA	NA	1 A 3 D	1 A 3 S	2 A 6 D	2 A 6 S
ANALISIS IHA	2 A 6 HRS	1 A 3 D	NA	NA	1 A 3 D	1 A 3 S	1 A 3 D	2 A 4 S
ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS	1 A 3 D	4 A 6 D	3 A 6 D	2 A 3 D	2 A 4 D	1 A 4 S	3 A 5 D	3 A 5 S
ANALISIS DE ARBOL DE EVENTOS	1 A 2 D	4 A 6 D	1 A 3 D	1 A 2 S	1 A 2 D	1 A 2 S	3 A 5 D	3 A 5 S
ANALISIS DE CAUSAS Y CONSECUENCIAS	1 A 2 D	4 A 6 D	1 A 3 D	1 A 2 S	1 A 3 D	1 A 2 S	3 A 5 D	3 A 5 S
ANALISIS DE REASIGNACION DE RIESGOS	4 A 8 HRS	1 A 3 D	1 A 3 D	1 A 2 S	1 A 2 D	1 A 2 S	3 A 5 D	1 A 3 S

HRS= HORAS; D= DIAS; S= SEMANAS; M= MESES Y NA= NO APLICA

Principales Características para el análisis de un problema

Para la selección de una técnica específica de evaluación e identificación de riesgos, no es tan sencillo, pues cada técnica presenta ventajas y desventajas, no obstante, el poder diferenciar el alcance de cada una de ellas, ayuda a tomar una decisión más objetiva y confiable.

La categoría de los principales criterios que influyen en la evaluación son:

1. Motivación para el estudio.- En este apartado, es muy importante definir la ruta que satisfaga las necesidades particulares del estudio tomando en cuenta todos los recursos requeridos para el buen funcionamiento del equipo evaluador.
2. Tipo de información disponible y características de análisis para la percepción del riesgo.

Dependiendo de la motivación y variación de los resultados, permite entender y delimitar la planeación para la generación de la siguiente información:

- Lista de riesgos potenciales
- Lista de alternativas para la reducción de áreas riesgosas
- Lista de la situación de los accidentes potenciales
- Priorización de resultados
- Cuantificación de los resultados

Julio Tellez

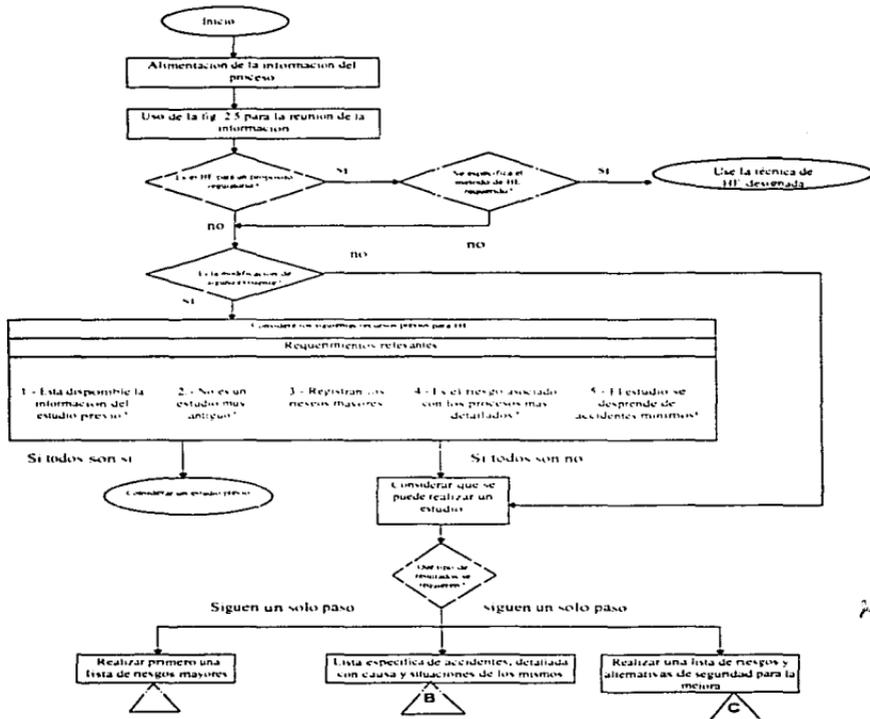


Fig. 2.6 Diagrama de flujo para la elección de una técnica de evaluación de riesgos

DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA ELECCION DE UNA TECNICA DE EVALUACION DE RIESGOS

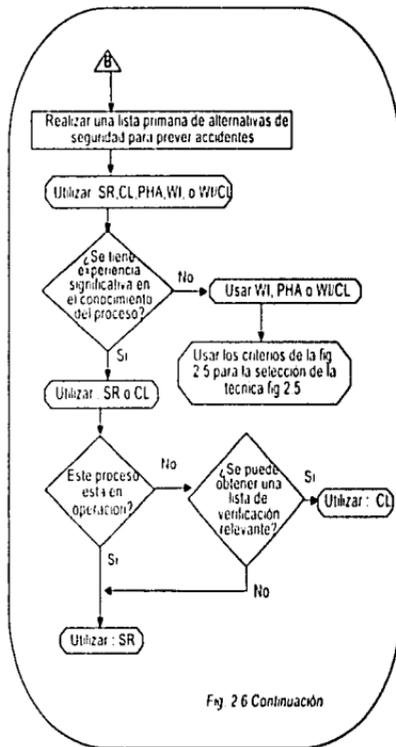
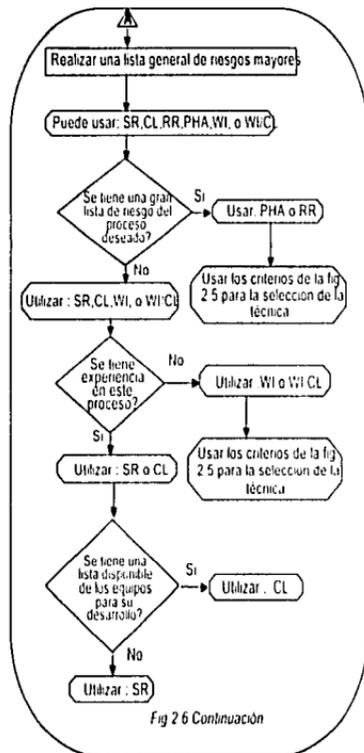


DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA ELECCIÓN DE UNA TÉCNICA DE EVALUACIÓN DE RIESGOS

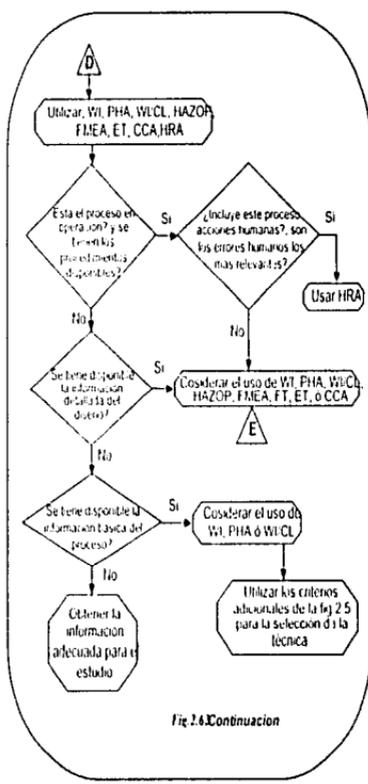
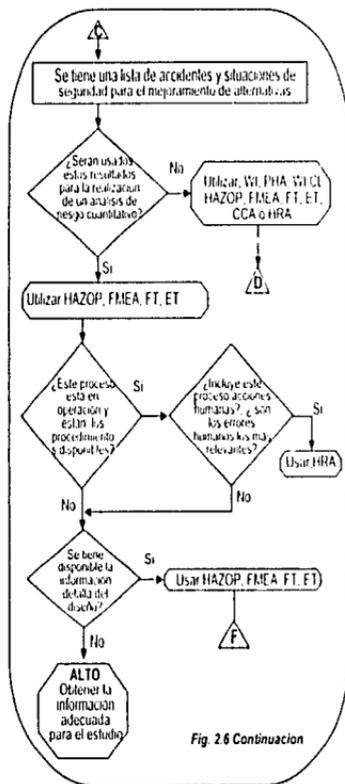


DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA ELECCION DE UNA TECNICA DE EVALUACION DE RIESGOS

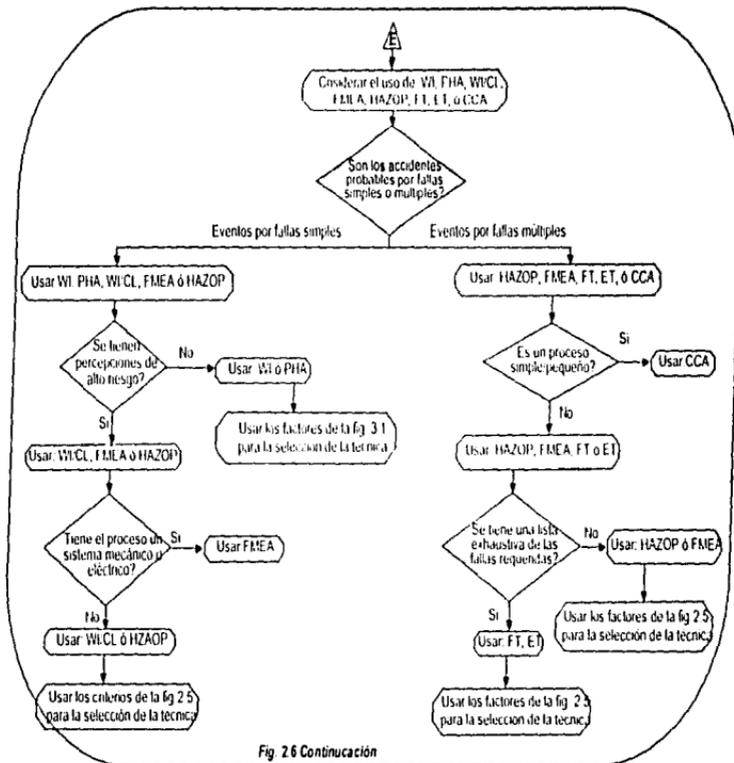


DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA LECCIÓN DE UNA TÉCNICA DE EVALUACIÓN DE RIESGOS

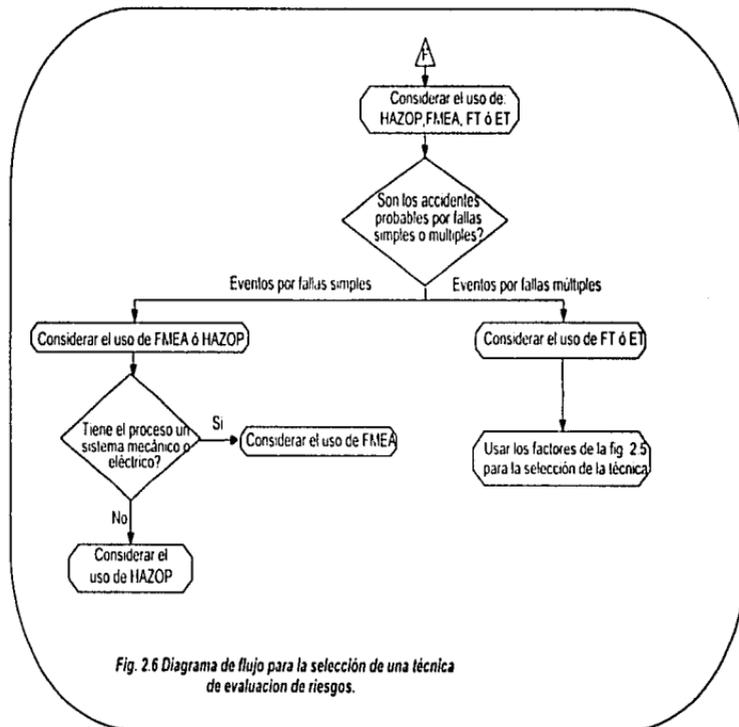


Fig. 2.6 Diagrama de flujo para la selección de una técnica de evaluación de riesgos.

2.4 CRITERIOS PARA LA PLANEACION DE UN ESTUDIO DE RIESGO Y OPERABILIDAD (HAZOP).

Existen varias formas de estimar las horas-hombre para un estudio HAZOP, no obstante, siempre es bueno contar con alguna metodología con la cual se pueda evaluar de manera sistemática las necesidades de la distribución de actividades dentro de un proyecto para la optimización de tiempos y recursos; para tal finalidad, a continuación se presenta una síntesis de la técnica estándar de la Administración de la Salud y Seguridad Ocupacional (OSHA).

La primera premisa a considerar es entender la filosofía de la técnica así como la estructura del desarrollo y disponibilidad del personal para la ejecución de la metodología.

2.4.1 Definición de la técnica HAZOP para el análisis de procesos riesgosos^(12,20)

El HAZOP es una técnica de identificación de riesgos basada en palabras guía las cuales se aplican a los parámetros de proceso de manera sistemática a cada una de las tuberías y equipos del proceso.

El equipo humano esencial para un buen desarrollo de la técnica incluye:

- Facilitador del estudio HAZOP.
- Documentador.
- Ing. de Proceso.
- Ing. de Operación.
- Ing. de Seguridad.
- Ing. de Mantenimiento.
- Ing. de Instrumentación y Control del Proceso.

El tiempo requerido por cada personal es de tiempo completo para el Facilitador, el Documentador, el Ing. de Proceso y el Ing. de Operación; y para el resto del equipo será de tiempo parcial, según se requiera.

La integración, discusión y unificación de los criterios se realizarán mediante reuniones de tres a cuatro veces por semana con los miembros del equipo HAZOP

sin rebasar más de seis horas al día, esto con la finalidad de no fatigar al personal y evitar respuestas imprecisas.

El control y la organización de la información requerida, sin duda es una labor muy importante para el facilitador de la técnica, pues, él se encargará de enlistar la suficiente información requerida para afrontar la complejidad de los estudios y hacerlos más manejables, así como definir los nodos y equipos primordiales. En la *Tabla 2.7* se muestra el tiempo requerido para facilitar el estudio; ya sea uno nuevo o la modificación de otro ya existente sin perder de vista que la experiencia del facilitador está de por medio.

2.4.2 Metodología para la estimación del tiempo requerido para un estudio HAZOP

El tiempo requerido para la realización de un HAZOP, esta en función de: la experiencia y habilidad de facilitador del estudio; el número de diagramas de tubería e instrumentación (DTI'S) y complejidad de los mismos, el número de personal disponible y la responsabilidad de cada uno. El cálculo del tiempo total se puede realizar por medio de las siguientes funciones:

$$H_t = F_s H_{t_2} \text{-----}(1)$$

$$H_t = 6.0 F_s [1.0 + N/2 + N_1 + 2N_2 + 4N_3] \text{-----}(2)$$

Donde:

H_t = Número de horas totales que se requieren para realizar un estudio HAZOP.

F_s = Factor basado en la experiencia y habilidad del facilitador del estudio HAZOP y el valor que tomará será:

1. $F_s=2.0$ Para un facilitador principiante; es decir aquel que nunca ha dirigido un estudio.
2. $F_s=1.0$ Para un facilitador con conocimientos en término medio; es decir aquel que ha organizado y dirigido de uno a dos estudios.

3. $F_2=0.75$ Para un facilitador experto; es decir aquel que ha organizado y dirigido a más de dos estudios.

N_1 = Número de diagramas de tubería e instrumentación (DTI'S) "sencillos".

N_2 = Número de DTI'S "estándares".

N_3 = Número de DTI'S "complejos".

N_4 = Número de DTI'S "muy complejos".

La complejidad de los DTI'S, se clasifican dentro de cuatro grupos y los criterios de selección del grupo al que pertenecen se pueden observar en la tabla 2.8

N_T = Es la suma total de los cuatro grupos de DTI'S presentes en el estudio. ($N_T=N_1+N_2+N_3+N_4$).

Tabla 2.7 Tiempo requerido para un estudio completo ya sea para uno nuevo o la modificación de alguno existente

No. de DTI'S	No. de Nodos a estudiar	No. de Equipos de estudio	No. de Horas necesarias
1	3	1	18
1	9	3	8
1	6	1	4
1	5	1	6
1	1	1	3
1	3	3	4
2	1	1	6
2	6	1	6
2	18	6	25
2	10	1	14
2	4	4	8
3	6	4	15
4	17	4	42
4	18	5	6
4	12	6	4
5	12	8	36
7	132	14	58
9	23	14	42
9	65	14	37
11	325	13	45
15	81	13	100
27	107	44	200
37	102	15	168

Tabla 2.8 Criterios para la clasificación de la complejidad de los DTI'S

Clasificación del DTI'S	No. De equipos de estudio	No. de Tuberías	No. de Enlaces
SIMPLE	1 A 4	1 A 9	<2
ESTÁNDAR	4 A 6	10 A 20	2 A 4
COMPLEJO	>6	>30	5 A 10
MUY COMPLEJO	>6	>30	>10

2.4.3 Tiempo requerido por el facilitador para preparar un estudio antes de empezar su desarrollo

Antes de empezar el desarrollo de un estudio HAZOP, existen muchas cosas que el facilitador deberá organizar tales como: diagramas de DTI'S, manuales de operación, Plot Plan, manuales de seguridad y muchos otros documentos que deberá coleccionar para facilitar las consultas; así también estudiará los alrededores del sistema de estudio para dominar un mejor contexto en la delimitación de los nodos de estudio. Para la estimación ideal del tiempo requerido para estas actividades se emplean las siguientes funciones:

Si solamente se tiene un DTI se utilizará:

$$H_{L,p} = 18.0N_r \text{-----}(3)$$

donde:

$H_{L,p}$ = Número de Horas requeridas para la preparación de un estudio HAZOP.

Para el estudio de 2 a 5 DTI'S emplear:

$$H_{L,p} = 6.0(2.5 + N_r) \text{-----}(4)$$

Para estudios con más de 6 DTI'S utilizar:

$$H_{L,p} = 6.0(5.0 + 0.5N_r) \text{-----}(5)$$

2.4.4 Tiempo para la elaboración del reporte

Para elaborar el reporte de un estudio *HAZOP*, se llevará a cabo sin la colaboración del personal especializado en el proceso. Este reporte deberá ser claro y conciso con el objeto de permitir que cualquier persona fuera del equipo evaluador entienda que fue hecho.

El tiempo requerido para la preparación del borrador es estimada como la mitad del tiempo requerido por el facilitador para la preparación de la información, antes de empezar el estudio dado por la función:

$$H_{r,p} = 0.5 H_{i,p} \text{-----}(6)$$

En la ecuación anterior no se considera el tiempo utilizado en las sesiones *HAZOP* así como el seguimiento del desarrollo del proyecto. A menudo el borrador del reporte, sufre varios cambios y modificaciones para reflejar los resultados de investigaciones y el seguimiento del estudio, los cuales fueron iniciadas como un resultado del estudio *HAZOP* pero una vez realizadas las correcciones por miembros del equipo el evaluador se entregará el informe final.

2.4.5 Estimación de los días calendario para realizar un estudio *HAZOP*

Debido a que los participantes en el *HAZOP* tienen otras responsabilidades y cargas de trabajo en la planta, el tiempo real para realizar un *HAZOP*, deberá ser mayor que el tiempo estimado. Para estimar el tiempo real deberán considerarse los siguientes tres factores:

- Número de horas por día dedicadas al estudio *HAZOP*.
- Número de días por semana dedicadas al estudio *HAZOP*.
- Frecuencia de descanso por semana del equipo *HAZOP*.

El estudio global en tiempo real (W_{ce}), es la suma del "tiempo real necesario por el facilitador para preparar el estudio"; en semanas ($W_{i,p}$) más "el tiempo real de reuniones del equipo *HAZOP*", en semanas (W_{rE}); más "tiempo real para la preparación del borrador del estudio" ($W_{r,p}$), en semanas.

Ecuación:

$$W_{OE} = W_{LPE} + W_{TE} + W_{SP} \text{-----}(7)$$

Donde:

$$W_{LPE} = 0.0222 H_{LD} \text{-----}(8)$$

$$W_{TE} = (1 + 1/W_{OD}) H_T / H_W \text{-----}(9)$$

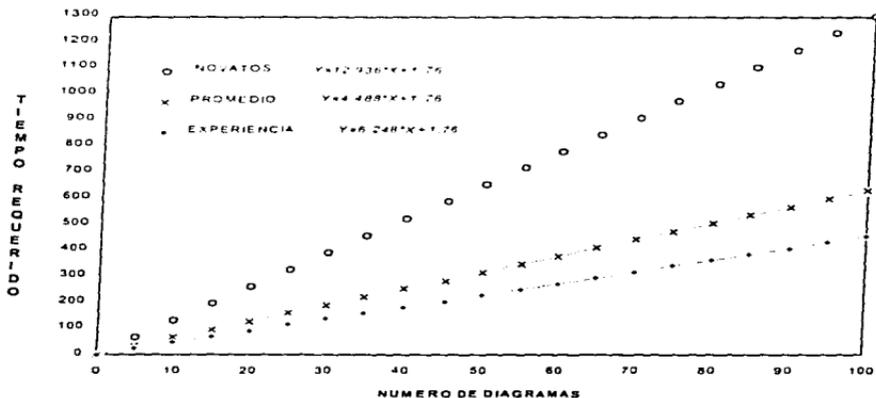
$$W_{SP} = 0.0333 H_{SP} \text{-----}(10)$$

W_{OD} = Número de reuniones por semana del equipo HAZOP.

2.4.6 Comparación gráfica

En la siguiente gráfica se observa el tiempo requerido para un estudio, asumiendo que los diagramas de tubería e instrumentación son complejos y con un más menos de 30 % de error para grandes estudios.

ESTIMACION GRAFICA DEL TIEMPO REQUERIDO EN (HRS)



**CAPITULO 3. APLICACIÓN DE LA TÉCNICA
HAZOP A LA PLANTA DE ÓXIDO DE
ETILENO**

CAPITULO. 3 APLICACION DE LA TECNICA HAZOP A LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO

La importancia de evaluar riesgos precisamente en términos tangibles y cualitativos es evidente, sobrestimar un riesgo particular puede resultar un derroche de valiosos recursos, mientras que dinero invertido en mitigar tales riesgos no necesariamente compra seguridad adicional. Por otra parte, no dar suficiente importancia a los riesgos puede ocasionar resultados desastrosos; por lo tanto, la presente identificación de los puntos de riesgo dentro del complejo se basa en estado operacional de la planta y a una serie de datos de diseño recopilados en documentos y discutidos por el equipo HAZOP.

3.1 Descripción de la ubicación del complejo

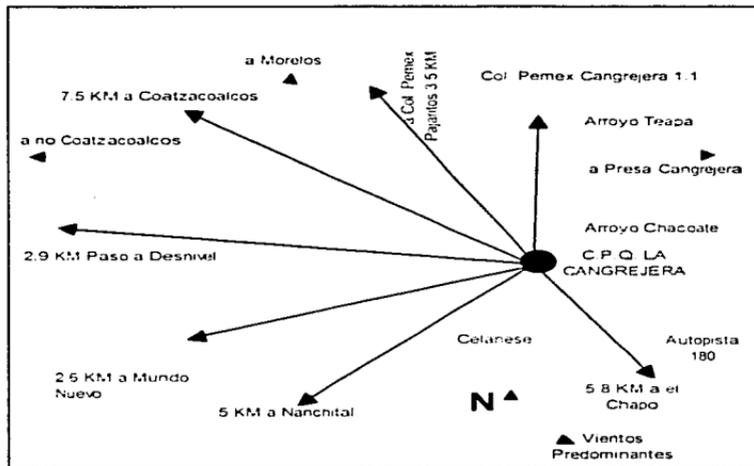
3.1.1 Localización general

El complejo petroquímico "La Cangrejera", se encuentra localizado en el municipio de Coatzacoalcos ubicándose geográficamente entre los meridianos 94°21'25" y 94°22'35" y las paralelas 18°05'20" y 18°06'20" de latitud norte. Su altura promedio sobre el nivel del mar es de 14 metros. Limita al oeste con el municipio de Pajapan, al sur con los municipios de Cosoleacaque, Minatitlán, Ixhuatlán del Sureste, Moloacán y las Choapas, al este con el estado de Tabasco y al norte con el Golfo de México.

3.1.2 Localización específica

El complejo petroquímico "La Cangrejera", se localiza en la costa del Golfo de México, en la zona norte del Istmo de Tehuantepec, a 10 km. al este de la ciudad de Coatzacoalcos, sobre la carretera federal de Coatzacoalcos-Villahermosa. Ubicado en una zona de gran actividad industrial, el C.P. "La Cangrejera", se ubica a 4 km del Complejo Pajaritos y a 5 km de la Terminal Marítima de Pajaritos. Junto con los Complejos de Cosoleacaque y Morelos, La Cangrejera constituye un gran polo de

desarrollo industrial que genera y suministra productos petroquímicos de diversa índole para la industria nacional e internacional.



CROQUIS DE LOCALIZACION

3.2 Planta de Oxido de Etileno CPQ. "La Cangrejera"

Esta planta fue diseñada para producir 100,000 ton/año, la cual tuvo su arranque el 11 de agosto de 1981 e inicio de producción el 14 del mismo mes.

3.2.1 Descripción del proceso

El proceso utilizado para la obtención del Oxido de Etileno (OE) es por oxidación catalítica del etileno y la planta diseñada por Scientific Desig Company INC.

En el Diagrama de Flujo se muestran las principales corrientes y equipo utilizado en la planta; la descripción, no necesariamente sigue el mismo orden de secuencia del diagrama.

Unidad de OE.

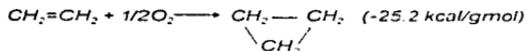
El OE se produce por la oxidación catalítica parcial del etileno con oxígeno a temperatura y presión elevadas. El óxido se recupera de los gases del reactor por lavado con agua y luego se remueve de la solución diluida por agotamiento. Con objeto de remover los gases no condensables del óxido, el OE se vuelve absorber en agua a baja presión.

Carga del Etileno. La carga de etileno se suministra en los límites del área de la planta a 23 kg/cm² man, y a 37° C el cual se inyecta a la corriente de gas recirculado por medio de un rociador H-121, en un punto arriba de la compresora de gas de recirculación.

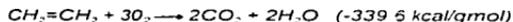
Carga de gas de lastre. El nitrógeno se usa como gas de lastre en la corriente de gas de recirculación con la finalidad de : a) proveer con diluyente inerte en la corriente para mantener las concentraciones de oxígeno y etileno dentro de los límites seguros de operación y; b) el nitrógeno tiene una alta capacidad térmica, por lo que efectivamente remueve una porción del calor a la reacción. El nitrógeno, se suministra en los límites del área de la planta a 25 kg/cm² man, y a temperatura ambiente en la corriente arriba de la succión del compresor (C-110).

Carga de Oxígeno. El oxígeno se inyecta en el sistema de gas de circulación por medio del inyector H-102 que consiste de dos elementos rociadores, uno grande con nueve "dedos" rociadores y uno pequeño con solamente tres "dedos"; tomando la dirección del flujo del gas de recirculación (corriente abajo); la mezcla ocurre tanto por turbulencia de la tubería como por el arrastre de los chorros, como la relación de flujo de oxígeno es reducida, la velocidad y la caída de presión también se reduce y la mezcla por turbulencia es predominante.

Reactor (Lecho Fijo). La corriente de mezcla que proviene de H-102 se alimenta al reactor el cual contiene 13,500 tubos de acero al carbón de 1" de diámetro exterior que están empacados con catalizador (a base de plata y soportado en alúmina). El reactor opera a una presión promedio de 21 kg/cm² y temperaturas de salida entre 244° C para catalizador nuevo (± a 3 años) y aproximadamente 282° C para catalizador viejo (> ± 3 años). La reacción que se produce es la oxidación parcial del etileno por reacción total:



La principal reacción competitiva es la oxidación completa del etileno:



Ambas reacciones son exotérmicas, por lo tanto las condiciones deben ser cuidadosamente controladas para limitar la extensión en que ocurre la reacción.

La mezcla rica de gas de circulación que contiene etileno y oxígeno entra a la parte superior del reactor a cerca de 204° C y se calienta a la temperatura de reacción con aceite caliente que se circula a través de la coraza. El calor de reacción se remueve con el mismo accionamiento caliente y el gas de recirculación que consta hasta de 1.5 % mol de OE sale del fondo del reactor a 18.8 kg/cm² man. y 244° C.

Sistema de recirculación. El gas pobre de recirculación del tambor separador del lavador D-115 se enriquece con etileno y gas de lastre y entonces se comprime con la compresora de recirculación C-110 y se mezcla con el gas del contactor de CO₂ y

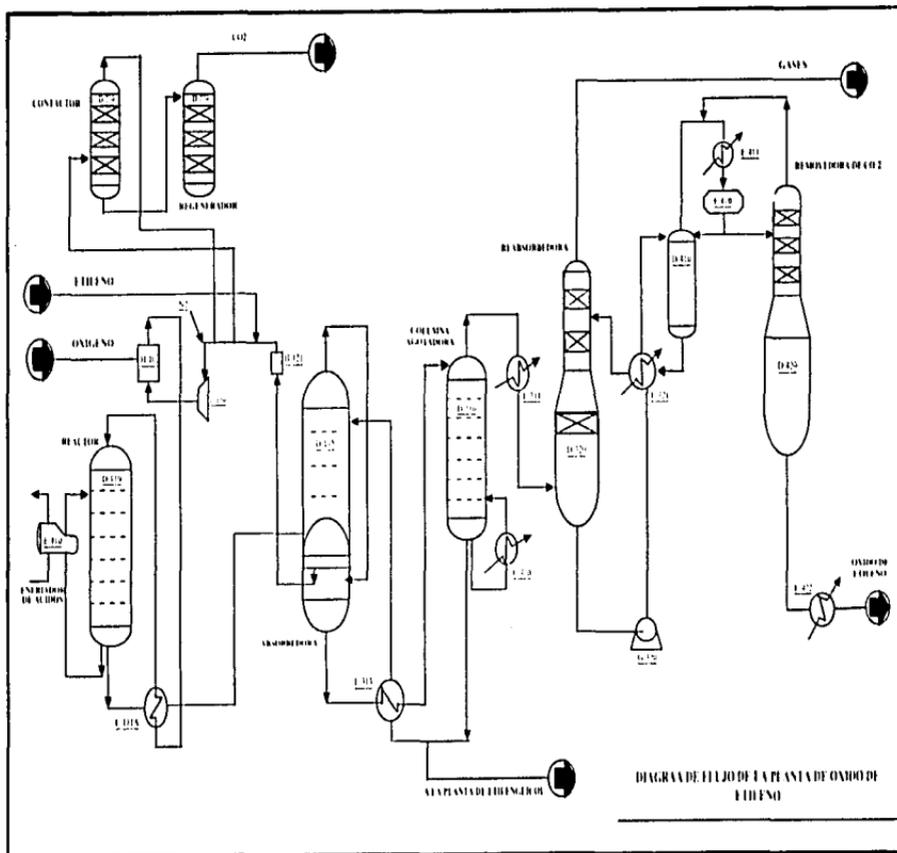
oxígeno antes de que se caliente a la temperatura de reacción (204 a 233° C en el lado de los tubos del permutador gas-gas E-111A0B alimentándose al reactor; el gas saliente del reactor que contiene los productos de la reacción de oxidación se enfría con el gas de alimentación al reactor. El gas enfriado pasa al lavador, D-115, donde el OE se absorbe con agua de la corriente de gas.

Sistema de remoción de CO₂. El CO₂ gaseoso, es un producto secundario de la reacción en cantidades substanciales el cual debe removerse tan rápidamente como se está produciendo con objeto de concentración constante. Esta eliminación de CO₂ se logra haciéndolo reaccionar con carbonato de potasio para formar bicarbonato de potasio en el contactor del sistema de eliminación de CO₂. El gas de recirculación de la descarga del compresor se manda al contactor de CO₂, D-210, donde parte del CO₂ se elimina de gas rico y el gas pobre se regresa luego al sistema de gas de recirculación. A las condiciones de diseño, aproximadamente 11.6 % del gas pobre de recirculación de la descarga de la compresora de recirculación, que contiene 11.7 mol % de CO₂ y a cerca de 22 kg/cm² man. El gas rico en CO₂ que entra en el fondo del contactor se pone en contacto en una solución caliente de carbonato de potasio del regenerador, D-220 y el contenido de CO₂ del gas se reduce a cerca de 3.5 mol %. La corriente que sale del fondo de la absorbedora pasa a la agotadora, D-310, que separa el óxido del agua de recirculación rica, también se separa CO₂, O₂, nitrógeno y etileno que está presente en pequeñas cantidades, la columna opera a una presión positiva relativamente baja (0.43 kg/cm²) man. La salida del domo de la columna que consiste de OE, vapor de agua, CO₂ y los gases no condensables que se absorbieron en el lavador se pasan al condensador de la columna del agotador, E-311 y el condensado fluye entonces al reabsorbedor, D-320, que es una columna empacada de tres secciones, que contienen tres capas empacadas de anillo Pall de polipropileno. El vapor del condensador de la columna agotadora más una corriente de salida del domo del recibidor de la columna refinadora D-410, entran al fondo del reabsorbedor, D-320. El vapor pasa ascendiendo por la sección empacada donde el OE se reabsorbe con el agua de recirculación enfriada en el permutador de

carga/fondos de la columna de refinación, esta corriente de agua a la parte superior del reabsorbedor se enfría a 36° C en el enfriador E-321. El CO₂ y otros no condensables presentes en el reabsorbedor, junto con algo de vapor de agua y trazas de óxido, se desfogon a la atmósfera. Para mejorar la absorción del OE en la sección del fondo parte de la solución se enfría y se recircula de las bombas del fondo, G-320 hacia la parte superior de la capa de empaque del fondo.

Sistema de refinación. La columna refinadora, D-410, sirve para hacer una separación completa del agua y del OE: los vapores del domo de la columna refinadora, que consiste de óxido, aldehídos y CO₂, fluyen en el condensador de la columna refinadora, E-411, donde se condensa el óxido. Debido a que el CO₂ es altamente soluble en el óxido, la mayor parte del CO₂ del domo se disuelve al condensarse. El producto condensable fluye por gravedad al recipiente F-410 y una porción se regresa al domo y el resto condensable se bombea a la parte superior de agotador de CO₂, D-420.

Agotamiento de CO₂. El OE que viene de las bombas de reflujo de la columna refinadora entra a la parte superior del agotador de CO₂, D-420 donde el CO₂ junto con algo de óxido regresan a la columna refinadora para mejorar la separación de la columna: los fondos ricos en OE libre de CO₂ se bombean al almacenamiento de OE.



3.3. Aplicación de la técnica HAZOP

Un estudio de riesgo y operabilidad HAZOP entendida como una metodología sistemática y estructurada para identificar riesgos, problemas de seguridad y operabilidad fue aplicada en la Planta de Oxido de Etileno en su totalidad.

Con la finalidad de aumentar la seguridad e incrementar la confianza operacional, se examinaron 20 diagramas de tubería e instrumentación (DTI'S) sistemáticamente, sección por sección, línea por línea buscando diferencias en el diseño y operabilidad real de la planta y planteando las mejoras de las misma. Se aplicó una lista de 33 palabras guía (ver **anexo 8**) a las variables de proceso en cada una de las etapas del proceso para identificar las desviaciones de las condiciones normales de operación (Intensión de Diseño) que presenten riesgos potenciales¹¹.

A través del desarrollo de la técnica, se establecieron un total de 99 nodos a los cuales se les aplicó las palabras guía combinadas con su parámetros de proceso con la finalidad de examinar la lista de desviaciones y determinar las causas posibles, consecuencias resultantes y acciones sugeridas, las cuales fueron registradas en las hojas de trabajo HAZOP.

3.3.1 Secuencia de desarrollo del estudio HAZOP

La aplicación de la técnica en un principio plantea un procedimiento estructurado de tal manera que el equipo evaluador entienda la intención de diseño de la sección a evaluar con la finalidad de identificar las mayores causas posibles que puedan presentarse eventos riesgosos que pongan en peligro a terceros. Es imperativo que el equipo en conjunto tenga una actitud positiva y constructiva con respecto al estudio ya que, su éxito depende en última instancia de las ideas innovadora de sus miembros.

La secuencia en este trabajo, partió de una breve descripción de la función de la sección del proceso en análisis (Ing. de Operación) donde, permitió que todo el equipo entendiera la operación y secuencia del proceso; una vez hecha esta

descripción, el moderador junto con el equipo, definen un nodo (tubería o equipo) y se explica su finalidad y a continuación se aplica la palabra guía y comienza el debate del equipo con el objetivo de que se proporcione no solo las respuestas técnicas sino ser estimulados por el moderador para que utilicen su imaginación y reflexionen sobre todas las desviaciones y los propios riesgos. El moderador, hace un examen al final del debate y el capturista va registrando todas las causas, consecuencias y salvaguardas para esta sección de análisis así como la frecuencia en que se han presentado las causas que ocasionan disturbios operacionales en condiciones normales de operación.

La clasificación de las recomendaciones, surgen en función de las causas concebibles y cuyas consecuencias sean potencialmente peligrosas así como la frecuencia en estas se presentan y el número de salvaguardas que se tengan en este nodo. Este procedimiento, fue repetido para cada una de las palabras guía y variables de proceso hasta examinar a fondo todo el proceso y adoptar medidas correctivas.

El diagrama 3.1 muestra de manera lógica la secuencia del desarrollo de la técnica y en las hojas de trabajo Hazop se presentan los nodos donde surgieron desviaciones significativas urgentes las cuales deben ser implementadas en un plazo razonable. Además, se puede observar que la mayoría de estas recomendaciones hechas por el equipo, envuelven mejoras en los instrumentos, algunos estudios y procedimientos de operación y capacitación que deben desarrollarse para aumentar la seguridad de operación de la planta.

Debido a la previa concientización de la importancia de un estudio de esta naturaleza, se establecieron requerimientos y necesidades con el personal de la planta; el personal multidisciplinario asignado para desarrollar este estudio de riesgo, estuvo antecedido por suficiente peritaje para proveer el soporte técnico que sea necesario así como, tener autoridad para recomendar cambios; en la tabla (3.1) se presenta el personal evaluador designado para las sesiones HAZOP.

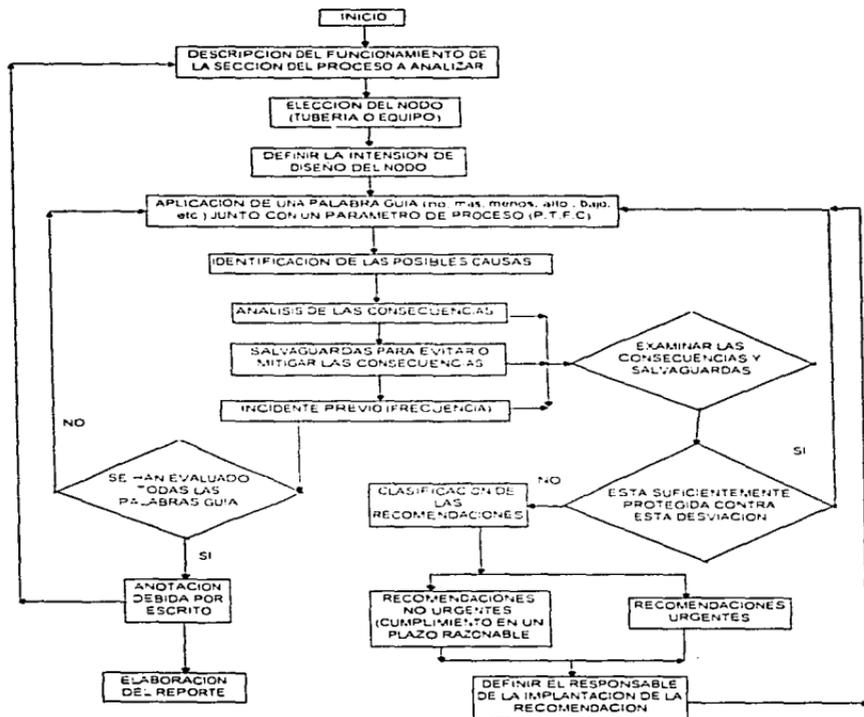


Diagrama 3.1 Secuencia de análisis

Las sesiones multidisciplinarias, tuvieron una duración de 10 horas diarias durante 2 semanas consecutivas en donde se consideraron aspectos importantes y operacionales en : operación normal de la planta, cambios previsible en operación anormal, arranque y paro de la planta, materiales de la planta, equipo e instrumentos, medidas de fallas en los servicios a la planta , medidas de mantenimiento, seguridad, etc.

En el análisis y seguimiento del proceso, se realizó una revisión sistemática de diagramas de tubería e instrumentación actualizados así como otros documentos disponibles:

- Descripción del proceso
- Diagrama de flujo de proceso
- Hojas de datos de equipo mayor (como se construyó)
- Hojas de datos de instrumentación de control de proceso
- Diagramas de lógica e instrumentación
- Procedimientos de arranque y paro de operación anormal
- Manual de entrenamiento y seguridad
- Listas de calibración de válvulas de seguridad (actualizadas)

Para el establecimiento de las condiciones de servicios, inspección, mantenimiento y otros requerimientos específicos, se tuvo la disponibilidad del personal encargado del servicio de la planta.

NOMBRE	CARACTERÍSTICAS	POR
Facilitador	Con dominio de la metodología (tiempo completo)	IMP
Especialista en análisis de riesgos	Conocimiento de la técnica (tiempo completo)	IMP, The Phace
Documentador	Desarrollo de la metodología (tiempo completo)	IMP, The Phace
Ing. de Operación	Con una experiencia mayor a 10 años en operación del proceso de estudio (una o dos personas)	CPQ, La Cangrejera, The Phace
Ing. de Proceso (2)	Tiempo completo	CPQ, La Cangrejera, The Phace

CONTINUACION

Jefe de Inspección y Seguridad	Tiempo completo	CPQ La Cangrejera
Ing. de Mantenimiento de Instalaciones	Tiempo completo	CPQ La Cangrejera
Especialista	Tiempo parcial	CPQ La Cangrejera
<ul style="list-style-type: none"> - instrumentación - eléctrico - mecánico - civil 		

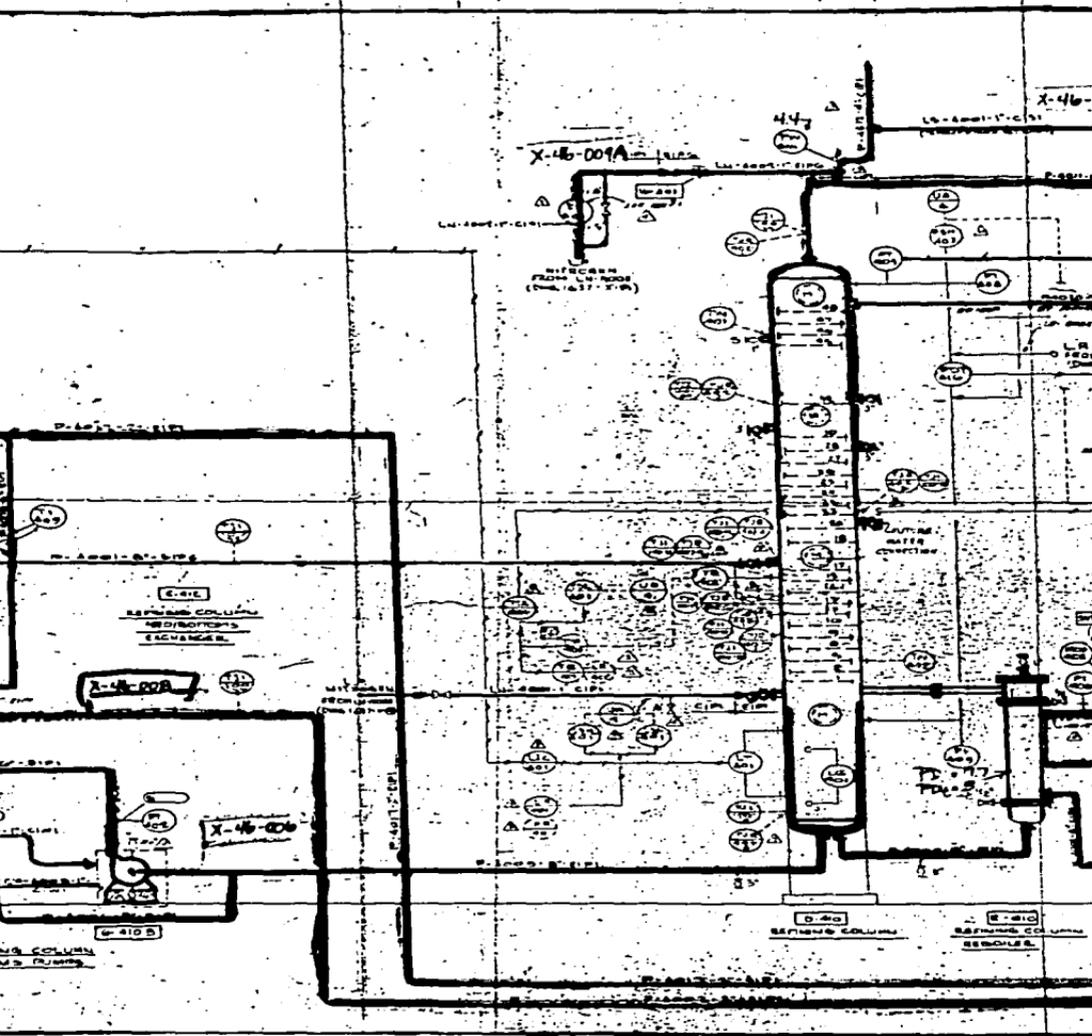
Tabla 3.1 Equipo evaluador en las sesiones HAZOP.

Las causas posibles y las consecuencias de cada eventualidad se generaron y se registraron estableciendo la severidad de las consecuencias y las salvaguardas preventivas y correctivas para controlar y/o mitigar el impacto en caso de que esta ocurra.

Debido a la naturaleza estructural del HAZOP, la abrumadora mayoría de las preguntas fueron irrelevantes, y por lo tanto, solo aquellas que presentaron riesgos necesitaron ser registradas; para posteriormente el equipo evaluador, después del recopilado de las hojas HAZOP del análisis exhaustivo y completa de la planta, fue analizar nodo por nodo y en base a las causas y consecuencias se identificaron las áreas y puntos que requieren una atención urgente y otras no tan urgentes, no obstante, son dignas de tomarse en cuenta.

3.3.2 RESUMEN DE RESULTADOS

Para el reporte de las conclusiones y resultados más relevantes debido a las necesidades de la planta, se presentan los nodos y las palabras guía que aplican para tal situación, en el DTI que se muestra se presentan las mayores recomendaciones debido a los accidentes ocurridos con este tipo de diseño por lo tanto, hay que intensificar las salvaguardas, procedimientos, capacitación, estudios y mantenimiento intensivo.



X-46-02DA

SPR NO. 10 E

EX-200-10

X-46-001

P. 2. 5. 6
P. 2. 5. 0

X-46-015

SEWER COLUMN
S. 2. 1. 2. 2. 2

L. 2. NITROGEN
T. 2. 2. 2. 2. 2. 2. 2

X-46-004

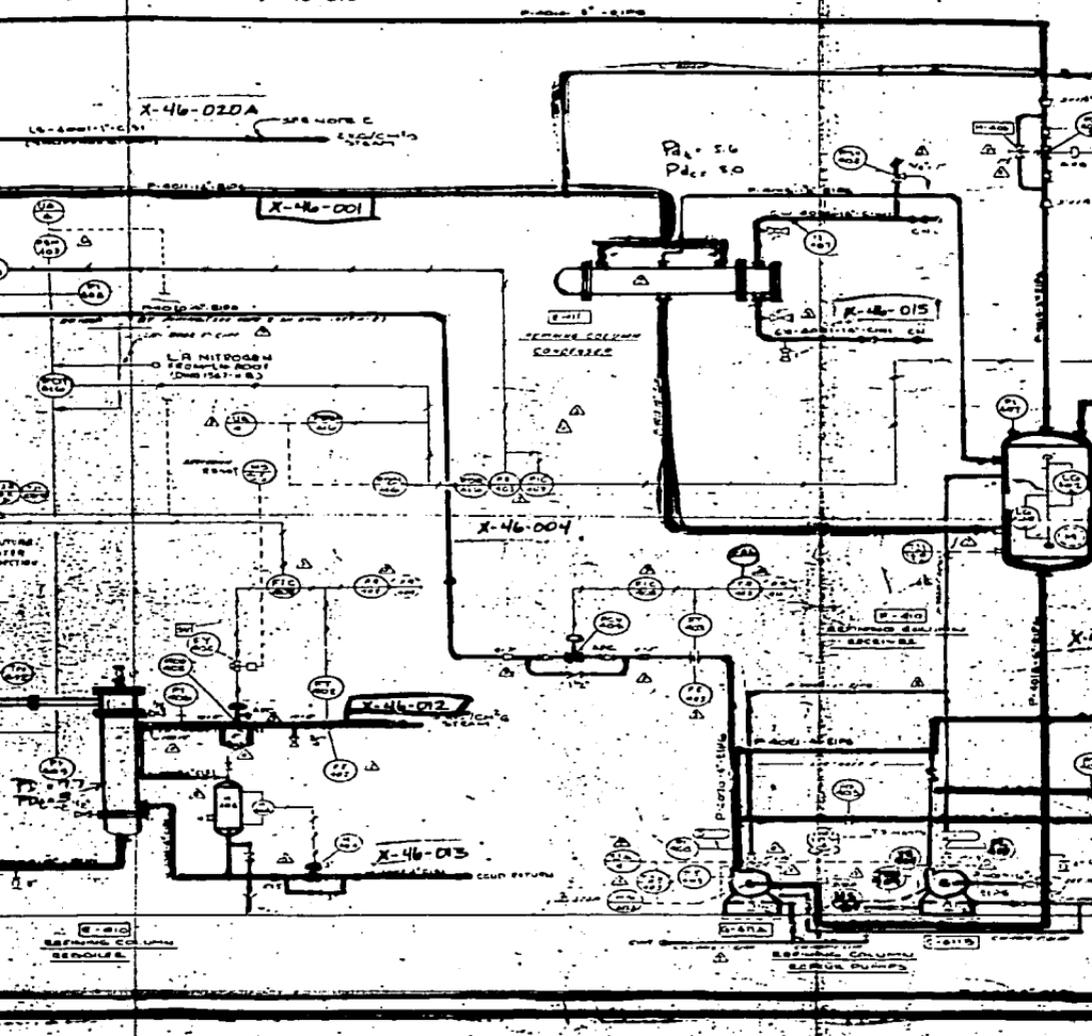
X-46-012

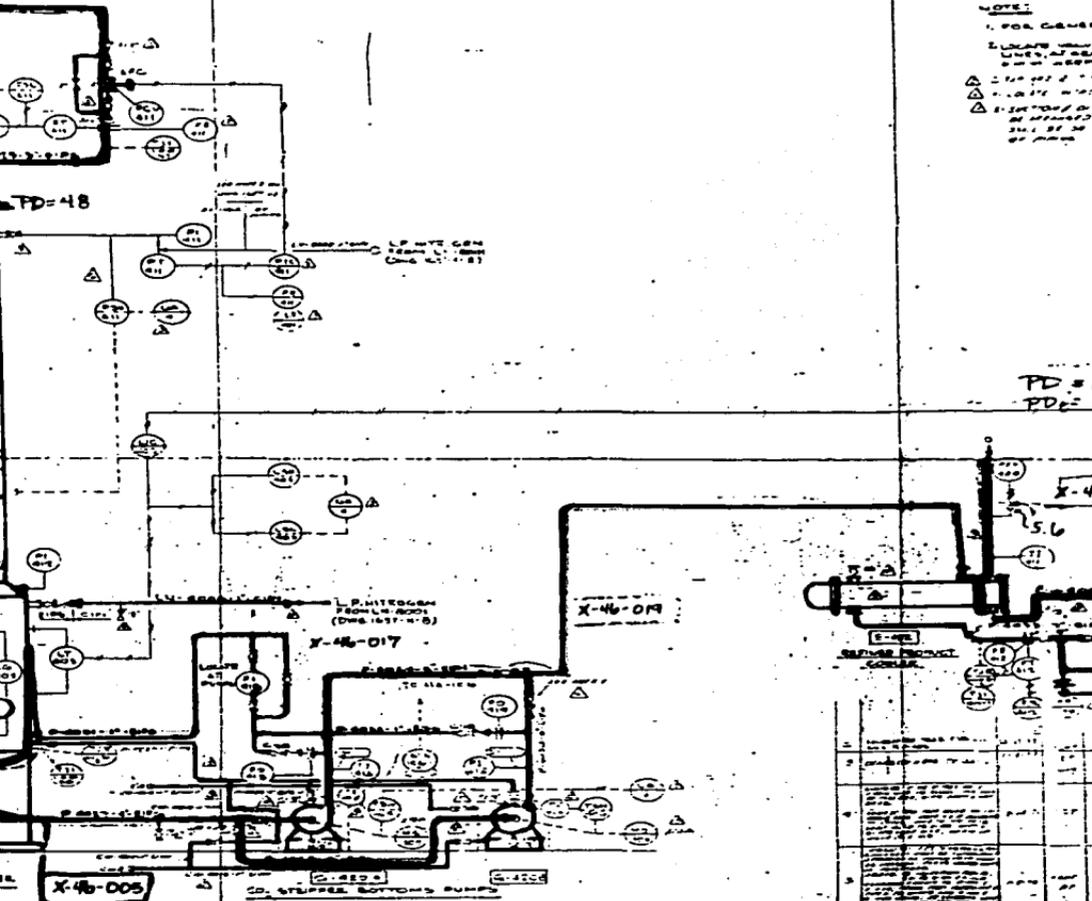
X-46-013

COUNT RETURN

SEWER COLUMN
S. 2. 1. 2. 2. 2

SEWER COLUMN
S. 2. 1. 2. 2. 2





- NOTE:
1. FOR GENERAL
 2. CHANGE
 3. FOR
 4. FOR
 5. FOR

PD =
PDC =

NO.	DESCRIPTION	DATE	BY	CHKD
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10

	<p>INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL GALIA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD GALIA DE SOSTENIBILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD</p>	<p>IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN LA PLANTA DE OXIDO DEL ETILENO DEL CPQ-EA CANGRIJERA</p>	 <p>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA</p>
---	--	--	--

DTI No. :1657-X-1 A-6 RESUMEN DE RECOMENDACIONES URGENTES

SECCION: Alimentación de Etileno y Oxígeno a Reactores

No	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
1.0 FLUJO							
1.1	NO FLUJO	X-1A6-007	Bloqueo manual de la línea aguas abajo del F-130 AB	Posible sobrepresión de F-130AB si la válvula reguladora de presión no funciona Peligro de accidente	PCV-173 o 174	No	Instalar una válvula de relevo en F-130AB
		X-1A6-016	Falta de la PCV-111B	Posible acumulación de burbujas de gases en el casco de la zona de reacción del reactor con peligro de ruptura de tubos	Existe PCV-104 lo cual no necesariamente impide que se formen burbujas en el casco del reactor	No	Modificar la estación de válvulas para que no impida completamente el paso de gas



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
GECIA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
ÁREA DE SEGURIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO DEL CUP-1A
CAMARAJIRA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION-SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
1.1	NO FLUJO	X-1A6-017	1-Obstrucción del FI-128 2- ruptura de tubo	Acumulación de gases en el casco del reactor con posible recalentamiento y ruptura de tubos. Ver Mas Presion (X-1A6-008) 2- entrada de agua o vapor al aceite. Alta presion en el sistema y ruptura de la PSV-104 y PSE-108, PSV-154 y PSE-158 con posible ruptura del cabezal del cambiador	1- Ninguna 2- Válvula de seguridad PSV-104 Disco de ruptura PSE-108 Válvula de seguridad PSV-154 y disco de ruptura PSE-158	1.2- No	1- Remover FI-128 y las válvulas de bloqueo convirtiendo este sistema en línea igualadora 2- Considerar el estado de nuevo orificio de ruptura de la salida del E-110 AB
3.0 PRESION							
3.1	MAS PRESION	X-1A6-002	Aumento de presion en el sumatorio	Presion maxima en la succion del compresor es de 19.9 kg/cm ² segun PSV-101, Presion de la descarga es aproximadamente 25.5 kg/cm ²	Existe disparo de alta presion en la descarga del compresor actuando a 22.5 kg/cm ² Presion de diseño del casco del compresor es 26.4 kg/cm ² No hay peligro de supresion	si	Ninguna



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
GECIA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
ÁREA DE SUSTENTABILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE OMO DE LIXISO DEL CPQ-LA
CANGREJERA



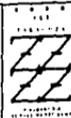
UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA	
3.1	MAS PRESION	X-1A6-003	Aumento de presión en el suministro	Idem	Idem	Idem	Idem	
		X-1A6-004	Ver Más Presión en el X-1A6-002 y X-1A6-003		Disco de ruptura abre a 29 kg Presión de diseño de H-102 es 24 kg Condición segura	No	Verificar la presión del diseño del H-102 Reemplazar el equipo o mejorar el sistema	
		X-1A6-004	Idem	Possible sobrepresión de los tubos en E-111A			No	Determinar la máxima presión operacional en los tubos de E-111A cuando la presión de la succión del compresor de reciclo llega al máximo nivel operacional posible (presión de apertura de la válvula de seguridad en la succión del compresor PSV-101)
		X-1A6-004			Presión del diseño del reactor es 31 kg El disco de ruptura abre a la presión de la apertura del PSE-102 lo cual es 32 kg Alta peligrosidad		No	Estudiar el sistema y considerar cambio del disco de ruptura a 31 kg
		X-1A6-005	Ver X-1A6-004	Possible sobrepresión del casco del E-111A			No	Estudiar el sistema Corriente el herrizado de PSE-101/101A Consultar el herrizado



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
UNIDAD DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
ÁREA DE SUSTENTABILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE OXIDO DE HIDRÓGENO DEL CPQ-LA
CANGREJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
3.1	MAS PRESION	X-1A5-008	Rotura de tubos en el reactor D-110A/B	1 Alta probabilidad de ruptura de la coraza del reactor D-110A/B ya que la presión normal del gas en el sistema excede la presión del diseño del reactor por encima de una relación de 1.5 2 Valores de seguridad PSV 104 y el orificio de ruptura PSE 108 aparentemente diseñados para proteger contra este evento están localizados demasiado lejos 3 Durante este evento hay un disparo de paría y actúa la FV 122 despresionando la planta. Hay probabilidad de eructos de gas al tanque F-115. En caso de que la PSV 105 proteja al tanque habrá una descarga de gas tóxico hacia la atmósfera 4 La probabilidad de explosión en algunos partes de la planta es muy alta		No	1 Hay que estudiar la seguridad del sistema antes mencionado con mucha urgencia 2 Considerar también cambiar el sistema de enfriamiento a enfriamiento con agua



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
 SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
 GUÍA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
 AREA DE SOSTENIBILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
 LA PLANTA DE QUIDO DE ETILENO DEL CPOJA
 CANGREJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS
 SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
4.0 NIVEL							
4.1	NO NIVEL	X-1A6-021	Fallo de la LCV-101	Gas a la torre D-310	Hay alarma de bajo nivel Valvulas de seguridad PSV-308AB		Comprobar la capacidad de relievo de PSV-308AB para esta condición Se debe colocar cartel en la planta visible desde la LCV- 101 para prevenir el reemplazo de esta valvula con otra con un mayor CV
30.0	VALVULAS DE SEGURIDAD	X-1A6-007(sistema de agua de recambio)	Falla de PCV-173 o 174	Disturbio operacional	ninguna	no	Hay que instalar valvulas de seguridad en tanques F-130AB
		X-1A6-012	El HOB puede escaparse no tiene valvula de seguridad y pudiera incendiar en caso de incendio en el área	Disturbio de escape y posible acciones humanas	Ninguna	No	Instalar valvulas de (presión) relieve

**P**

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
 SISTEMA NACIONAL DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
 OFICINA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
 OFICINA DE SEGURIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
 LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO DEL CPO- LA
 CANGREJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS
 SUPERIORES ZARAGOZA

DTI No. :1657-X-2-5		RESUMEN DE RECOMENDACIONES URGENTES					
SECCION: Sistema de Regeneración y Alimentación de la solución de carbonatos							
No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
30.0	VALVULAS DE SEGURIDAD	X 25.002	Regulación de válvulas	Fallo de subpresión de flujo de E-211	PSV 211 es para exsuaración térmica	No	Instalar dispositivo de regulación de E-211
		X 25.005	Fallaron del E-210 con su estado en el área	Fallo de rotura de M-209	No opera	No	Instalar válvula de seguridad
No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
DTI No. :1657-X-3-6		RESUMEN DE RECOMENDACIONES URGENTES					
SECCION: Recuperación y Purificación de Oxido de Etileno							
1.0 FLUJO							
12	MAS FLUJO	X-36-005	Fallo de la válvula I CV-302	Desajuste operacional y ver Ho Nivel (X-36-002) pp 15)	Alarma de bajo nivel I SI-302	No	Ver Ho Nivel en el X-36-005



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
GUA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
ÁREA DE SUSTENTABILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO DEL CPO/LA
CANGREJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NOOD	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
3.0 PRESION							
3.1	MAS PRESION	X-36 D12 (sección sistema de agua de rechazo)	Apertura de la PCV-305	Posible sobrepresión del sistema a jusante de la válvula PSV- 301	PSV-301	No	Verificar que el PSV-301 está diseñado en caso de que la PCV- 305 abra completamente. También instalar un cartel en el campo cerca de la PCV-305 el cual pronuncie el cambio de esta válvula por una mayor CV.
4.0 NIVEL							
4.1	NO NIVEL	X-36-005	Apertura de la LCV-302	Entrada de óxido de etileno procediente de la torre realisorbadora D-320. Peligro de explosión y toxicidad en el venteo atmosférico de la torre absorbadora. Posible apertura de la PSV-311 en la torre realisorbadora. Posible daño de la bomba G-320A/B	No hay válvula de retención u otra protección para impedir esta causa Alarma de bajo nivel [SL-302	No	Estudiar la capacidad de la PSV-311 para llevar esta emergencia y estudiar posibles mejoras en el sistema para minimizar la peligrosidad causada por el venteo atmosférico.



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
 SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
 GAJIN DE CONTROL AMBIENTAL Y SISTEMAS AUTOMATIZADOS
 UNIDAD DE SEGURIDAD AMBIENTAL Y SISTEMAS AUTOMATIZADOS

IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN
 LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO DEL CQ-1A
 CAMARGUERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS
 SUPERIORES ZARAGOZA

No	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
16.0	EXPANSION TERMICA Sección servicios misceláneos del sistema de reabsorción y agotamiento	X-36-006	Fuego externo con el tubo del caudal (ver figura 1) E-312	Puede fallar del caudal	No hay válvulas de seguridad	No	Instalar válvulas de seguridad
		X-36-008	Fuego externo en el área con el caudal E-310 TANQUEADO	Puede fallar del caudal	No hay válvulas de seguridad	No	Instalar válvulas de seguridad

DTI No.: 1657-X-4-6

RESUMEN DE RECOMENDACIONES URGENTES

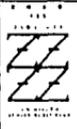
SECCION: Sistema de Recuperación y Purificación de Oxido de Etileno

**ESTA TESIS NO DEBE
 SALIR DE LA BIBLIOTECA**

No	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
----	--	------	--------	---------------	---	---------------------	--------------------

1.0 FLUJO

1.1	NO FLUJO	X-46-002	Cierre de la válvula en la succión de la bomba G-411 A o B	Puede dañarse los sensores de la temperatura	Existe analizador de expansividad en el área de las bombas	No	Cambiar a sensores dobles por preferencias de toxicidad y expansividad
		X-46-005	Bloqueo de la succión de la G-420 A o B	Puede dañarse los sensores de las temperaturas. Ver Man. N.º 100 (K-46- 005 pp. 83)	Exposur de la bomba por alta temperatura TSH-4050-4-06 No hay protección de detector de gases	No	Instalar dobles sensores en las bombas

	<p>INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL GUÍA DE CONTROL AMBIENTAL Y MANTENIBILIDAD ÁREA DE SENSIBILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD</p>	<p>IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN LA PLANTA DE ÓXIDO DE FIERRO DEL CPO LA CANGREJERA</p>	 <p>UNIVERSIDAD NACIONAL FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA</p>
---	---	--	---

No.	VARIABLE PALABRA GUÍA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
1.0 FLUJO							
1.1	NO FLUJO	X-46-012 (sección de refinación y purificación de sistemas misceláneos)	Fallo del suministro de vapor	Debil o operacion al con paro de planta programado Posible venteo de óxido de etileno a la atmósfera a través del venteo del tope de la torre reabsorbidora D-320. Pelgro de explosión en el rebolter E-410 si ocurre la reaccion del óxido de etileno con óxido de ferro en este recipiente	Alarma de fuga temperatura TSL-401 en el plato 15 de la torre D-410	Si pero hay disparo de planta	Instalar otra alarma de temperatura redundante en TJI-100-72. También modificar la sección del fondo de la torre para garantizar que el haz de tubo del rebolter este siempre sumergido. Referirse a las recomendaciones de la Unión Cartada para el accidente de la planta de Seadrift TX
1.2	MAS FLUJO	X-46-005	Apertura de la válvula LCV-403	Disturbio operacional y ver Ho Nivel en el X-46-005 pp 83	Ver Ho Nivel en el X-46-005 pp 83	Ver Ho Nivel pp 83	Ver Ho Nivel en el X-46-005 pp 83
		X-46-019	Fallo de la LCV-403	Ver Ho Nivel en el X-46-005 pp 83	Idem	Idem	Idem



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
GECIA DE CONTROL AMBIENTAL Y SOSTENIBILIDAD
ÁREA DE NORMATIVIDAD AMBIENTAL Y SOSTENIBILIDAD

IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO DEL CPQ EA
CAMARAJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
1.0 FLUJO							
1.4	FLUJO INVERSO	X-46-009 A.B)sección de refinación y purificación y sistemas misceláneos	Baja presión en el sistema de N2 de baja presión	Continuación del sistema de N2 de baja presión del complejo con danza de esteno	Ninguna	No	Instalar sistema de disparo automático considerando de dos niveles de flujo con su verificación intermedia esto a la el cálculo de N2 de baja presión del resto del complejo. Llene en esta área como en las escalas de atenuación de Hacer un HAZOP en el sistema de N2 del complejo
		X-46-014	Ver Flujo Inverso en el X- 46-009 A.B				Ver Flujo Inverso en el X-46-009 A.B
3.0 PRESION							
3.3	VACIO	X-46-001	Enfriamiento cuando está bloqueada durante paros de planta	Daño a la torre	No hay protección contra el vacío	No	Añadir alarma de baja presión en el tope de la torre con indicación en la sala de control



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
GUA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
ÁREA DE SOSTENIBILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE ÓXIDO DE ETILENO DEL CPQ-LA
CANGREJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
4.0 NIVEL							
4.1	NO NIVEL	X-46-005	Apertura de la LCV-403	Posibilidad de explosión en la torre D-420 (removedora de CO ₂) en caso de que se encuentren depósitos de óxido de hierro en el sistema	Alarma de bajo nivel LSL-403	Union Carbide	Considerar añadir sistema de disparo de bombas con tomas e instrumentación independiente y considerar posibles mejoras al sistema basadas en la explosión de la planta de Union Carbide
		X-46-006 (sección de refinación y purificación y sistemas misceláneos)	Fallo de la FCV-302	Posible entrada de vapor de óxido de etileno en la torre D-320 con viento a la atmósfera y peligro de incendio y contaminación. Posible explosión en las bombas G-410A/B. Explosión en el rebolador E-410	Alarma por bajo nivel no redundante	No	Instalar un sistema redundante de alarma y disparo por bajo nivel lo cual automáticamente pare la bomba G-410A/B. Instalar una válvula de acción rápida en la descarga común de las bombas G-410A/B para cortar el flujo automáticamente. También instalar un sistema que garantice que el rebolador E-410 esté siempre sumergido aun bajo esta condición. Ver la recomendación de flujo X-46-012 pp 17



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
 SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
 OFICINA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
 OFICINA DE SOSTENIBILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
 LA PLANTA DE ONDIDO DE LITONIO DEL CPO-1A
 CANGREJERA



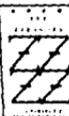
UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTONOMÍA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS
 SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
4.0 NIVEL							
4.2	MAS NIVEL	X-46 005	Menos flujo	Puede frenado de la torre D-420 y descarga de fondo de eflorento liquido hacia la atmosfera por la PSV 403 Alta peligrosidad de explosión y graves riesgos a la salud	Alarma de alto nivel LSH-403	No	Instalar sistema redundante de alarma de alto nivel con lomos independientes y considerar la instalación de sistema automatico que prevenga esta ocurrencia
4.3	MENOS NIVEL	X-46 005	Ver Hoja Nivel en X-46 005 (página 2) tanto en alta y baja nivel				Ver Hoja Nivel en el X-46-005 pp 19
16.0	EXPANSION TERMICA Sección de refinación y purificación - sistemas misceláneos	X-46 006	Bloqueo de intercambiadores E-412 y E-321 con incendio en el área	Puede faltar del casco del intercambiador	No hay válvulas de seguridad en ninguno de estos	No	Instalar válvula de seguridad para la protección del casco de cada intercambiador
		X-46 008	Bloqueo de la válvula de rebalder E-420 con incendio en el área	Fallo de escape	No hay	No	Instalar válvula de seguridad
		X-46 012	Bloqueo en el casco del rebalder E-410 con incendio en el área	Daño del equipo	No hay válvulas de seguridad	No	Instalar válvula de seguridad



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIONES DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
Y DE CONTROL AMBIENTAL Y SOSTENIBILIDAD
ÁREA DE NORMALIZACIÓN AMBIENTAL Y SOSTENIBILIDAD

IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE ÓXIDO DE ETILENO DEL CPQ-1A
CANGREJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMÍA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	MOD0	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION-SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
21.0	SEGURIDA (refinación y purificación - sistemas misceláneos)	X-46-006	Ver No Nivel en el X-46-006 pp. 83				Ver No Nivel en el X-46-006
23.0	ARANQUE DE PLANTA (refinación y purificación - sistemas misceláneos)	X-46-006	El diseño es inadecuadamente peligroso hay potencial de explosión si hay vapores de éndo de etileno en el reactor E-410 cuando se admite vapor	Potencial de explosión e arresto	Existen procedimientos los cuales indican que no deben haber vapores de éndo de etileno durante los arranques de planta		Revisar el sistema según los recomendaciones anteriores Ver No Nivel en el X-46-006
24.0	PARO DE PLANTA (refinación y purificación - sistemas misceláneos)	X-46-006	Sistema intrínsecamente peligroso con peligro de explosión si vapores de éndo de etileno pasaran al reactor E-410	Potencial de incendio y explosión	Paro de planta		Modificar el sistema según las recomendaciones Ver No Fluj en el X-46-006
27.0	BLOQUEO DE EMERGENCIA (refinación y purificación - sistemas misceláneos)	X-46-006	Ver No Nivel en el X-46-006 pp. 83				Ver No Nivel en el X-46-006
30.0	VALVULAS DE SEGURIDAD (refinación y purificación - sistemas misceláneos)	X-46-006	Hacen falta valvulas de seguridad en el casco del E-412 y del E-321 Ver Expansión Térmica en X-46-006 pp. 84				Ver Expansión Térmica X-46-006 pp. 84



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
CASA DE CONTROL AMBIENTAL Y AMBIENTE URBANO
ÁREA DE SUSTENTABILIDAD AMBIENTAL Y AMBIENTE URBANO

IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE ÓXIDO DE ETILENO DEL CPO-LA
CANGREJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
30.0	VALVULAS DE SEGURIDAD (refinación y purificación - sistemas misceláneos)	X-46-068	Hacen falta válvulas de seguridad en el E-420				Ver Expansión Térmica en el X-46- 708
30.0	VALVULAS DE SEGURIDAD (refinación y purificación - sistemas misceláneos)	X-46-012	Hacen falta válvulas de seguridad en el caso de rebalder E-410. Ver Expansión Térmica en el X-46-012 pp.83				Ver Expansión Térmica en el X-46-012

DTI No. :1657-X-5-5

RESUMEN DE RECOMENDACIONES URGENTES

SECCION: Sección de la planta de Glicol sección de Evaporación

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
16.0	EXPANSION TERMICA	X-55-002	Bloqueo del haz de tubos del E-510 con flujos por el haz del casco	Posible rotura del haz de tubos del E-510	Ninguna	No	Instalar válvula de seguridad
21.0	SEGURIDAD	X-55-002	Ver Expansión Térmica				Instalar válvulas de seguridad



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
GRUPO DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
UNIDAD DE NORMATIVIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE OMO DE LUBRO DEL CPQ-LA
CANGREJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZAPAZOZA

DTI No. :1657-X-6-5 RESUMEN DE RECOMENDACIONES URGENTES

SECCION: Sección de Secado y Purificación de Glicol

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODD	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
11.0	FUGA EN INTERCAMBIADORES	X-65-014	Rotura de tubos	Posible rotura del haz de tubo del E-610	Ninguna	No	Instalar orificio de ruptura
11.0	FUGA EN INTERCAMBIADORES	X-65-009	Rotura de tubos	Posible fallo del casco del haz de tubo E-620	Ninguna	No	Instalar orificio de ruptura
16.0	EXPANSIÓN TÉRMICA	X-65-014	Bloqueo del lado de tubos del intercambiador E-610 cuando existe flujo de vapor por el lado del casco	Rotura del lado de tubos del intercambiador E-610	Ninguna	No	Instalar orificio de ruptura o válvula de seguridad en el lado de los tubos
21.0	SEGURIDAD	X-65-014	Ver Expansión Térmica y ver rotura de tubos en el X-65-014				Ver Expansión Térmica y ver rotura de tubos en el X-65-014
		X-65-005	Ver rotura de tubos en el X-65-005				Ver rotura de tubos en el X-65-005



INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL
GECIA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD
ARJLA DE NORMAS AMBIENTALES Y SISTEMAS AMBIENTALES

IDENTIFICACION DE RIESGOS POTENCIALES EN
LA PLANTA DE ÓXIDO DE ETILENO DEL CPQ-LA
CANGRIJERA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

No.	VARIABLE PALABRA GUIA (DESVIACION)	NODO	CAUSAS	CONSECUENCIAS	PROTECCION/SISTEMAS EXISTENTES Y PROCEDIMIENTOS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA
210	SEGURIDAD	X-65-009	Ver Fuga en Intercambiadores en el X-65-009 pp B6				Ver Fuga en Intercambiadores el X-65-009 pp B6
		X-65-015	Ver Fuga en Intercambiadores en el X- 65-009 pp B6				Ver Fuga en Intercambiadores el X-65-015 pp B6

3.3.2 JERARQUIZACIÓN DE RIESGOS Y ACCIONES RECOMENDADAS (Ver Anexos)

Durante el transcurso de las reuniones del equipo evaluador, se analizaron un total de 6,732 eventos específicos ¹⁹ y se emitieron 218 recomendaciones, urgentes 43 y no urgentes 175; las primeras requieren una acción inmediata debido mayormente a temas de seguridad y las segundas se presentan enriqueciendo a las primeras ¹⁹.

Además, aproximadamente, dos terceras partes de las recomendaciones específicas ¹⁹ mencionan el tipo de modificación requerida en la planta y la gran mayoría son relativamente simples. Un 30% de las recomendaciones señalan la necesidad de hacer estudios antes de definir el tipo de acción o modificación requerida, y solo 5 recomendaciones requieren mejoras en los procedimientos.

En cuanto al gran interés por buscar las principales prevenciones de áreas riesgosas, se encontraron dos áreas en la planta las cuales fueron recomendadas a estudio debido al índice de peligrosidad, a la complejidad de la situación, y la magnitud del posible costo para remediar la situación. Una de estas es la sección de purificación del Oxido de Etileno, donde existen condiciones operacionales similares a las que fueron causa de algunos accidentes catastróficos en otras instalaciones (Basant en Bélgica, Clearlake, Texas, Seadrif, Texas); la otra área son los reactores, donde se encontraron deficiencias de diseño según las normas actuales en vigor ^{24,25}.

CAPÍTULO 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONSECUENCIAS

CAPITULO 4. ANALISIS DE RESULTADOS Y CONSECUENCIAS

4.1 CLASIFICACION DE RECOMENDACIONES

En esta sección se presenta un compendio de las recomendaciones hechas por el equipo evaluador como resultado del análisis de riesgos de la planta de oxido de etileno, las cuales han sido clasificadas según su nivel de urgencia (Tabla 4.1)

La tabulación (4.1) contiene las recomendaciones marcadas como urgentes por el equipo evaluador, mismas que deberán cumplirse en un tiempo razonable, para minimizar el riesgo operacional o mejorar la operación de la planta.

Hubo un total neto de 218 recomendaciones sin incluir aquellas que fueron repetidas más de una vez durante el análisis.

	URGENTE	NO URGENTE	TOTAL
MODIFICACION	27	121	148
ESTUDIO	16	49	65
PROCEDIMIENTOS OPERACIONALES	0	5	5
SUMA	43	175	218

Tabla. 4.1 Clasificación de recomendaciones

La gran mayoría de las recomendaciones envuelven mejoras a los instrumentos, como la adición de nuevas alarmas y sistemas de disparo, la instalación de las válvulas de seguridad, discos de ruptura y revisión de la capacidad de relevo de las válvulas de seguridad. También surgieron varias recomendaciones de estudios para mejorar la seguridad del área de los reactores y en la sección de purificación del oxido de etileno (nodo X-46-005). Se espera que dichos estudios resulten en la recomendación de importantes modificaciones para disminuir la peligrosidad inherente en equipos y sistemas diseñados hace más de veinte años.

4.2 RECOMENDACIONES ADICIONALES (ESPECIALISTAS DE RIESGOS)

Con motivo del proceso de industrialización, se ha incrementado mundialmente en los últimos años una atención y documentación en materia de seguridad para la disminución de riesgos de accidentes industriales. Desde el diseño original de la planta de óxido de etileno a la fecha actual, se han mejorado los métodos y las normas referentes a los diseños de sistemas de relevo de plantas. Existen normas como las API 620, 520, 521 (1990) y código ASME donde se describen los métodos usados para el diseño de válvulas de seguridad y sistemas de relevo. Además, se recomienda una revisión de la capacidad del sistema de relevo, considerando todas las posibles emergencias para cada válvula o disco de ruptura (sistemas de relevo acompañantes), deben determinarse los casos que apliquen, y deben realizarse los cálculos correspondientes para verificar si los sistemas de seguridad de la planta son adecuados. Una lista posible de las contingencias, fallas, o emergencias se incluyen a continuación (Ver anexos):

- Bloqueo súbito del flujo de salida.
- Apertura súbita del flujo de entrada.
- Bloqueo completo del sistema o equipo.
- Expansiones Térmicas.
- Bloqueo completo de un lado del intercambiador mientras existe flujo por el otro.
- Idem con incendio (fuego) en el área.
- Falla del sistema de enfriamiento o refrigeración.
- Falla del reflujo o recirculación en torres, sistemas de compresores, bombas, sistemas de proceso, etc.
- Falla del sistema de energía eléctrica.
- Falla del sistema de combustible.
- Falla del suministro de vapor.
- Falla del sistema de aire de instrumentos.
- Entrada súbita de un componente volátil al sistema.

- Exceso de calentamiento.
- Acumulación de gases no condensables en el sistema.
- Falla de los controles automáticos.
- Explosión interna.
- Reacciones violentas.
- Expansiones hidráulicas.
- Reboseamiento de tanques, tambores, etc.

4.2.1 AISLAMIENTO

Varios incidentes han ocurrido (BASF, Shell, etc) en los cuales escapes o fugas de óxido de etileno han sido absorbidos por el aislamiento, reaccionando químicamente con éste y dando lugar a la formación de políglicoles. Los políglicoles formados en el aislamiento, entraron a su vez en reacción con el aire sobrecalentado del equipo en operación. Cuando los vapores dentro del equipo entraron en contacto con las paredes calientes ocasionaron explosiones.

El aislamiento de equipos en servicio de óxido de etileno, debe cumplir dos funciones básicas con respecto a la seguridad:

- Proporcionar de manera eficiente la debida protección contra el fuego (aproximadamente una hora de protección) previniendo que ocurra descomposición.
- No deberá presentar materiales reactivos en el evento de que entre en contacto con óxido de etileno procedentes de fugas por debajo del aislamiento.

4.2.2 COMPRESOR DE RECICLO (C-110)

La estación mezcladora de oxígeno tiene sistemas de disparo actuados por señales de la velocidad de rotación de la turbina del compresor de reciclo y disparo por bajo flujo, de reciclo. Esto previene la formación de mezclas explosivas cortando el suministro o entrada de oxígeno al sistema cuando hay problemas en el

compresor. Existen reportes no confirmados de una planta donde se experimentó una fractura o falla del mecanismo acoplamiento - o cople de sujeción - entre el compresor de recicló y una turbina impulsora, debido a que todos los disparos están basados en la velocidad de rotación de la turbina. En este caso, una mezcla explosiva causada por oxígeno siguió entrando al proceso en la estación mezcladora y supuestamente llegó al reactor donde existen altas temperaturas y un alto peligro de explosión bajo estas condiciones.

Se debe mantener el sistema existente en "La Cangrejera" el cual previene dicho acontecimiento.

4.2.3 REBOILER DE LA COLUMNA ELIMINADORA DE CO₂ (E-420)

La explosión de la planta de Union Carbide Corporation (UCC) en Seadrif, Texas, ocurrió en un sistema similar al reboiler E-420 de la planta de óxido de etileno en La Cangrejera.

El E-420 calienta una corriente de proceso con una concentración de óxido de etileno por encima de 70% con agua caliente a 143 grados centígrados de temperatura. El incidente de UCC en Seadrif ocurrió cuando vapores de óxido de etileno, entraron en contacto con residuo de óxido de hierro en la presencia de una fuente generadora de calor. Las mismas condiciones pueden presentarse en el reboiler E-420.

En condiciones normales de operación el peligro puede minimizar con sistemas redundantes de detección de nivel que inmediatamente paren el flujo de agua caliente al reboiler y restablezcan el nivel. Sin embargo, en condiciones de arranque existe el potencial de que escape agua caliente a través de las válvulas antes de que se establezca el nivel en la torre. En estas circunstancias cuando la alimentación de óxido de etileno es admitida a la torre, el óxido de etileno circulando en el reboiler formará vapor antes de que se pueda establecer nivel. Esto crea la posibilidad (como mencionó anteriormente) de vapor de óxido de etileno establezca

contacto con residuos de oxido de fierro en presencia de una fuente generadora de calor (agua caliente).

Debido a esta razón, debe considerarse la adición de un sistema de bloqueo doble con drenaje intermedio en el sistema de agua caliente al reboiler. Para eliminar factores humanos este sistema debe estar acompañado de sistemas permisivos de arranque y sistemas de disparo durante paradas de planta.

Las observaciones aquí expuestas no están dadas como solución o recomendación final en este tema. La recomendación final para la eliminación del riesgo en este sistema debe ser emitida en base a un adecuado estudio según lo recomendado por el equipo evaluador durante la evaluación del módulo 1657-46-005.

4.2.4 REBOILER DE LA TORRE REFINADORA (E-410)

El nivel del líquido en este reboiler debe estar siempre por encima del haz de tubos para impedir condiciones similares a las que causaron la explosión en la planta de Seadrif, Texas. Ver recomendación para el módulo 1657-46-006.

4.2.5 COMENTARIOS APLICABLES A SISTEMAS CON CONCENTRACIONES DE ÓXIDO DE ETILENO POR ENCIMA DEL 70%

Las siguientes anotaciones misceláneas resultante de las reuniones HAZOP en La Cangrejera se presentan a continuación por su relevancia para su seguridad en sistemas donde las concentraciones de óxido de etileno excedan el 70%.

- No usar equipos o líneas de acero al carbon.
- No calentar directamente.
- Evitar líneas menores de una pulgada de diámetro.
- No usar aislamiento de lana mineral, silicato de calcio, etc.
- Las bombas deben tener disparo por bajo flujo, baja presión de succión, bajo amperaje o alguna combinación que impida que las bombas roten cuando hay líquido. Debe existir un sistema de diluvio activado con detectores de calor o detectores de óxido de etileno en el área. El área de las bombas debe poder atacarse durante incendio desde dos monitores diferentes.
- Juntas o empaques deben ser spiral-wound flexitallic, grafoil o grafito flexible.
- Los vapores de óxido de etileno no deben ser comprimidos.
- No deben haber líneas con flujo estancado.
- Las válvulas de seguridad deben tener purga de nitrógeno.
- Las líneas de suministro de nitrógeno deben aislarse con doble bloque de venteo intermedio y el suministro principal debe tener un sistema de disparo, por baja presión.

4.2.6 ATAQUE AMBIENTAL A LAS LÍNEAS DE ACERO INOXIDABLE

Varios accidentes de corrosión de cloruro (chloride cracking) a equipos de acero inoxidable ha sido reportados en plantas costeras en Europa y otros lugares. En algunos casos casi todas las tuberías de acero inoxidable fueron reemplazadas. En estos casos, una vez que el daño es localizado las reparaciones no son exitosas. Las zonas donde se han presentado grietas tienen que ser cortadas, retiradas y reemplazadas.

El mecanismo de ataque por cloruros requiere la presencia de humedad, iones de cloro y equipos o material de acero inoxidable. Las fallas que presentan son entre los espacios granulares en la estructura cristalina del acero inoxidable.

Las fallas más peligrosas por ataque de cloruros en una planta de esta naturaleza es el sistema de vapores de óxido de etileno, el cual puede causar la formación de nubes explosivas (y tóxicas). Esto puede dar inicio a una explosión que destruya grandes secciones de la planta y la cual ocasiona explosiones y fuegos secundarios.

En la planta de Basant en Bélgica, la línea del cabezal de la torre de purificación de óxido de etileno fue inspeccionada y se encontraron grietas con pequeñas fugas en toda su longitud. Esta línea no tenía aislamiento y no estaba pintada.

La línea del cabezal de una torre similar en la planta de óxido de etileno de Clearlake, Texas fue encontrada en condiciones similares. Esta línea estaba aislada pero no fue pintada. En este caso el aislamiento contenía aproximadamente 1% de cloruros.

Actualmente es práctica común industrial el pintar todo el equipo de acero inoxidable antes de proceder a la instalación del aislamiento con el objeto de prevenir el ataque de cloruros (cracking failure).

A medida que cada localidad aprende sobre este tipo de situaciones el equipo de acero inoxidable es identificado y sujeto a inspección comenzando con las áreas más riesgosas.

- Vapores de óxido de etileno (primera prioridad)
- Óxido de etileno en estado líquido (segunda prioridad)
- Sistema con bajas concentraciones de óxido de etileno (tercera prioridad)

La inspección se hace con tintas de líquidos penetrantes, identificando las áreas que presentan grietas, cortando las mismas y soldando las secciones de repuesto, pintando y aislando las mismas antes de operar nuevamente.

Otro de los problemas presentes en equipos y líneas de acero inoxidable es el ataque de corrosión causado por la presencia de sosa cáustica (stress corrosion cracking). En el sistema de remoción de CO_2 (en las torres absorbedoras D-310 y reabsorbedora D-320) cualquier material existente de acero inoxidable está en contacto con soluciones cáusticas de potasio. Las fallas ocurren más frecuentemente en la parte superior de la torre reabsorbedora de CO_2 .

En varias plantas de óxido de etileno los domos de acero inoxidable de las torres reabsorbedoras han sido encontrados con fugas a través de pequeñas grietas causadas por el stress corrosion cracking. Las partes de acero inoxidable de los equipos D-310 y D-320 deben ser inspeccionadas internamente para diagnosticar si se requieren reemplazo, pudiendo ser reemplazadas con superficies de acero revestidas en acero inoxidable.

CONCLUSIONES

En base a las evaluaciones hechas por el equipo evaluador, se hallaron recomendaciones e impresiones muy favorables; en cuanto al personal el cual puede clasificarse entre los renglones más altos a nivel operativo internacional. Sin embargo, el diseño de la planta data de épocas anteriores a la ocurrencia de varios accidentes industriales, algunos de los cuales fueron catastróficos. Por lo tanto, dicho diseño no contemplo adelantos en la seguridad del cual gozan plantas modernas. Además, se encontraron problemas potenciales de corrosión en líneas de acero inoxidable debido a la atmósfera de cloruros que proliferan en el ambiente, así como acción de solución cáustica.

Las áreas con problemas mayores se encontraron en el reboiler de la columna de eliminadora de CO_2 y reboiler de la torre refinadora donde se requiere un estudio y corrección urgente; en los reactores donde es necesario revisar estudios para mejorar la seguridad de diseño (presión de diseño, sistema de enfriamiento, ubicación de válvulas de seguridad).

Cabe mencionar pues, que el éxito operacional de esta instalación hasta la fecha se debe posiblemente al esmero del personal y a la debida atención por parte de Pemex-Petroquímica a las prácticas operacionales seguras y a un mantenimiento adecuado de las instalaciones. Es principalmente por esta razón que el análisis HAZOP efectuado a esta planta, indica claramente que existen áreas con un alto índice de peligrosidad (condiciones de operación) ya que, la industria del óxido de etileno ha mejorado sus estandares los últimos diez años como respuestas a fuegos, explosión y accidentes que han tenido lugar en varias partes del mundo. Adoptando estos cambios y aprendiendo de la experiencia anterior, se tendrá la oportunidad de alcanzar las óptimas condiciones de seguridad en la planta de óxido de etileno del Complejo Petroquímico La Cangrejera.

ANEXOS

Con la finalidad de apoyar las recomendaciones hechas por los especialistas de riesgos, a continuación se reportan una listas que apoyan y delimitan el análisis.

A.1 Algunas estimaciones de errores humanos para tareas simples ²⁸

Probabilidad	Acción del operador
0.04	No observa el indicador, o lo observa pero no emprende ninguna acción, aunque debería hacerlo.
0.03	No percibe el alarma, o la percibe pero no emprende ninguna acción, aunque debería hacerlo.
0.001	No bloquea una tubería, como estaba previsto en una parada planificada.
0.005	No bloquea una tubería, como estaba previsto en una parada de emergencia.
0.0025	Se equivoca al accionar las válvulas cuando se intercambia un conjunto de dos bombas (se para la que está funcionando, se arranca la que estaba en espera).
0.01	Para manual una bomba sin tomar acciones para bloquear la tubería.
0.003	error general de comisión (por ejemplo, leer equivocadamente un rotulo y como consecuencia seleccionar el interruptor equivocado).
0.001	Error general de omisión cuando no existe indicación en el cuarto de control del estado del elemento afectado (por ejemplo, olvidar poner una válvula en la configuración apropiada después de haber realizado trabajos de mantenimiento).
0.003	Error general de omisión cuando el paso omitido está incluido en un procedimiento en lugar de al final, como ocurría en el caso anterior.
0.03	Errores de operaciones aritméticas simples, realizadas manualmente y comprobadas rutinariamente, sin repetir el cálculo en otro papel.
≈1.0	El operador no toma la decisión correcta, durante los primeros sesenta segundos en una situación de muy alto estrés.
0.09	El operador no toma la decisión correcta, durante los primeros cinco minutos en una situación de muy alto estrés.
0.1	El operador no toma la decisión correcta, durante los primeros treinta minutos en una situación de alto estrés.

PARÁMETROS DE REDUCCION DE RIESGOS EN EL DISEÑO DE PLANTAS QUIMICAS.

"La reducción del riesgo debe comenzar desde la concepción de un nuevo proceso: a través del diseño de plantas intrínsecamente seguras y fácilmente controlables.

Kletz²⁸ propone seis pasos secuenciales para controlar los riesgos provenientes del manejo de materias peligrosas:

No usarlas (sustitución).

Usar menos cantidad (intensificación).

Usarlas en condiciones que las hagan menos peligrosas (atenuación).

Confinarlas (para que no puedan haber fugas).

Controlar la fugas (bloqueos de emergencia, facilitar la dispersión...).

Defenderse de las consecuencias de las fugas (protección contra incendios, brigadas contra incendios, edificios resistentes a las explosiones...).

La aplicación de estas reglas a lo largo de todas las etapas de un proyecto, desde la investigación y el desarrollo del producto y el proceso, hasta la ingeniería de detalle, pasando la ingeniería del proceso puede ayudar a minimizar el riesgo que necesariamente, en mayor o menor grado, conlleva una planta química

A.2 Distancias mínimas recomendadas para la distribución preliminar de unidades de proceso²⁹

Unidad	Desde unidades similares (m)	Desde la unidad más cercana (m)	De una posible fuente de ignición (m)
Almacenamiento a presión:			
Etileno	15*	60	60
C3	15*	45	45
C4	15*	30	30

Continuación A.2

Unidad	Desde unidades similares (m)	Desde la unidad más cercana (m)	De una posible fuente de ignición (m)
Almacenamiento de líquidos inflamables:			
<400 m ³ , flash point<66°C	5+	15	30
>400 m ³ , flash point<66°C	8+	45	60
flash point>66°C	5+	45	30
Tubería de crudo	7.5	8	30
Destilación de hidrocarburos ligeros	7.5	8	60
Reformado catalítico	15	30	30
Unidad de alquilación	30	45	60
Autoclaves de >20 bares y 0.30 m ³	7.5	15	30
Hidrogenación >68 bares	15	15	20
Polymerización catalítica	15	15	45
Polymerización térmica	15	15	30
Lavado cáustico de gasolinas	7.5	7.5	30
Extracción de SO ₂	15	15	30
Centrifugación de ceras	15	45	60
Caldera	SL	30	SL
Casetas de bombas contra incendio	SL	45	SL
Torre de refrigeración	SL	30	SL
Decantadores de aguas residuales	SL	20	20
chimeneas de venteos	SL	15-30	60
Edificios en general	SL	10-60	SL
Antorchas	SL	60	SL
Terminales de cargas	SL	15-60	60
Oficinas y comedores	SI	30	SL

SL- Sin limitación; * Usar ¼ de la suma de los tanques adyacentes. Si es mayor.

A.3 Distancias mínimas recomendadas para la distribución preliminar de equipos de proceso²⁹

Equipo	Desde unidades similares (m)	Espacio libre Horizontal (m)	Espacio libre Vertical (m)
Bombas	0.8-1.5	0.8-1.5	4
Compresores	anchura media	3	4
Torres de destilación	5	1.5	-
Recipientes verticales	½ diámetro	1.5	-
Recipientes Horizontales	½ diámetro	2	1.5
Intercambiadores de calor	1-1.5	1.5	1
Hornos	3	3	-
Reactores, recipientes agitados	7.5	1	-
Centrifugas, molinos	5	3	-
Calles principales hasta el límite del complejo	-	9	5.5
Calles secundarias hasta el límite del complejo	-	7.5	5
Vías de tren hasta el límite de batería del complejo	-	4.5	7
Haz de tuberías principal	-	4.6	4.9
Haz de Tuberías secundario	-	3	3.7
Otros haces de tuberías elevados	-	3	2.1

Debe de quedar claro que esta distancias son estimativas, y deben ser siempre reconsideradas cuando haya razones que indiquen que esto es conveniente. De esta forma se proporciona un base más racional a la implantación, al determinar las distancias a una unidad teniendo en cuenta, por ejemplo, la onda expansiva, o el alcance de los proyectiles formados en caso de explosión de la misma (A.4).

A.4 Daños producidos por las explosiones en función de la sobrepresión.^{30,31,32}

Sobrepresión (psi)	Tipo de daño
0.03	Ruptura ocasional de cristales grandes sometidos a tensiones
0.04	Ruido fuerte. Ruptura de cristales por la onda sonora
0.1	Ruptura de cristales pequeños sometidos a tensión
0.3	Límite de proyectiles 95% de probabilidad de no sufrir daños importantes. Daños menores a techos de casas Ruptura de 10% de los cristales
0.5-1.0	destrucción de ventanas, con daño a los marcos
0.7	Daños estructurales en las casas
1.0	Demolición parcial de casas, que quedan inhabitables
1-2	Fallo de paneles y mamparas de madera, aluminio, etc.
2	Colapso parcial de paredes y techos de casas
2-3	Destrucción de paredes de cemento de 20 a 30 cm de grosor
2.4	Umbral (1%) de ruptura de tímpano
2.5	Destrucción del 50% de la obra de ladrillo en edificaciones Distorsiones en estructuras de acero
3-4	Rupturas de tanques de almacenamiento
5-7	Destrucción prácticamente de casas
7	Vuelcan vagones de tren cargados
7-8	Rupturas de paredes de ladrillo de 20 a 30 cm de grosor
10	Probable destrucción total de edificios Máquinas pesadas (3,500 kg) desplazadas, y fuertemente dañadas
12.2	90% de probabilidad de ruptura de tímpanos
14.5	Umbral (1%) de muerte por hemorragia pulmonar
25.5	90% de muerte por hemorragia
280	Formación de Cráter

A.5 Algunos escenarios de diseño típicos para sistemas de alivio

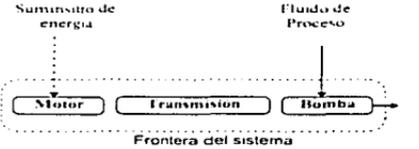
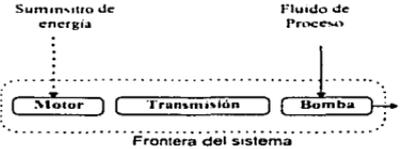
Concepto	Causas	Capacidad requerida
Reacción química	<ul style="list-style-type: none"> • Reacción exotérmica fuera de control (runway) • Paro de agitador • Falta de inhibidor. • Mezcla de compuestos incompatibles • Entrada de aire • Generación de Gases incondensables 	Cantidad de gas o vapor generada, por la reacción o el calor despedido por ésta.
Calentamiento exterior	<ul style="list-style-type: none"> • Fuego externo • Válvula de vapor abierta • Resistencias eléctricas 	Cantidad de gas o vapor generada.
Falta de refrigeración	<ul style="list-style-type: none"> • Falta de medio refrigerante • Falta de reflujo • Falta de corriente al motor del aerorrefrigerante 	Cantidad de gas o vapor generada y no condensada
Bloqueo de línea	<ul style="list-style-type: none"> • Línea taponeada • Fallo en la bomba de salida • Válvula de salida cerrada 	Caudal de entrada
Excesivo flujo	<ul style="list-style-type: none"> • Ruptura de válvula de control • Fallo del controlador • Ruptura del tubo 	Diferencia entre las condiciones normales y las de emergencias
Expansión o contracción Térmica	<ul style="list-style-type: none"> • Proceso bloqueado y refrigerante abierto o viceversa • Cambio de temperatura 	El escenario para evacuar la variación del volumen por unidad de tiempo

Continuación A.5

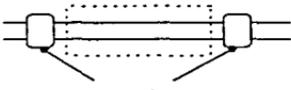
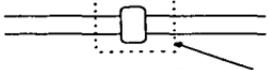
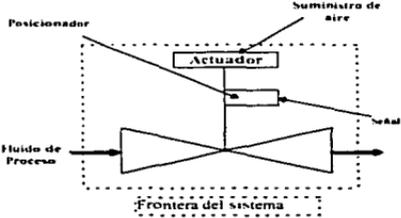
Entrada de productos volátiles	<ul style="list-style-type: none"> • Entra de agua o hidrocarburos ligeros en tanque o equipos con aceites pesados 	Cantidad de vapor generada
Falta de servicios	<ul style="list-style-type: none"> • Falta de electricidad • Falta de agua de refrigeración • Falta de vapor 	Diferencia entre el vapor generado en condiciones normales y en emergencia

El desarrollo de un buen conjunto de escenarios creíbles exige intuición y conocimiento de los problemas reales de la operación de la planta. Existen una serie de "escenarios estándar" que pueden aplicarse siempre a una familia de equipos, pero normalmente los más importantes son específicos de un proceso o una reacción determinados.

A.6 Datos de frecuencia de fallos en algunos equipos de proceso

<p>Tipo de equipo: Bomba Centrífuga Impulsada a motor. Modo de operación: En funcionamiento. Promedio de fallos cada 10⁶ horas de funcionamiento:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Catastróficos: 104 • Funcionamiento degradado: 24 <p>NOTA: La frontera incluye los cierres hidráulicos y la placa base del control. La identificación de los límites es la misma en los tres casos de la figura.</p>	 <p>Suministro de energía</p> <p>Fluido de Proceso</p> <p>Motor Transmision Bomba</p> <p>Frontera del sistema</p>
<p>Tipo de Equipo: Bomba centrífuga, impulsada a motor. Modo de operación: En espera (Satnaby) Promedio de fallos cada 10¹ demandas</p> <ul style="list-style-type: none"> • Catastrófico (no arranca al reproducirse la demanda): 18 6 	 <p>Suministro de energía</p> <p>Fluido de Proceso</p> <p>Motor Transmision Bomba</p> <p>Frontera del sistema</p>
<p>Tipo de Equipo: Bomba centrífuga, impulsada a motor. Modo de operación: En altercancia. Promedio de fallos cada 10³ demandas:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Catastrófico (no arranca al reproducirse la demanda): 10 8 <p>Promedio de fallos cada 10⁶ horas de funcionamiento:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Catastrófico: 292 	 <p>Suministro de energía</p> <p>Fluido de Proceso</p> <p>Motor Transmision Bomba</p> <p>Frontera del sistema</p>

Continuación A.6

<p>Tipo de Equipo: Tubería metálica, sección recta. Promedio de fallos cada 10⁶ millas-Horas:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Catastrófico (ruptura): 0.0268 	<p>Frontera del sistema</p>  <p>Conexión</p>
<p>Tipo de Equipo: Tubería metálica, conexiones. Promedio de fallos cada 10⁶ horas:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Catastrófico: 0.57 	<p>Frontera del sistema</p>  <p>Conexión</p>
<p>Tipo de equipo: Válvula de control operación neumática. Promedio de fallos cada 10⁶ horas:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Catastrófico (operación espurá): 3.59 <p>Promedio de fallos de cada 10³ demandas:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Catastrófico (no cambia de posición al producirse la demanda): 2.2 	 <p>Posicionador</p> <p>Suministro de aire</p> <p>Actuador</p> <p>Fluido de Proceso</p> <p>salida</p> <p>Frontera del sistema</p>

A.7 Valores de propiedades necesarias en el cálculo del índice Dow, de incendio y explosión, para sustancias seleccionadas.

Compuesto	MF	SH, X10 ³ (BTU/lb)	SEPA N ₁	SEPA N ₂	SEPA N ₃	Punto de destello (°F)	Punto de ebullición (°F)
Acetaldehído	24	10.5	2	4	2	38	70
Acido acético	14	5.6	2	2	1	103	245
Acetona	16	12.3	1	3	0	-4	133
Acetileno	40	20.7	1	4	3	gas	-118
Acroleína	24	11.8	3	3	2	-15	125
Amoniaco	4	8.0	3	1	0	gas	-28
Benceno	16	17.3	2	3	0	12	176
Butano	21	19.9	1	4	0	gas	31
n-Buteno	21	19.5	1	4	0	gas	21
Cloro	1	0	3	0	0	-	-
Clorofórmio	1	1.5	2	0	0	-	142
Cumeno	10	18.0	2	3	0	96	306
Ciclohexano	16	18.7	1	3	0	-4	179
Dimetilamina	21	15.2	3	4	0	gas	45
Estireno	24	17.4	2	3	2	88	295
Etano	21	20.4	1	4	0	gas	-128
Etanol	16	11.5	0	3	0	55	173
Etanolamina	4	9.5	2	2	0	185	342
Etileno	24	20.8	1	4	2	gas	-155
Etilenolico	4	7.3	2	1	0	232	387
Formaldehído	24	8	2	4	0	gas	3
Gasolina	16	18.8	1	3	0	-45	100-400
Glicerina	4	6.9	1	1	0	390	554
Fenol	4	13.4	3	2	0	175	358
Hydrogeno	21	51.6	0	4	0	gas	-422
Isopropanol	16	13.1	1	3	0	53	181
Metano	21	21.5	1	4	0	gas	-259
Metanol	16	8.6	1	3	0	52	147
Monóx. Carbono	16	4.3	2	4	0	gas	-314
Propano	21	19.9	1	4	0	gas	-44
Piridina	24	5.9	2	3	0	68	239
Tolueno	16	17.4	2	3	0	40	231
Trietilamina	16	17.8	2	3	0	16	193
Xileno	16	17.6	2	3	0	81	292

 <p>INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL GECIA DE CONTROL AMBIENTAL Y SOSTENIBILIDAD MÉDULA DE NORMAS AMBIENTALES Y SOSTENIBILIDAD</p>		<p>IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN LA PLANTA DE ONIDO DE FILTRO DEL CPO LA CANGREJERA</p>				 <p>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SURTIDOS ZARAGOZA</p>					
<p>PROYECTOS</p>		<p>OTROS</p>				<p>FECHA</p>					
<p>DIFERENCIAL DE EFECTOS</p>						<p>SESION</p>					
No.	EFECTOS PARADIGMA GUBA (EVALUACION)	MODOS	CAUSAS	CONSECUENCIAS	SALVAGUARDAS	INCIDENTE PREVIO	ACCION RECOMENDADA	COMENTARIO S	ACCION POR	FECHA DE ANALISIS	FECHA DE EVALUACION
10	FLUJO										
11	FLUJO EN FLUJO										
11	FLUJO EN FLUJO										
12	FLUJO EN FLUJO										
13	FLUJO EN FLUJO										
14	FLUJO EN FLUJO										
20	TEMPERATURA										
21	TEMPERATURA EN TEMPERATURA										
22	TEMPERATURA EN TEMPERATURA										
30	PRESION										
31	PRESION EN PRESION										
32	PRESION EN PRESION										
33	PRESION EN PRESION										
40	NIVEL										
41	NIVEL EN NIVEL										
42	NIVEL EN NIVEL										
43	NIVEL EN NIVEL										
50	COMPONENTES										
51	COMPONENTES EN COMPONENTES										
52	COMPONENTES EN COMPONENTES										
53	COMPONENTES EN COMPONENTES										
60	VISCOSIDAD										
61	VISCOSIDAD EN VISCOSIDAD										
62	VISCOSIDAD EN VISCOSIDAD										
70	ENFRIAR / CALENTAR										
71	ENFRIAR / CALENTAR EN ENFRIAR / CALENTAR										
72	ENFRIAR / CALENTAR EN ENFRIAR / CALENTAR										
73	ENFRIAR / CALENTAR EN ENFRIAR / CALENTAR										
80	REACCION										
81	REACCION EN REACCION										
82	REACCION EN REACCION										

 INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL CATEDRA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD AREA DE NORMALIZACIÓN AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD		IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO DEL CPQ-LA CANGREJERA				 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA					
PROYECTO NO:		DÍA NO:		FECHA:							
INTENCIÓN DE DISEÑO		SESION									
No.	VARIABLE PALABRA CLAVE (DESVIACIÓN)	MODOS	CAUSAS	CONSECUENCIAS	SALVAGUARDAS	INCIDENTES PREVIOS	ACCION RECOMENDADA	COMENTARIO I	ACCION POR	PRIMA DE APLICACION	PRIMA DE EVALUACION
83	TEMPERATURA										
84	OTRO RIESGO										
90	AGITACION (MEZCLA)										
91	IMPUREZAS										
92	IMPUREZAS										
93	IMPUREZAS										
94	AGITACION										
100	FUENTE DE IGNICION										
101	IMPUREZAS										
102	IMPUREZAS										
110	FUGA EN										
120	INTERCAMBIADORES										
130	EQUIPOS SUCIOS										
130	FALLO DE SERVICIOS										
131	ELECTRICIDAD										
132	AGUA DE ALIMENTACION										
133	AGUA DE ALIMENTACION										
134	INTOXICACION										
135	VARIACION										
140	EROSION / CORROSION METALURGIA										
150	LINEAS BLOQUEADAS (TOTAL / PARCIAL)										
160	EXPANSION TERMICA										
170	CONTAMINACION DEL PROCESO										
180	ELECTRICIDAD ESTATICA										
190	PUNTOS DE MUESTREO										
200	OPERACION ANORMAL										
210	SEGURIDAD										
220	SITUACIONES AMBIENTALES/TOXICIDAD										
230	ARRANQUE DE PLANTA										

		INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO SUBDIRECCIÓN DE PROTECCIÓN AMBIENTAL GERENCIA DE CONTROL AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD ÁREA DE SOSTENIBILIDAD AMBIENTAL Y SUSTENTABILIDAD			IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS POTENCIALES EN LA PLANTA DE ÓXIDO DE LÍQUENO DEL CPQ-1A CANGREJERA					UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA		
PROYECTO No.:		DTI No.:			FECHA:							
INTENCIÓN DE DISEÑO		SESION										
No.	VARIABLE PALABRA CLAVE (DESVIACIÓN)	MODOS	CAUSAS	CONSECUENCIAS	SALVAGUARDAS	INCIDENTE PREVIOS	ACCIÓN RECOMENDADA	COMENTARIOS	ACCIÓN POR	FECHA DE AMPLIACIÓN	FECHA DE EJECUCIÓN	
24.0	PARO DE PLANTA											
25.0	FACTORES HUMANOS											
26.0	AISLAMIENTO											
27.0	BLOQUEO DE EMERGENCIA											
28.0	COMUNICACIONES											
29.0	CONTROLES ADMINISTRATIVOS											
30.0	VALVULAS DE SEGURIDAD											
31.0	ACCESIBILIDAD											
32.0	EQUIPO DE REEMPLAZO											
33.0	PROBLEMAS MECANICOS											

A.8 HOJAS DE TRABAJO HAZOP APLICADAS EN EL ESTUDIO

BIBLIOGRAFIA

1. Ed. Harris, R. Greenberg and Joseph J. Cramer. **Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry**. Stone & Webster Engineering Corporation. De. Van Nostrand Reinhold. New York. 1991.
2. **American Center for Chemical Process Safety Hazard Evaluation Procedures**. Ed. American Institute of Chemical Engineers. New. York. 1992.
3. J. M. Santamaria Ramiro. **Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química**. De. Fundación MAPFRE España. 1994.
4. **Hazard Assessment and Risk Analysis Techniques for Process Industries**. Collage of Engineering the University of Austin. 1994
5. **Process Safety Review Manual (PSR)** Celanese Chemical Company. 2ª d. Edición 1990.
6. **Fire & Explosio index Hazard Clasification Guide**. A. Chemical Engineering Progress Technical manual published by American Insitute of Chemical Engineering. New. York. 1987.
7. "Ethylene Oxide Explosion at Seadrif Texas. I. Background and Technical Fraling". I, II, III. *Aiche*, april. 1993.
8. Viera G. A., Simpson, L. L. y Rean B. "Lesson Learned from the Ethylene Oxide Explosion at Seadrif Texas". *Chemical Engineering Progress*. 89 (8) . 1993.
9. J. Gilett. "Rapid Ranking of Process Hazards". *Process Engineering*. Vol.66.# 219. 1985.
- 10.S.A. Lapp. "The Mayor Risk Index System". *Plant Operation Progress*. Vol. 9. #. 3. July, 1990
- 11.Schreiber, A.M., "Using Event Trees an Fault Trees". *Chemical Engineering*. 89 (20), 115. 1982.
- 12.Raymond a. Freeman., Robert and Termothy P. Mc. Namora. "Plan HAZOP Studies with an Expert System". *Chemical Engineering Progress*. August 1992.
- 13.**Manual de Operación de la Planta.**

14. Britton, L.G. "Thermal Stability and Deflagration of Ethylene Oxide". *Plant Operation Progress*. 8(2), abril 1990.
15. Love D. L. "No Hassle Reboiler Selection". *Hydrocarbon Processing*. 71(10), Oct. 1992.
16. Trevor, A. Kletz. "Eliminating Potential Process Hazards". *Chemical Engineering*. April. 1985.
17. Perry, R.H. and D.Green. "**Chemical Engineers Handbook**". 6ª . McGraw Hill. New. York. 1984.
18. H.G. Lawly. "Size up Plant Hazards this Way". *Hydrocarbon Processing*. April. 1976.
19. **The Pace Consultants, INC. E Instituto Mexicano del Petróleo.** "Análisis de Riesgo y Operabilidad. Vol. I, II, III. 1997.
20. Raymond A. Freeman. "Documentation of Hazard and Operability Studies". *Plant Operation Progress*. Vol. 10, # 3. July, 1991.
21. A.K. Coker. "Size Relief Valves Sensibly Part. I". *Chemical Engineering Progress*. August. 1992.
22. A.K. Coker. "Size Relief Valves Sensibly Part. II". *Chemical Engineering Progress*. Nov. 1992
23. **Programa para la Prevención de Accidentes.** Grupo IDESA. Junio, 1996.
24. Power Boilers Section I of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code. American Society of Mechanical Engineers. New. York. 1965.
25. American Petroleum Institute: RP 520-Recommended Practice for the Design and Installation of Pressure Relieving Systems in Refineries Part Y-Dising. 4ª. API. Washington. DC. 1976.
26. **Riesgo Ambiental** Enrique César Valdez et al. UNAM. FI. 1996.
27. **Diario Oficial de la Federación.** 1997
28. Kletz, T. "An Engineer's View of Human Error". 2ª. De. *The Institution of Chemical Engineers*. Rugby. 1991.
29. Wells, G.L., y Rose, L.M. "**The art of Chemical Process Dising**". Elsevier 1986.

30. Lees, F.P. **Loss Prevention in the Process Industries**. Butterworth-Heinemann. Londres (1980)
31. Clancey, V. **Diagnosis Feature of Explosive Damage**. Proc. 6th . Int. Meeting of Forensic Science. Edimburgo. (1972).
32. Bodhurta, F.P. **Industrial Explosion Prevention and Protection**. McGraw-Hill. N.Y. (1980).
33. Diario Oficial de la Federación 28 de marzo de 1990.