

1751  
201



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE QUIMICA**

**ANALISIS DE RIESGOS Y RECOMENDACIONES  
PARA EL ALMACENAMIENTO DE PROPILENO**

**TRABAJO ESCRITO**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERA QUIMICA**

**P R E S E N T A :**

**ROSALVA HERNANDEZ MORALES**



**MEXICO, D. F.**

**1992**

**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 está 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.

## CONTENIDO

	Pag
1.-Objetivo	5
2.-Introducción	5
2.1.-Seguridad en Plantas Industriales	6
2.2.-Riesgos	13
2.3.-Medidas de Seguridad	18
3.-Introducción General sobre Métodos para Análisis y Evaluación de Riesgos	20
3.1.-Pasos Básicos para un Sistema de Análisis de Riesgos	20
3.2.-Ventajas y Desventajas de los Métodos de Análisis	31
3.3.-Principios Básicos del H A Z O P "Análisis de Riesgos de Operación "	35
4.-Caso de estudio "Almacenamiento de Propileno"	58
4.1.-Descripción del Proceso	59
4.2.-Información Técnica de Proceso	62
4.3.-Análisis de riesgos	72
5.-Conclusiones y Recomendaciones	88
6.-Bibliografía	91
Anexos	94

## 1.-OBJETIVO

Se pretende realizar un análisis general desde el punto de vista seguridad para el Almacenamiento de Propileno, tomando como base el Diagrama de Tuberías e Instrumentación y la información básica de los equipos involucrados (hojas de datos).

La herramienta o método seleccionado para este estudio es el HAZOP (Análisis de Riesgos de Operación), dependiendo de los resultados que arroje el estudio, se darán las recomendaciones que se crean pertinentes para mejorar el diseño en cuestión.

El presente trabajo tiene por objeto, tratar de manera somera los métodos más comunes para el análisis y evaluación de riesgos, dando una descripción del método seleccionado .

## 2.-INTRODUCCION

### 2.1.-SEGURIDAD EN PLANTAS INDUSTRIALES

La Industria Química en particular, es una rama preocupada por la innovación, en ella se desarrollan continuamente nuevos procesos y productos para satisfacer las cada día mas sofisticadas necesidades de la sociedad moderna. Esto puede significar condiciones de trabajo críticas (alta presión y temperatura), además de utilizar materiales con características fisicoquímicas que representan un peligro para la salud humana, al ambiente y a la propiedad.

los elementos que dan origen a los riesgos presentes en una Operación Industrial son, en términos generales, los siguientes: Materias Primas, Proceso, Productos Terminados; Recurso Humano y Medio Ambiente.

El concepto de seguridad lleva implícita la garantía de continuidad en la operación de la planta, la integridad de la misma y de las personas o instalaciones que de alguna manera están relacionadas físicamente a ella.

El concepto de seguridad deberá estar implícito en todas las fases del proyecto. Por lo tanto, deberán seguirse las normas y especificaciones, códigos y procedimientos establecidos tanto en el área internacional, como en México , para un adecuado diseño del proyecto.

Cuando algo nuevo o distinto a lo usual se lleva a cabo en una Planta Química, existe el riesgo de que alguna parte del proceso no se comporte como lo esperado. Esta desviación puede tener efectos

muy serios en alguna otra parte del proceso.

El análisis de riesgos puede realizarse a través del "sentido común" pero la complejidad de la tecnología moderna ha hecho que el proceso de análisis sea también complejo. Por ello ha sido necesario el desarrollar y establecer metodologías sistematizadas de alta confiabilidad, para realizar los diagnósticos de seguridad de los procesos industriales.

#### EVOLUCION

Aún cuando no existen evidencias precisas, la aparición de las primeras metodologías para el análisis de riesgos en operaciones industriales tienen su origen entre 1910 y 1920. Estas metodologías fueron producto de la experiencia adquirida a través de accidentes ocurridos. La primera de ellas se conoce, hoy en día, como la Investigación de Accidentes, la cual ha evolucionado de manera importante pero, fundamentalmente, sigue conservando sus principios.

A través de esta metodología se definen las causas básicas que produjeron el accidente y se establecen las medidas correctivas y preventivas, las cuales son aplicadas para modificar instalaciones existentes o en el diseño de unidades productivas similares, con el fin de evitar la reincidencia de los eventos.

Los resultados de la Investigación de Accidentes, aún cuando son de gran utilidad, no proporcionan todas las respuestas requeridas para contar con un grado de confiabilidad aceptable. Las limitaciones propias de la metodología y las enseñanzas producto de ella, dio como resultado la generación de códigos y estándares, en donde se

establecen parámetros generalmente aceptados para riesgos conocidos.

La segunda metodología desarrollada e implantada fue Inspecciones Planeadas y no Planeadas a través de las cual se pretende identificar desviaciones contra lo establecido en los códigos y estándares, los cuales a su vez indican las medidas de control a implantar para eliminar o reducir los riesgos. Esta metodología se complementa mediante el uso de Lista de Verificación lo cual facilita su aplicación.

La seguridad y operabilidad son factores significativos que deben ser considerados como parte integral en el diseño de los procesos. La revisión del diseño puede ser llamada la verificación "primaria" de seguridad, la cual normalmente se logra a través de los estándares y códigos de diseño. Muchas organizaciones introdujeron algunas formas de revisiones de seguridad "secundarias" y una versión de ellas consistió en realizar revisiones de seguridad a través de grupos multidisciplinarios. La metodología que pasa si "what if" empezó a utilizarse frecuentemente por estos grupos de revisión, los cuales, en base a su experiencia, aplican la pregunta ¿Que pasa si? what if? a cada paso del proceso, determinando el efecto de las fallas de equipos o errores de operación. Esta metodología puede ser usada para revisar un proceso completo o parte de él, dependiendo de su complejidad. El grupo enfatiza en la revisión de factores no detectables a través de las revisiones visuales, con el fin de identificar los riesgos potenciales en base a sus conocimientos y experiencias, así como establecer las medidas de control más apropiadas.

Desafortunadamente, las metodologías basadas únicamente en la experiencia no garantizaban el haber considerado todas las posibles fallas y el resultado es que las medidas de prevención, frecuentemente, se toman después de ocurrido el evento.

El desarrollo formal del sistema de análisis de riesgos se inició en la Industria Aeroespacial, como una respuesta natural a la magnitud de las consecuencias al ocurrir una falla, mal funcionamiento de un misil complejo o sistema de aeronaves que pudieran dar como resultado pérdidas de muchas vidas humanas y costos de millones de dólares. Era imperativo el detectar fallas potenciales a priori. La industria nuclear y electrónica implantaron rápidamente los desarrollos de la Industria Aeroespacial.

A principios de los 60's se desarrolló la metodología conocida como Análisis de Causa y Efecto " Failure Mode and Effects Analysis" (FMEA), la cual es la simple formalización del sistema que pasa si. Esta metodología puede ser aplicada a procesos y sistemas complejos. En 1962 se desarrolló la metodología sobre Árbol de Fallas "Fault Tree Analysis", el cual consiste en el análisis y cuantificación de un diagrama lógico, el cual identifica la secuencia de todos los eventos que pueden dar como resultado una falla específica (fuego, explosión, derrame, etc.).

Durante la década de los 60's fue creada otra metodología para el análisis de riesgos en la división de Mond de ICI, este sistema se conoce como Análisis de Riesgos de Operación " Hazard and Operability Studies" (HAZOP). Esta metodología fue originalmente concebida para aplicarse en el diseño de nuevas unidades operativas o modificaciones a las existentes. El objetivo de la técnica es



estimular la imaginación en forma sistemática y es lo suficientemente flexible para aplicarse a todo tipo de plantas, procesos, equipos, etc.

A través de la metodología uno se imagina "desviaciones" utilizando ciertas "palabras clave" que, al ser analizadas por un grupo multidisciplinario, permite una búsqueda sistemática de los peligros escondidos en la planta.

#### SITUACION ACTUAL

Los acontecimientos ocurridos a fines de 1984 y principios de 1985 en la India, México y los Estados Unidos han generado una mayor presión sobre la Industria de Procesos. En mayo de 1985, la Chemical Manufacturers Association (CMA) integró un grupo especial de trabajo para tratar de dar a conocer a sus asociados las metodologías existentes en el mercado para el Análisis de Riesgos. El resultado del estudio muestra que las metodologías más frecuentemente utilizadas por la Industria Química en los Estados Unidos son:

Indice Dow de Fuego y Explosión

Indice Mond de Fuego , Explosión y Toxicidad

Guía de Cálculo de Nubes Explosivas

Análisis de Riesgos de Operación (HAZOP)

Árbol de Fallas

¿Que pasa si? "What if"

En la Industria Química en México el uso de sistemas formales es incipiente y sólo algunos grupos industriales importantes han iniciado su aplicación . En 1985 el grupo Negromex aplicó las metodologías de HAZOP y Que pasa si en el diseño de una planta

piloto con excelentes resultados.

La cada vez más fuerte presión social y gubernamental, ha orientado a la Industria Química a la toma de decisiones oportunas para la eliminación o reducción de los riesgos.

#### CONCLUSIONES

Existen en el mercado una gran variedad de metodologías para el Análisis de Riesgos, pero el uso de ellas debe ser selectivo con el fin de optimizar los resultados.

Antes de aplicar un método en particular se deberán analizar sus ventajas y desventajas, preguntándonos invariablemente si nos dará las respuestas esperadas, en función de profundidad, tiempo, costo y aplicabilidad a sus resultados.

Si bien, la premisa es garantizar la óptima seguridad del ser humano, la propiedad y el ambiente, el costo de las medidas para lograrlo afectará los costos de producción, por lo que se requiere una alta creatividad en la propuesta de soluciones para lograr un balance óptimo entre el costo del control y la efectividad en la eliminación o reducción de los riesgos.

Algunos problemas son obvios. Si fabricamos óxido de etileno mediante una mezcla de oxígeno y etileno, y ésta se encuentra muy cerca de los límites de explosividad, no necesitamos una técnica especial para saber que si las proporción de los componentes es errónea, puede ocurrir una gran explosión.

Las listas de verificación son de uso frecuente para la identificación de riesgos, pero su desventaja es que cualquier aspecto no incluido en ellas estará sin realizar. Estas son útiles cuando no

existen modificaciones en las instalaciones, y todos los riesgos han sido identificados con anterioridad, sobre todo cuando las instalaciones son nuevas, Por esta razón, la Industria de Proceso ha requerido utilizar técnicas mas creativas y versátiles y una de las mas aceptadas por sus resultados es el HAZOP.

Existe la tendencia natural de hacer tangible la magnitud de un riesgo identificando, sobre todo cuando no esta muy "clara" su probabilidad de ocurrencia, es por ello que algunas Industrias de Proceso han utilizado metodologías para evaluar los riesgos.

Las metodologías mas utilizadas es el método Índice Dow e Índice ICI Mond, pues han resultados prácticas en su aplicación para evaluación de riesgos, con la limitante de ser orientadas a riesgos muy particulares (fuego y explosión).

Las técnicas para evaluar riesgos, sólo es recomendable utilizarlas para evaluar alternativas muy semejantes en la eliminación o reducción del riesgo y en forma muy selectiva.

En la aplicación de cualquier metodología tendremos que partir de las siguientes premisas:

- Administración competente de las unidades operativas
- Operación y mantenimiento de las instalaciones de acuerdo al diseño y tecnología utilizada.
- Sistemas de protección de alta confiabilidad. Probados regularmente y en caso necesario, reparados y puestos en operación tan pronto como sea posible.

Si lo anterior no se cumple , el análisis de riesgos será tiempo perdido.

## 2.2 RIESGOS

Las Industrias de Proceso, dada la complejidad de las operaciones y productos que se manejan, presentan una amplia gama de riesgos, entendiéndose por riesgo cualquier situación potencial de daño, tanto a personas como a instalaciones.

El diagnóstico de seguridad en plantas de proceso involucra responder una serie de preguntas:

¿ Existen riesgos reales y potenciales ?

Si es así

¿ Cuáles son ?

¿ De qué magnitud son ?

¿ Son aceptables ?

Si no es así

¿ Cómo se puede eliminar o reducir ?

Las respuestas pueden obtenerse a través del Análisis de Riesgos. Este proceso requiere de cubrir las siguientes etapas generales:

- 1a. etapa: conocer a detalle las características de los procesos, los materiales utilizados y su entorno para la identificación primaria de la existencia de posibles riesgos reales y potenciales
- 2a. etapa: identificar los riesgos específicos existentes.
- 3a. etapa: evaluar la magnitud del evento y cuantificar sus posibles consecuencias, y si fuese necesario, evaluar la probabilidad de ocurrencia.
- 4a. etapa: establecer las medidas preventivas necesarias para eliminar o minimizar el riesgo hasta el grado de aceptación del mismo.

las técnicas específicas a aplicar en cada una de las etapas, dependerán de cada caso en particular y del grado de profundidad requerido.

En todo diagnóstico es indispensable seguir la secuencia de las etapas ya mencionadas para optimizar los resultados del diagnóstico.

El estudio de Seguridad en Procesos divide los riesgos en diversos campos, cada uno de los cuales se concentra en el estudio de riesgos específicos de una función física u operacional del proceso. De esta manera se logra completar el estudio de riesgos sin duplicación de esfuerzos y de una manera más clara, completa y comprensible.

El programa de estudio de seguridad en procesos consta de los siguientes cuatro campos:

- FUEGO, EXPLOSION Y TOXICIDAD
- NUBES EXPLOSIVAS
- OPERABILIDAD
- SISTEMA DE PROTECCION DE PROCESO

#### FUEGO, EXPLOSION Y TOXICIDAD

Como su título lo indica, el campo de este análisis se enfoca a determinar y evaluar los riesgos potenciales de incendio, explosión y toxicidad de los materiales que se manejan en un proceso, así como el riesgo total de esa unidad de proceso.

Este campo puede ser analizado por medio de tres técnicas:

- INDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSION
- INDICE MOND DE FUEGO, EXPLOSION Y TOXICIDAD

## NUBES EXPLOSIVAS

Este campo, enfoca el estudio de la posibilidad de formación de nubes explosivas, el cálculo de su potencia y magnitud y la estimación de los daños probables. La importancia de una nube explosiva en nuestras plantas ha sido impulsada por las explosiones y desastres que han ocurrido año tras año, por esta causa, en la Industria Química y Petroquímica en todo el mundo.

Según información de las compañías de seguros internacionales, de 67 fugas masivas registradas entre 1921 y 1975, con formación de nubes explosivas, el 64% resulto en explosiones de gran magnitud, entre las que se encuentra la lamentable explosión de Flixborough, Inglaterra; el 25% produjo incendios considerables, y sólo un pequeño porcentaje no provocó incidentes de importancia.

El método aplicado para estudiar este campo es:

- GUIA DE CALCULO DE NUBES EXPLOSIVAS

### OPERABILIDAD

Este campo consiste en el exámen crítico de un proceso y de la probabilidades de ocurrencia de un riesgo por falla de operación o por falla de funcionamiento de partes individuales de equipo, revisando los efectos consecuentes de este riesgo en la planta, considerando esta como un todo.

Para nuestros propósitos, esto significa la detección de riesgos de operación, los cuales deben ser controlados para contar con una planta segura y confiable.

Este campo investiga la Ingeniería Química del proceso con la intrincada relación y dependencia que existe entre las diversas partes del equipo, su instrumentación y operador.

Simultáneamente, este campo evalúa los mecanismos automáticos y pasivos de control y protección instalados en el proceso.

El campo de operabilidad es el más profundo y relevador de los campos de ESP y por consiguiente, el que puede consumir más tiempo de estudio. Sin embargo, que un grupo de ESP que haya aplicado los métodos de este campo de análisis, no admita haberse desarrollado ampliamente en el conocimiento profundo de las unidades de proceso. Los métodos que se aplican en este campo son:

- ANALISIS DE RIESGOS DE OPERACION (HAZOP)
- ARBOL DE FALLAS

#### SISTEMAS DE PROTECCION Y PROCESOS

El sistema de paro de emergencia de un proceso es el último mecanismo por medio del cual puede controlarse un evento no deseado. Conceptualmente es aceptado que hay un balance óptimo entre aquellos sistemas que se activan automáticamente y los que el operador es capaz de manejar durante una situación anormal de proceso. Es por esto que debe hacerse periódicamente una evaluación de estos sistemas para asegurar que estos parámetros no han cambiado el balance, comprometiendo la seguridad de la unidad.

El propósito del campo de Sistema de Protección a Procesos es el de revisar aquellas circunstancias conocidas en el proceso que requieren de acción de emergencia, ya sea por protecciones automáticas o por procedimientos, para controlar sus efectos; y por otro lado, descubrir aquellas circunstancias prácticas, simples o múltiples, para las cuales no se han previsto medidas de emergencia, o para las que los sistemas y procedimientos existentes son insuficientes.

Este campo se estudia por medio de las siguientes técnicas:

- ¿ QUE PASA SI ... ? ( WHAT IF ? )
- ANALISIS DE RIESGOS DE OPERACION ( HAZOP )



### 2.3.-MEDIDAS DE SEGURIDAD

En base a los riesgos posibles, se toman medidas de seguridad clasificándose en: Intrínsecas, preventivas y correctivas.

Medidas Intrínsecas.- Se consideran las involucradas en el diseño mismo de las instalaciones, aplicando las especificaciones, normas, procedimientos y códigos vigentes.

Medidas Preventivas.- Provisiones que se hacen al diseño considerando condiciones de operación anormales factibles, las cuales dependerán del criterio del diseñador o de alguna práctica establecida.

- Fire Proofing ( protección contra incendio ) vientos dominantes.
- Criterios de espaciamiento de equipos e instalaciones, sistema de ventec y/o relevo.

Medidas Correctivas.- A pesar de que el equipo e instalaciones se hayan diseñado " intrínsecamente " seguros y se hayan " previsto " medidas adicionales de seguridad, pueden presentarse siniestros o situaciones inseguras por colapso de algún equipo o instalación que ocasione incendio, explosión, derrame o escape de algún producto peligroso por ser combustible, explosivo o tóxico. En este caso se deberán prever instalaciones para combatir, mitigar o erradicar la situación insegura.

Los sistemas más usuales para estos casos, son los de contra incendio a base de agua y/o productos químicos, los cuales se mencionan a continuación:

- a) Abastecimiento suficiente de agua contra incendio.
- b) Sistema de distribución ( red contraincendios).
- c) Sistema de aplicación hidrantes, monitores y aspersores.
- d) Sistema a base de espumas.

### 3.0-PASOS BASICOS PARA UN SISTEMA DE ANALISIS DE RIESGOS

PASO # 1 Reconocimiento de la vulnerabilidad de la instalación	PASO # 2 Evaluación y selección de la metodología de análisis	PASO # 3 Ejercicio de análisis de riesgos	PASO # 4 Jerarquización de los eventos
-------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------	----------------------------------------------	-------------------------------------------

- |                                    |                                                                                   |                                                                                    |                                                         |
|------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------|
| -Características de los materiales | -¿Qué pasa si?<br>-Hazop<br>-Lista de verificación<br>-Tormenta de ideas<br>-Etc. | -Identificación de eventos que puedan conducir a pérdidas o problemas de operación | -Índice Dow<br>-Índice ICI<br>-Árbol de fallas<br>-Etc. |
| -Tecnología                        |                                                                                   |                                                                                    |                                                         |
| -Ubicación                         |                                                                                   |                                                                                    |                                                         |
| -Recursos humanos                  |                                                                                   |                                                                                    |                                                         |

PASO # 5 Evaluación de las consecuencias	PASO # 6 Toma de decisión sobre las medidas preventivas/correctivas	PASO # 7 Ejecución de los planes de acción	PASO # 8 Reevaluación del nivel de riesgo obtenido
---------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------	-----------------------------------------------	-------------------------------------------------------

- |              |                |                         |                     |
|--------------|----------------|-------------------------|---------------------|
| -Dispersión  | -Eliminación   | -Programas              | -Actualización      |
| -Fugas       | -Reducción     | -Proyectos de inversión | del nivel de riesgo |
| -Explosiones | -Transferencia |                         |                     |
| -Fuego       | -Aceptación    |                         |                     |

Reconocimiento de la vulnerabilidad  
de la instalación

-Características de los materiales (materias primas, productos y subproductos)

- . Inflamabilidad (flash point, rango de explosividad, etc.)
- . Toxicidad (TLV, IDLH, riesgo a la piel, etc.)
- . Reactividad (temperatura de descomposición, incompatibilidad, etc.)
- . Punto de ebullición
- . Presión de vapor
- . Punto de fusión
- . Capacidad calorífica
- . Etc.

- Tecnología utilizada

- . Cinética de reacción
- . subproductos
- . Condiciones del proceso (temperatura, presión, etc.)
- . Sistemas de control de proceso (instrumentación, accesorios)
- . Diagramas de flujo
- . Balance de materia y energía
- . etc.

- Ubicación

- . Situación geográfica de la localización de las instalaciones
- . Distribución de las instalaciones (Lay Out)
- . Instalaciones industriales vecinas
- . Asentamientos humanos
- . Servicios públicos (drenaje, bomberos, hospitales, etc.)
- . Etc.

- Recursos humanos

- . Población laboral
- . Nivel técnico de operadores
- . Administración
- . Relaciones laborales
- . Salud de los trabajadores
- . Etc.

Evaluación y selección de la metodología de análisis

- Métodos basados en la experiencia
- . Investigación de accidentes/ incidentes.- Identificación de las causas básicas de eventos ocurridos y establecimiento de las medidas de control para evitar su reincidencia.
- . Publicaciones de seguridad.- Evaluación de las acciones tomadas de eventos ocurridos en instalaciones similares y adaptación de las mismas para evitar su reincidencia.
- . Lista de verificación.- Identificación de desviaciones contra estándares y códigos normalmente aceptados.
- . ¿Qué pasa si...?.- Identificación de eventos de riesgo, sus causas y consecuencias y establecimiento de las medidas de control; mediante la aplicación sistemática, etapa por etapa de proceso, de las palabras claves ¿Qué pasa si? por un grupo multidisciplinario.

- Métodos analíticos

. Arbol de fallas.- Metodología deductiva, que parte de lo general a lo particular, identificando la combinación lógica de fallas que pueden dar lugar a un evento de riesgo.

. Arbol de eventos.- Método indicativo, que parte de lo particular a lo general, identificando la combinación lógica de fallas consecuentes iniciando en eventos primarios hasta identificar el evento de máximo riesgo.

- Métodos Creativos

. Tormenta de ideas.- Aplicación de la técnica de dinámica de grupos a fin de identificar el mayor número posible de alternativas para que se generen un riesgo en particular.

. Hazop.- Identificación de eventos de riesgo, sus causas y consecuencias y medidas de control, mediante la aplicación sistemática de palabras clave (no, más, menos, además de, inverso, parte de) línea por línea, equipo por equipo, por un grupo multidisciplinario.

## Ejercicio de análisis de riesgos

- Definición de los objetivos y alcance.- Los objetivos generales son normalmente establecidos por la persona responsable del proyecto o la planta (Gerente de Proyectos, Ingeniero de Proyectos, Gerente de Planta).
- Selección del grupo de trabajo Dependiendo de la metodología, éste puede variar en número y características, pero básicamente estará integrado por personal técnico y de soporte.
- Preparación previa.- Este concepto se refiere a contar con la información básica previa (descripción del proceso, diagramas de ingeniería, etc.) y la coordinación de las sesiones de trabajo.
- Ejecución del análisis.- Es la aplicación de la metodología seleccionada.
- Seguimiento.- Es la verificación de que el proceso de análisis está siendo aplicado en las bases previstas.
- Registro de resultados.- Consiste básicamente en la edición de la información producto del análisis.



## Jerarquización de los eventos

### - Evaluación Cualitativa

- . Indice Dow de fuego y explosión.-

Evaluación relativa de los riesgos mediante el establecimiento de factores numéricos para castigo y crédito en función de las condiciones del proceso, instalaciones, materiales, espaciamiento, etc.

- . Indice Mond de fuego, explosión y toxicidad.-

Extensión de la metodología anterior por la consideración de tanques de almacenamiento, operaciones de manejo de materiales y espaciamiento.

### - Evaluación Cuantitativa

- . Arbol de fallas.-

Representación gráfica y asignación de probabilidades de ocurrencia de la combinación lógica de fallas que pueden dar lugar a un evento de riesgo y determinar así la probabilidad de ocurrencia de éste.

## Evaluación de las consecuencias

- **Dispersión.-** Aplicación de modelos matemáticos para evaluar niveles de concentración de contaminantes a diferentes alturas y distancias de la fuente de emisión, tomando en consideración las condiciones meteorológicas y topográficas de la localización de las instalaciones.
- **Fugas.-** Aplicación de modelos de dispersión particulares en base a las características del evento.
- **Explosiones.-** Evaluación del potencial de daño ocasionado por los efectos de la formación de nubes explosivas.
- **Fuego.-** Aplicación de metodologías tales como Índice Dow y Índice ICI para determinar costo de las pérdidas y días de paro de las operaciones.

Toma de decisión sobre las medidas preventivas/ correctivas

- Eliminación.- Esta debe ser considerada como la primera opción y normalmente implicará la sustitución o modificación de la tecnología.
- Reducción.- Si los riesgos no pueden ser eliminados, por ser técnica-económicamente inaceptable, la reducción de los mismos será la siguiente opción a través de aplicación de estándares, códigos o medidas creativas propuestas por grupos multidisciplinarios altamente calificados.
- Transferencia.- Aún cuando los riesgos hayan sido reducidos, algunos será necesario transferir. Esto se logra a través de compañías de seguros lo que permite "financiar" las probables pérdidas.
- Aceptación.- Si un riesgo "no es posible" eliminar, reducir o transferir, la última opción será su aceptación, la cual debe quedar perfectamente documentada y siempre y cuando exista un verdadero "compromiso" de su aceptación por parte de la alta gerencia.

## Ejecución de los planes de acción

- Programas.- El aspecto más importante en el análisis de riesgos es poner en práctica las acciones que eliminen o reduzcan los eventos detectados y algunas de ellas implicarán modificación a procedimientos de operación, programas de mantenimiento preventivo, etc., las cuales no involucran inversiones de capital y normalmente se manejarán como gastos de operación.
- Proyectos de inversión.- Algunas acciones representarán cambios importantes en la tecnología, modificaciones mayores a las instalaciones, etc., que requerirán de inversiones que deben ser administradas a través de un proyecto.
- Proyectos de desarrollo Tecnológico.- Cuando por razones de sus riesgos, es necesario sustituir una tecnología una alternativa para la ejecución y financiamiento es a través de un PDT.

Reevaluación del nivel de riesgo  
obtenido

- Para que el trabajo realizado en análisis de riesgos no pierda sus logros, siempre será necesario mantener el nivel de riesgo alcanzado ("positivamente": el nivel de seguridad) lo cual requerirá la actualización continua de la información resultante mediante la consideración de cualquier modificación o adición a las instalaciones y tecnología.

La Industria Química es una rama caracterizada por su continua evolución, lo cual puede en un momento dado afectar el nivel de seguridad en forma positiva o negativa y debemos contar con sistemas de monitoreo sensibles a los cambios.

### 3.2 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS METODOS DE ANALISIS

METODOLOGIA	VENTAJAS	DESVENTAJAS	APLICACION
Investigación de accidentes/incidentes	<p>Evita la repetición de eventos por las mismas causas.</p> <p>Evidencia y refleja preocupación por los trabajadores.</p> <p>Se basa en información objetiva.</p> <p>Puede ser utilizada por todos los niveles de supervisión.</p> <p>Mantiene el nivel de conciencia de seguridad de todo el personal.</p> <p>Sencillo en su aplicación.</p>	<p>No permite la identificación de todos los riesgos.</p> <p>Requiere de un alto compromiso de todo el personal para reportar todos los eventos ocurridos.</p>	<p>Continua durante actividades operativas.</p> <p>Retroalimentación a códigos y estándares.</p> <p>Medición de resultados de los programas de seguridad .</p>
Publicaciones de seguridad	<p>Permite evitar la repetición de accidentes similares.</p> <p>Aprovechamiento de experiencias sin pérdidas directas.</p> <p>Se basa en información objetiva.</p> <p>No requiere capacitación.</p>	<p>No permite la identificación de todos los riesgos.</p> <p>Información confiable sólo en publicaciones extranjeras.</p> <p>Requiere de adaptaciones para características particulares de nuestro proceso.</p>	<p>Continúa en diseño y operación.</p> <p>Retroalimentación a códigos y estándares.</p>

METODOLOGIA	VETAJAS	DESVENTAJAS	APLICACION
Listas de verificación	<p>Identificación de riesgos reales y potenciales conocidos.</p> <p>Fácil aplicación. Medidas correctivas implícitas . Orientación hacia riesgos específicos. Costo mínimo y no requiere de capacitación formal.</p>	<p>Requiere del establecimiento previo de códigos y estándares y su aceptación. Dificultad de aplicación en instalaciones existentes, construidas bajo estándares distintos. Su aplicación puede volverse tediosa y mecánica.</p>	<p>Diseño y operación de plantas.</p> <p>Útil como "tamiz" primario a través de riesgos conocidos.</p>
¿Qué pasa si?	<p>Identificación de riesgos potenciales. Permite la identificación de riesgos no contemplados por los diseñadores. Requiere de un entrenamiento mínimo. Aplicación simple.</p>	<p>En procesos muy complejos y novedosos: no permite un pleno entendimiento de todas sus ramificaciones y algunos riesgos ocultos.</p>	<p>Etapa de diseño final y operación normal de instalaciones.</p>
Arbol de fallas	<p>Muestra la relación lógica entre los eventos primarios que pueden dar como resultado un riesgo mayor. Relativa facilidad para cuantificar la probabilidad de ocurrencia de un riesgo.</p>	<p>Requiere de un alto grado de experiencia. Consumo de mucho tiempo en su ejecución. Compleja como único soporte de identificación de riesgos. Difícil de mantener actualizados. Requiere de capacitación formal para su aplicación.</p>	<p>Comparación de alternativas de control de riesgos. Diseño y operación de plantas.</p>

METODOLOGIA	VENTAJAS	DESVENTAJAS	APLICACION
Tormenta de ideas	<p>Rápido de aplicar. puede generar conceptos novedosos.  Costo mínimo.  No requiere capacitación formal.</p>	<p>No permite la identificación de todos los riesgos.  Difícil de seguir un orden lógico, por su falta de estructura.</p>	<p>Como un complemento de otras metodologías.  En la búsqueda de alternativas de control.</p>
Estudios de riesgo y operación	<p>Identificación de todos los riesgos existentes.  Identificación de riesgos potenciales de la operación.  Sencillo de mantener actualizado el estudio.  Permite el reentrenamiento de los miembros del equipo en los procesos.  Costo altamente justificable.  La capacitación requerida por el grupo de trabajo es mínima.</p>	<p>Consume mucho tiempo.  Requiere capacitación formal de líder del grupo.  La información básica requerida es abundante y necesita estar actualizada.</p>	<p>En el diseño y operación de plantas, en casi cualquier etapa.</p>



METODOLOGIA	VENTAJAS	DESVENTAJAS	APLICACION
Indice Dow	<p>Sencillo de aplicar.</p> <p>Relativamente rápido.</p> <p>Proporciona cuantificación relativa de los riesgos.</p>	<p>Evaluación de riesgos de incendio y explosión únicamente.</p> <p>Evaluación cualitativa.</p> <p>Evaluación cualitativa.</p>	<p>Etapas iniciales del diseño.</p> <p>Evaluación cualitativa de riesgos en plantas existentes.</p>
Indice Mond	Igual al anterior.	Igual al anterior.	Igual al anterior.

### 3.3 PRINCIPIOS BASICOS DEL ANALISIS DE RIESGOS DE OPERABILIDAD

#### (HAZOP)

Generalmente, después de un accidente y cuando se detecta un problema mayor de operación, se investigan sus causas y se establecen acciones para prevenir su repetición. Frecuentemente, una vez que la investigación finaliza, se detectan fallas en el diseño o en los métodos de operación, lo cual ocurre a pesar del cuidado que se tenga en el diseño de una planta. En gran parte aprendemos de las experiencias, pero esto puede resultar muy costoso en términos de vidas humanas e inversiones.

HAZOP es una metodología que nos permite conocer los riesgos de una planta en forma sistemática, antes de que se generen consecuencias innecesarias.

#### 3.3.1 PRINCIPIOS BASICOS DE LA METODOLOGIA

Esta metodología funciona a través de utilizar la imaginación de los miembros de un grupo multidisciplinario para visualizar las rutas en que una planta puede operar en forma indeseable. Es lo suficientemente flexible para aplicarse a todo tipo de plantas, procesos, equipos, etc.

La metodología puede ser aplicada en el diseño final de una planta o en algunos diseños intermedios, al realizar trabajos de mantenimiento mayor o reparaciones complejas y en operaciones de paro, arranque o condiciones normales de operación.

Debido a que el proceso de aplicación de la metodología es complejo y altamente estructurado, es recomendable su aplicación en forma selectiva, considerando parámetros tales como: manejo de materiales altamente peligrosos, ubicación de la planta en zonas de asentamientos humanos, posibles efectos a instalaciones industriales colindantes y posibles afecciones a mantos acuíferos y vías de conducción de gas.

Esencialmente el procedimiento de análisis consiste en revisar la descripción completa de los procesos, cuestionando sistemáticamente cada una de sus partes, para descubrir como las desviaciones de la intención del diseño puede ocurrir e identificar cuales de estas pueden dar por resultado un riesgo. Cada parte del diseño se somete a una serie de preguntas formuladas en base a "palabras clave" las cuales son utilizadas para garantizar que todos los caminos posibles, para que ocurra una desviación de la intención del diseño, son explorados. Esto normalmente genera una serie de desviaciones teóricas y cada desviación es considerada para identificar sus causas, posibles consecuencias y las acciones a seguir para su eliminación o reducción.

Habiendo examinado una parte del diseño y registrado todos los riesgos reales y potenciales asociados con el, se procede con la siguiente y así sucesivamente hasta completar toda la planta.

El propósito del análisis es identificar todas las posibles desviaciones con respecto a la intención del diseño y todos los riesgos asociados a estas desviaciones, así como el proponer las alternativas viables para eliminarlos o reducirlos.

El éxito de la metodología depende de:

- A. La exactitud de los diagramas y datos utilizados como base del estudio.
- B. La habilidad técnica perspicacia del grupo.
- C. la habilidad del grupo en el uso de la metodología como una ayuda a su imaginación en la visualización de desviaciones, sus causas y consecuencias.
- D. La habilidad del grupo para mantener el sentido de proporción, no minimizado o exagerando la severidad de las consecuencias de los riesgos identificados.

A continuación se muestra un esquema general del procedimiento:

- 1o. Seleccionar una parte del diseño a analizar.
- 2o. Establecer la intención de la parte seleccionada.
- 3o. Identificar una desviación a la intención del diseño.
- 4o. ¿Las consecuencias de la desviación son riesgos reales o potenciales?.
- 5o. Proponer alternativas viables para eliminarlos o reducirlos.
- 6o. Dar seguimiento de implantación y retroalimentar al diseño.

### 3.3.2 SIGNIFICADO DE LAS " PALABRAS CLAVE "

Las "palabras clave" son palabras simples, las cuales se utilizan para analizar la intención (propósito del diseño) de un equipo, línea, etc. y estimular la imaginación del grupo de trabajo para visualizar las desviaciones con respecto a la intención del diseño.

PALABRAS CLAVE	SIGNIFICADO	COMENTARIOS
No, nada.  Más, mayor Menos, menor.	La completa negación de la intención. Incremento o decremento cuantitativo.	Ninguna parte de la intención ocurre. Esto se refiere a cantidades y propiedades (flujo, temperatura, presión ) así como actividades (calentamiento, reacción, enfriamiento).
Además de  Parte de	Incremento cualitativo.  Decremento cualitativo.	Todas las intenciones del diseño se llevan a cabo junto con alguna actividad adicional. Solo algunas de las intenciones del diseño se lleva a cabo.
Inverso  En vez de	Lo opuesto a la lógica de la intención.  Sustitución completa de la intención.	Aplicable a actividades (reacción química inversa, calentamiento en lugar de enfriamiento, adición del catalizador en lugar de inhibidor. Nada de la intención original ocurre.

### 3.3.3 PROCEDIMIENTO PARA EL ANALISIS

los principios descritos son puestos en practica a través de un procedimiento que consiste en las siguientes etapas:

- Definición de objetivos y alcance
- Selección del grupo de trabajo
- Preparación previa del análisis
- Ejecución del análisis
- Seguimiento
- Registro de resultados

#### 3.3.3.1 DEFINICION DE OBJETIVOS Y ALCANCE

Los objetivos y alcance de un análisis deben ser explícitos tanto como sea posible. Algunos ejemplos son:

- Revisar un diseño
- Decidir cuando y donde construir una planta
- Obtener una lista de verificación para seleccionar un proveedor
- Verificar procedimientos de operación
- Mejorar las condiciones de seguridad de plantas existentes

Es necesario definir el tipo de riesgo que se pretenden identificar, por ejemplo:

- Al personal que trabaja en la planta
- A la planta y equipo
- A la calidad del producto
- A la comunidad
- Al ambiente

Los límites físicos de la planta a ser analizada deben definirse y cuando existen interacciones con los vecinos, todos deberán incluirse en el análisis. Deben ser contempladas las condiciones económicas que prevalecen en el momento del análisis por los posibles efectos en la toma de decisiones.

Los objetivos generales para un análisis son normalmente fijados por la persona responsable del proyecto o la planta; por ejemplo, el Gerente del Proyecto, el Ingeniero del Proyecto o el Gerente de la planta. Esta persona normalmente es asesorada en la definición de los objetivos por el líder del equipo.

El análisis es efectuado por un grupo multidisciplinario, el cual propone las alternativas de solución, quedando la decisión final de su aplicación en la Gerencia. La definición del alcance y objetivos del análisis es sencilla siempre y cuando el gerente o responsable este convencido de las bondades de la metodología.

### 3.3.3.2 SELECCION DEL GRUPO DE TRABAJO

Los estudios de los riesgos y operación son normalmente ejecutados por grupos multidisciplinarios, dentro de estos grupos existen dos grupos de participantes: Los que realizan la contribución técnica y los que asesoran y establecen las reglas de funcionamiento del grupo.

Personal Técnico. El análisis requiere de la participación de personal con conocimientos y experiencia en ciertas áreas, algunas de ellas relacionadas con el diseño y otras con la operación de la planta. La metodología genera una gran cantidad de preguntas que requieren la participación de personal con un grado alto de conocimientos y experiencia para dar las respuestas adecuadas.

A manera de ejemplo, una planta química pequeña deberá ser analizada por un grupo formado por los responsables de:

- Mantenimiento
- Producción
- Procesos
- Seguridad e Higiene

Los miembros del grupo deben tener la suficiente autoridad para realizar las modificaciones necesarias al diseño y operación. La mezcla de disciplinas puede variar dependiendo del tipo del proyecto o planta. Algunas ocasiones se requiere de la inclusión de disciplinas tales como:

- Ingeniería Eléctrica
- Instrumentación
- Ingeniería Civil



- Ingeniería en Seguridad
- Higiene Industrial
- Ingeniería Ambiental
- Etc.

El grupo no debe ser muy grande y el número ideal de personas está entre 3 y 6.

Personal de Soporte. Debido a que las sesiones de análisis son altamente estructuradas y muy sistemáticas, es necesario tener a alguien que modere las discusiones. Esta persona se le conoce como el " Líder del Grupo".

El líder del grupo tiene algunas funciones a cubrir durante el análisis.

- Asesorar en la definición de los objetivos y alcance del análisis.
- Ayudar en la selección del grupo y su entrenamiento.
- Coordinar la recopilación de información previa y verificar que se cuente con toda la necesaria para el análisis.
- Moderar las discusiones dentro de lo establecido por la metodología.

El líder del grupo no debe tener la responsabilidad de proporcionar el soporte técnico principal y no deberá ser una persona directamente asociada con el tema principal del análisis, debido a que puede fallar en el uso de la metodología o dar por hecho algunos aspectos que pudieran ser fundamentales en la identificación de riesgos. Pero deberá tener un amplio conocimiento de la metodología y habilidad para moderar las discusiones del grupo.

En adición al líder del grupo, es deseable contar con una persona de soporte para que tome nota de los riesgos detectados, la cual se le conoce como "Secretario". Pudiera considerarse como una extravagancia el contar con un secretario, pero la experiencia nos indica que esto incrementa en forma importante la efectividad del grupo, ya que el tomar notas puede distraer la atención y limitar el aprovechamiento del grupo.

La actividad de los miembros del grupo. Es imperativo que los miembros del grupo tenga una actitud positiva y constructiva, dado que los resultados dependen de su inventiva e imaginación.

### 3.3.3.3 PREPARACION PREVIA DEL ANALISIS

El trabajo de preparación dependerá del tamaño y complejidad de la planta y esta consiste de cuatro etapas:

- Obtención de información
- Estructuración de la información
- Planeación de la secuencia del análisis
- Coordinación de las reuniones

Información. Esta consta normalmente de diagrama de flujo, balance de materia y energía, diagramas de tubería e instrumentación, diagramas de distribución de la planta (Lay Out), cinética química de las reacciones involucradas, descripción detallada del proceso, manual del procedimiento de operación, especificaciones y características fisicoquímicas de los materiales utilizados y producidos, hojas de especificación de equipos y programas de mantenimiento preventivo. Esta información

invariablemente debe estar totalmente actualizada.

En plantas de proceso continuo la estructuración es relativamente sencilla, los diagramas de tuberías e instrumentación, el lay Out y los balances de materia contienen suficiente información y pueden ser fácilmente reproducidos para ponerlos a disposición de los miembros del equipo de trabajo. La información restante no requiere ser reproducida, únicamente será necesario mantenerla disponible para consulta.

En plantas de proceso por lotes, normalmente la estructuración de la información requiere de un mayor esfuerzo y adicionalmente a los diagramas descritos para plantas continuas, será necesario reproducir la secuencia de operación, así como la participación de los operadores en cada etapa del proceso.

En el diseño de una nueva planta es relativamente sencillo contar con la información necesaria ya que esta se encuentra recientemente editada. En plantas existentes, la labor de recopilación de información se vuelve muy compleja porque normalmente no se encuentra actualizada. En este último caso; es indispensable actualizar la información existente y generar la faltante antes de iniciar el análisis, ya que sin ello sera tiempo perdido. Una vez que la información se ha recopilado y estructurado, el líder del grupo está en posibilidad de realizar la planeación de la secuencia del análisis. La primera etapa será estimar las horas hombre que se requerirán, lo cual se puede lograr de varias maneras. Una regla general es que cada parte a ser estudiada (línea, recipiente, etc.) tomará aproximadamente 15 minutos del tiempo del grupo. Entonces una forma de estimar el tiempo es considerando el número de líneas y recipientes.

Otra forma de hacer la estimación de tiempo es considerar dos horas y

media por cada recipiente.

Teniendo la estimación de tiempo, el líder del grupo o secretario pueden coordinar las reuniones de trabajo. Idealmente una sesión de trabajo no deberá durar más de tres horas, debido a que el cansancio puede llevar a ser improductivo el análisis. Bajo condiciones extremas de presión de tiempo, las sesiones pueden ser programadas para dos días consecutivos, pero sólo en circunstancias excepcionales.

En condiciones normales, no se deberán programar más de dos sesiones por semana permitiendo un día de descanso entre sesión y sesión. El inconveniente sería que algunos miembros del grupo tuviesen que viajar y la programación pudiera ser complicada.

Las sesiones de trabajo deben efectuarse en un lugar bien ventilado, iluminado adecuadamente, con las instalaciones adecuadas para revisar planos, explicar diagramas y comodidades que permitan un trabajo placentero, libre de ruido y distracciones.

#### 3.3.3.4 EJECUCION DEL ANALISIS

Las sesiones de análisis son altamente estructuradas, con el líder del grupo controlando la discusión para el seguimiento de su plan predeterminado. Si la ejecución está basada en los diagramas de tubería e instrumentación, el líder del equipo selecciona el primer recipiente y pide al grupo que describan su función. Selecciona una línea u otro elemento del diseño y solicita al grupo establecer la intención de la parte seleccionada. Esta secuencia se sigue en forma similar en un estudio basado en los procedimientos de operación.

El líder del grupo aplica la primera palabra clave y la discusión del grupo se inicia. Algunas veces es necesario, particularmente cuando se trata de un grupo inexperto, para el líder del grupo orientar la discusión haciendo preguntas tales como: ¿Puede no haber flujo? o ¿Que puede ocurrir si no hay flujo?. El grupo no sólo deberá proporcionar las respuestas técnicas si no que debe orientarse hacia la creatividad y pensar en todas posibles desviaciones y riesgos.

Una vez que los riesgos son identificados, el líder del grupo debe asegurarse que sean claramente comprendidos por el grupo. Todos los problemas detectados durante el análisis deben ser resueltos, pero puede existir algunos problemas por falta de información o necesidad de profundizar en la propuesta de alternativas de solución.

Existen dos posiciones extremas:

A.- Una solución es definida para cada riesgo detectado antes de pasar a la identificación del riesgo siguiente.

B.- No proponer soluciones hasta que todos los riesgos hayan sido identificados.

Puede ser inapropiado o imposible para el grupo definir todas las acciones requeridas para cada uno de los riesgos detectados durante la sesión o por otro lado las acciones pueden ser llevadas a cabo en forma inmediata, porque éstas son simples. La habilidad para tomar decisiones rápidas depende del tipo de planta. En plantas continuas, la decisión tomada en algún punto puede no invalidar las decisiones tomadas previamente, pero siempre es importante considerar esta posibilidad. En plantas con procesos por lotes, con control en secuencia, cualquier alteración en el diseño o modo de operación puede tener implicaciones mayores.

Si la acción a tomar quedase pendiente para evaluación posterior, es necesario hacer la anotación correspondiente e indicar la persona responsable de ejecutarla.

El líder del grupo debe intentar que se concluyan todas las discusiones antes de pasar a la siguiente palabra clave, por lo que el líder debe tratar de que en todos los puntos a discusión se llegue a un acuerdo. Cuando esto no sea posible, será necesario que una discusión entre dos expertos sea concluida, proponiendo que el punto de desacuerdo sea registrado y discutido una vez terminada la sesión.

Una vez que una línea, recipiente o instrucción del procedimiento de operación ha sido totalmente analizada, el líder del grupo marcará su copia indicando su finalización.

### 3.3.3.5 SEGUIMIENTO

Normalmente existirán acciones pendientes de evaluar, puntos de desacuerdo por concluir o información que recopilar. Se deberá elaborar una lista de ello, indicando los responsables de su ejecución y fechas de cumplimiento. Transcurrido el tiempo necesario se llevara a cabo una sesión de "Evaluación de las Recomendaciones a Seguir", en la cual se revisarán los puntos pendientes y las acciones que se tomarán para eliminar o minimizar los riesgos identificados.

Las acciones propuestas generalmente son de cuatro tipos:

- Cambios en el proceso (recipientes, materiales, instrumentación, etc.).
- Cambios en las condiciones del proceso (temperatura, presión).
- Modificaciones en el diseño físico.
- Cambios en los procedimientos de operación.

Cuando las acciones han sido definidas, es muy útil separarlas en dos grupos:

- Aquellas que eliminan las causas del riesgos.
- Aquellas que reducen sus consecuencias.

Existirán acciones que no requieren de una evaluación detallada, dado que el riesgo es claro y las acciones son obvias para su corrección, pero suele ocurrir que para ciertos riesgos existen diferentes alternativas (unas más caras que otras, reducen más el riesgo, etc.) que será necesario evaluar su costo beneficio. Para ayudar en la toma de decisiones, se recomienda evaluar el riesgo, así como su modifica-

ción con las alternativas propuestas. Para lograrlo se sugiere utilizar metodologías tales como Arbol de Fallas, Índice Dow, Índice ICI Mond. El uso de estas metodologías debe ser selectivo y sólo en caso necesario debido a su complejidad y el tiempo que se requiere para su aplicación.

### 3.3.3.6 REGISTRO DE RESULTADOS

Una actividad importante del grupo de trabajo es registrar los resultados del análisis. Una forma útil es la generación del "Expediente Hazop". Este contiene:

- Una copia de los diagramas de tuberías e instrumentación utilizados por el grupo durante el análisis.
- Una copia de todas las hojas de trabajo, preguntas, recomendaciones, rediseños, etc. generadas durante las sesiones de trabajo.

La hoja de trabajo se muestra a continuación:



INTENCION \_\_\_\_\_

PLANTA O PROYECTO \_\_\_\_\_

DIAGRAMA \_\_\_\_\_

LINEA O EQUIPO \_\_\_\_\_

PALABRA CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA

### 3.3.4 SECUENCIA DETALLADA DEL ANALISIS

inicio

- 1 Seleccionar el recipiente
- 2 Explicar la intención general del recipiente y sus líneas
- 3 Seleccionar una línea
- 4 Explicar la intención de la línea
- 5 Aplicar la primera palabra clave
- 6 Proponer una desviación factible
- 7 Examinar sus posibles causas
- 8 Examinar sus posibles consecuencias
- 9 Detectar los riesgos
- 10 Definir las acciones requeridas
- 11 Registrar la información recabada
- 12 Repetir de 6-11 para todas las desviaciones factibles
- 13 Repetir 5-12 para todas las palabras clave
- 14 Marcar la línea analizada
- 15 Repetir 3-14 para cada línea
- 16 Seleccionar un sistema auxiliar (sistema de enfriamiento)
- 17 Explicar la intención del sistema auxiliar
- 18 Repetir 5-13 para el sistema auxiliar
- 19 Marcar el sistema auxiliar analizado
- 20 Repetir 16-19 para todos los sistemas auxiliares
- 21 Explicar la intención del recipiente
- 22 Repetir 5-13
- 23 Marcar el recipiente analizado
- 24 Repetir 1-23 para todos los recipientes del diagrama de flujo
- 25 Marcar el diagrama de flujo analizado

- 26 Repetir 1-25 para todos los diagramas de flujo
  - 27 Sintetizar la información recabada
  - 28 Establecer un plan de cumplimiento de las soluciones propuestas
  - 29 Dar seguimiento para asegurar la cobertura del plan
- Final

### 3.3.5 LA PROGRAMACION DE LOS ANALISIS

El mejor momento para aplicar un análisis a través de HAZOP es durante el diseño de un proceso en la etapa en que la ingeniería de detalles se ha concluido, pero antes de su aprobación.

En esta etapa es posible realizar cambios antes de incurrir en gastos innecesarios y además la información necesaria ésta concluida.

Los análisis, también pueden llevarse a cabo cuando la etapa de construcción ha concluido, pero antes del arranque. Es evidente que las correcciones en esta etapa son normalmente costosas y pueden implicar un retraso en la iniciación de las operaciones.

La aplicación de la metodología puede hacerse en plantas existentes.

## IDENTIFICACION DE RIESGOS MAYORES

El objetivo fundamental de la aplicación de la metodología es la identificación de riesgos mayores. Una vez conocidos, es posible la toma de decisiones fundamentales, tales como:

- Dónde localizar la planta.
- Cual sería la localización de la planta con respecto a otras plantas, asentamientos humanos, etc.
- Qué aspectos particulares del diseño requerirán un desarrollo especial con el fin de controlar los riesgos.

La identificación de riesgos mayores pueden hacerse con relativa facilidad una vez que ciertos parámetros generales son establecidos.

Estos son:

- Materiales. Materias primas, productos intermedios, productos finales, efluentes.
- Operaciones unitarias. Mezclado, destilación, secado, etc.
- Lay Out. Arreglo de las operaciones unitarias dentro de la planta, espaciamiento con otras plantas, etc.

Estos parámetros generales pueden ser considerados una vez que la lista de verificación de riesgos potenciales se les aplica. Una lista útil para la mayoría de las plantas químicas es la siguiente:

Fuego	Ruido
Explosión	Vibración
Detonación	Material nocivo
Toxicidad	Electrocución
Corrosión	Asfixia
Radiación	Falla mecánica

Por supuesto, otros riesgos pueden adicionarse a la lista dependiendo del tipo de procesos existentes.

#### ANALISIS EN LA ETAPA DE DISEÑO

Es en esta etapa, durante el desarrollo de un proyecto de inversión, es el mejor momento para realizar un análisis de riesgo y operabilidad. Los diagramas de ingeniería están por definición, actualizados. El grupo de diseño conoce porque la planta ha sido diseñada en una forma particular. Si una modificación sustancial se genera, esta podrá ser implantada evitando gastos innecesarios.

También es posible realizar el análisis a los proveedores de equipo antes de decidir su compra.

#### ANALISIS PREVIO AL ARRANQUE

Es posible realizar el análisis cuando la construcción está prácticamente completa y los procedimientos tentativos de operación han sido escritos. Si se ha realizado un análisis completo durante la etapa de diseño y la persona que preparó los procedimientos tentativos de operación participo como miembro del grupo de trabajo, no será

necesario realizar un análisis completo en esta etapa. Sin embargo, bajo las siguientes condiciones puede ser muy útil llevarlo a cabo:

- Existencia de cambios importantes de última hora.
- Los procedimientos de operación son muy críticos.
- La nueva planta es una copia de una planta existente con cambios importantes en el proceso debido a cambios en los equipos.

#### ANÁLISIS EN PLANTAS EXISTENTES

Aun cuando el énfasis principal ha sido aplicar la metodología en el diseño de nuevas unidades, ésta es una herramienta muy valiosa para tener una visión clara en relación a los riesgos en las plantas existentes. Una planta puede operar por muchos años y se modifica en muchas ocasiones durante su vida útil, a no ser que tales modificaciones se realicen cuidadosamente, se podría estar comprometiendo los márgenes de seguridad con los que originalmente se diseñó.

La decisión de realizar un análisis de riesgo y operabilidad puede ser el producto de una reacción emocional motivada por algún accidente en una planta o proceso similar. Este tipo de reacciones son entendibles, lo cual no significa la imperiosa necesidad de realizar un análisis de riesgos aplicando HAZOP. Por lo tanto, se sugiere que algunos factores sean considerados.

- Una auditoría de seguridad ha mostrado la necesidad de un análisis más detallado.
- Se manejan materiales altamente peligrosos que pudieran dar como consecuencia un riesgo de máximo desastre.

- Han ocurrido accidentes de alto potencial con una frecuencia "alta".
- Existe una evaluación previa de riesgos detectables por la experiencia y la verificación contra códigos y estándares y se han corregido las desviaciones identificadas o se están corrigiendo.
- La planta ha permanecido en operación por largo tiempo.
- La planta ha sido modificada.
- Los programas de mantenimiento preventivos son aceptables.
- Por su localización y a través de métodos de evaluación rápida tal como Índice Dow, nos indica posibles efectos hacia la comunidad, aun cuando no se manejan materiales altamente peligrosos.

Cuando se realiza la preparación para los análisis en plantas existentes, es necesario considerar tiempo adicional, ya que muy probablemente se requiera actualizar la información o elaborar la faltante. Se deberá tener un mayor cuidado en la etapa de definición. El grupo generará recomendaciones y algunas de estas implicarán cambios significativos a realizar en la planta. Es muy importante ser lo suficientemente claro al respecto con quién será el responsable de la aprobación de estas recomendaciones. También será necesario establecer un sistema de seguimiento vigoroso que garantice el seguimiento de los programas de implantación.

#### ANALISIS PREVIOS A MODIFICACIONES EN PLANTAS EXISTENTES

Una vez que el análisis de riesgo y operabilidad en una planta se ha

llevado a cabo, la gerencia puede sentirse segura de que la gran mayoría de los riesgos han sido identificados y corregidos. Ahora bien, la industria de procesos es dinámica y es inconcebible que una planta opere sin modificaciones durante su vida útil.

Con el fin de mantener la confianza gerencial, es necesario asegurar que la planta o el proceso no pueda ser alterado o modificado sin considerar los aspectos de riesgo y operabilidad. Existen dos posibles alternativas para el control de modificaciones.

La primera de ellas está esencialmente basada en el hecho de que los supervisores que están directamente en el control de la planta realizan cambios con menor frecuencia que sus administradores o ingenieros. Por lo tanto, si ellos están involucrados en el análisis de riesgos y operabilidad original y son consultados en relación con las modificaciones propuestas, probablemente puedan identificar riesgos potenciales.

La segunda alternativa requiere de que se cuente con un sistema.

Una modificación propuesta se pone a consideración de las dos personas con mayor conocimiento de la planta, las cuales aplican una lista de verificación de posibles riesgos y problemas de operabilidad y deciden una de las siguientes cuatro líneas de acción:

- La modificación puede proceder.
- La modificación puede proceder bajo ciertas condiciones.
- La modificación no procede.
- Existe incertidumbre acerca de su viabilidad o no, por lo que la modificación al diseño requiere de análisis de riesgos y operabilidad completo cubriendo el área de cambio.



#### 4.- CASO DE ESTUDIO "ALMACENAMIENTO DE PROPILENO"

Un ejemplo de la aplicación del método HAZOP, es el que a continuación se presenta para el almacenamiento de Propileno.

##### Objetivo

- a) Revisión del diseño para el Almacenamiento de Propileno según el diagrama de Tuberías e Instrumentación # T-0492-01 Rev.0 y la información técnica anexa.
- b) Recomendación generales, como resultado de los análisis.

##### Alcance

El tipo de riesgo que se pretende identificar es a la planta, equipo y ambiente.

Para evaluar el riesgo en la planta y equipo se utilizará el método de análisis de riesgos de operación (HAZOP).

#### 4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

##### - Almacenamiento de Propileno

- a) Recepción y Almacenamiento de Propileno
- b) Transferencia de Propileno a Polimerización

##### a) Recepción y Almacenamiento de Propileno

El Propileno es recibido en el área de almacenamiento por medio de autotanques ó pipas, que transportan el Propileno desde una terminal marítima hasta la zona de almacenamiento (@ 5 oC y P= 5.9 Kg/cm<sup>2</sup>).

Los autotanques tienen una capacidad para transportar de 40m<sup>3</sup> c/u a una temperatura entre 16 oC y 36 oC aprox.

Cada autotanque dispone de dos boquillas, para descarga de líquido y una para igualación de presión o retorno de vapores desde el tanque. La conexión a estas boquillas de la pipa se hará por medio de mangueras. El autotanque se descarga a razón de 35 m<sup>3</sup>/hr mediante la operación de bomba P-300 la cual se operará manualmente.

Durante la descarga de la pipa, el venteo del tanque se conectará al autotanque en la boquilla de retorno de vapores para igualar presiones.

El almacenamiento de Propileno se hace en un tanque cilíndrico vertical V-300 de 400 m<sup>3</sup> de capacidad total y 350 m<sup>3</sup> de operación, suficiente para almacenar 180 ton. Esta capacidad de almacenamiento es suficiente para alimentar la planta durante 4 días máximo.

El tanque esta diseñado para trabajar a una temperatura de operación máxima de 35 oC y presión de 17 Kg/cm<sup>2</sup> (presión de vapor equivalente) y cuenta con los factores de seguridad indicados por el API 2510 Código

para diseño y Construcción de Instalaciones de GLP (Gases Licuados del Petróleo), y NFPA 58 Estándar para almacenamiento y manejo de gases licuados del petróleo.

En caso de fugas de producto se cuenta con detectores de hidrocarburos localizados en la proximidad del tanque, los cuales al activarse cerrarán todas las válvulas neumáticas que comuniquen con dicho tanque, excepto las válvulas de seguridad y suspenderá la operación de las bombas P-300 ó P-301A/B. Los puntos de ajuste de este detector son: ASH=10% y ASHH=50% del límite de explosividad bajo.

El llenado del tanque se controla por el detector de nivel LT-3002, suspendiendo la carga al alcanzar el nivel máximo prefijado (90%) LSH-3001. Si llegará a vaciarse el tanque el detector de nivel LT-3002 accionará una alarma LSL-3001 en el cuarto de control, anunciando la proximidad de agotamiento de la materia prima e indicando que debe iniciarse el llenado a la brevedad.

Si el inventario de Propileno se reduce a un más el interruptor LSL-3001 parará la bomba de transferencia a la planta que este operando ( P-301A ó B ) .

Si por cualquier motivo la presión en el tanque supera la máxima presión de operación (14.33 Kg/cm<sup>2</sup>), el interruptor de presión PSH-3001 ajustado a 17 Kg/cm<sup>2</sup>, abrirá la válvula de alimentación de agua contra incendio, para enfriamiento del tanque.

Para operación de arranque o mantenimiento se requiere "barrer" el sistema con nitrógeno (gas inerte), para lo cual se dispone de una línea directamente conectada al tanque V-300. La puesta en operación del sistema solo se podrá hacer hasta que no se detecte oxígeno en las muestras tomadas a través de los cilindros (máximo el 3% de O<sub>2</sub> según

NFPA 69).

b) Transferencia de Propileno a Polimerización.

El Propileno que se alimenta a la planta de Polimerización en forma continua, en fase líquida a razón de 3.5 m<sup>3</sup>/hr, a una presión controlada de 16 Kg/cm<sup>2</sup> a la temperatura de almacenamiento.

La presión de entrada a polimerización es controlada recirculando los excedentes al tanque de almacenamiento, por medio de la válvula PV-3001.

El bombeo o transferencia de Propileno es efectuado por una de las dos bombas P-301A/B quedando la otra de respaldo para asegurar la continuidad de suministro, el arranque de estas bombas es manual.

## 4.2 INFORMACION TECNICA DEL PROCESO

### 4.2.1 CARACTERISTICAS FISICOQUIMICAS DEL PROPILENO

Símbolos y Grados de Peligro (según NFPA)

Salud	<u>1</u>	Ligeramente peligroso para la salud
Fuego	<u>4</u>	Extremadamente flamable
Reactividad	<u>0</u>	No reactivo

---

#### Identificación del producto

Nombre Químico y sinónimo: Propileno, Metiletileno o Metileno

Nombre común y/o comercial: Propileno

Familia Química: Hidrocarburos (Olefinas)

Fórmula:  $\text{CH}_3\text{CH}=\text{CH}_2$

Peso Molecular: 42.1

---

#### Componentes peligrosos

Nombre del componente	%	Datos peligrosos
Propileno	100	Asfixiante simple Gas licuado Extremadamente flamable

---

#### Datos Físicos

Olor y apariencia: Gas incoloro con olor característico

Punto de fusión/congelación:  $-185.2\text{ }^{\circ}\text{C}$

Punto de ebullición:  $-47.7\text{ }^{\circ}\text{C}$

Gravedad específica: 0.513 a  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$  (líquido)

Presión de vapor: 10.8 Kg/cm<sup>2</sup> a  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Solubilidad en agua: 200 mg/lt a 20 °C  
Soluble en: Alcohol, Acetona, Hexano  
Viscosidad: 0.0078cp a 1atm y 20 °C (gas)  
0.2cp a 20 °C (líquido)  
Temperatura crítica: 91.9 °C  
Presión crítica: 45.4 atm

---

#### Datos de fuego y explosión

Punto de flasheo: -127.7 °C      Temperatura de Autoignición: 450°C  
Límite de flamabilidad en aire: 2% bajo, 11.1% alto  
Medio de extinción: Dióxido de carbono, polvo químico, rocío de agua

Procedimientos de contra incendio: Parar flujo de gas. Si no es posible y no hay riesgos en los alrededores, dejar que el fuego se consuma, conserve los cilindros fríos, rociándolos con agua.

Peligros no comunes de fuego y explosión: A 998 atm. de presión y 327 °C se sabe que explota, los líquidos derramados se evaporan formando nubes densas de vapor que se dispersan fácilmente.

---

#### Datos de reactividad

Estabilidad: Estable

Condiciones que deben ser evitadas: A condiciones extremas de temperatura puede explotar.

Incompatibilidad (materiales que deben ser evitados): NOx, LiNO3, Trifluorometilhipofluorita puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidantes. El propileno líquido produce explosiones en contacto con agua cuando la diferencia de temperatura del líquido agua exceda.

95-109 OC.

Productos de descomposición peligrosos

Peligros de polimerización: No puede ocurrir

---

#### Información sobre peligros a la salud

Datos sobre peligro a la salud: En altas concentraciones tiene propiedades anestésicas pero su efecto principal es el de causar asfixia por exclusión de oxígeno.

El valor límite de toxicidad (TLV): Simple asfixia

Formas de exposición

Inhalación: Puede causar dolor de cabeza, mareos, pesadez mental.

Afecta el sistema nervioso.

Contacto con la piel: El contacto con la piel causa quemadura por enfriamiento súbito debido a su rápida evaporación.

Contacto con los ojos: En forma de gas produce poca o ninguna irritación, el líquido causa quemaduras.

Ingestión: No aplicable.

Efectos de una sobre exposición: Las exposiciones a concentraciones hasta de 4000ppm no han sido reportados como productoras de efectos adversos. Las exposiciones a concentraciones mayores tienden a producir sueño e incoordinación que puede progresar a un efecto narcótico a niveles de concentración muy altos puede causar asfixia por desplazamiento de oxígeno, la ausencia de una adecuada difusión de sus propiedades puede conducir a la posibilidad de explosión.

Procedimientos de emergencia y primeros auxilios

Inhalación: Aléjese del área de exposición si es necesario aplique oxígeno. Si se detiene la respiración, aplique

respiración de boca a boca continua hasta que se obtenga oxígeno resucitador o atención médica.

**Piel:** Aplique suavemente agua en las áreas de la piel lesionada en caso de lesión por congelación no retire la ropa, lave la piel con mucha agua y llame al doctor.

**Ojos:** Lave inmediatamente con agua corriente durante 15 minutos. Busque atención médica si existe enrojecimiento o dolor después de la irrigación.

**Ingestión:** no aplicable

---

#### Procedimiento para derrames y fugas

Pasos que deben ser tomados en una fuga de material: Evacue el área de peligro, ventile, nunca aplique el chorro de agua sobre el líquido. Utilice protección respiratoria, retire todas las fuentes de ignición y cierre el suministro.

Químicas neutralizantes: No aplicable

Métodos de deshecho de desperdicios: Queme el gas en un quemador adecuadamente diseñado. La mezcla de deshecho que contenga propileno no deberá ser drenada a las alcantarillas donde exista el peligro de autoignición de vapores.

---

#### Información sobre protección especial

Protección respiratoria: Máscara de gas con filtro "A" Brown aparato de aire autónomo.

Protección a las manos: Guantes aisladores de frío

Protección a los ojos: Careta facial o lentes

Otros equipos de protección: Overol, zapatos antichispa



Requerimientos de ventilación: Los interiores deberán estar bien ventilados y con monitoreo continuo de gases inflamables.

---

#### Precauciones de almacenamiento y misceláneas

Almacenese en lugares bien ventilados, fríos y resistentes al fuego. Proteger el daño físico, es preferible el almacenaje exterior o reparado. Tome las medidas precautorias contra descargas estáticas, utilice herramientas antichispa, no fume, los recipientes deberán estar aterrizados. la densidad máxima de llenado para los cilindros es 0.43 Kg/l.

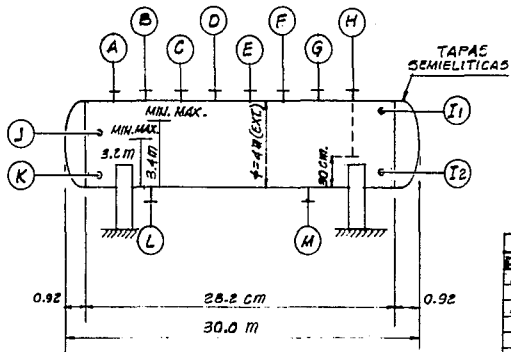
4.2.2 HOJAS DE ESPECIFICACION DE EQUIPO

CLIENTE \_\_\_\_\_ E.P. V-300 CANTIDAD 1  
 LUGAR \_\_\_\_\_ UNIDAD \_\_\_\_\_  
 SERVICIO Tanque de almacenamiento de Propileno

DATOS DE DISEÑO Y FABRICACION	DIMENSIONES APROXIMADAS
Construcción de acuerdo con la ultima edición de al código Asme y Adendums Sect. VIII. Div. I.	Longitud total <u>30</u> m
Presión de diseño <u>17</u> Kg/cm <sup>2</sup> .	Diámetro interno <u>2952</u> mm
Temp. de diseño <u>35 y 45</u> °C.	Producto <u>Propileno</u>
Presión de op. <u>14.3</u> Kg/cm <sup>2</sup> .	Densidad <u>513 Kg/m<sup>3</sup> @ 20 °C</u>
Temp. de op. <u>30</u> °C.	Volumen total <u>400</u> m <sup>3</sup>
Relevo de esfuerzos <u>Si</u>	Volumen operación <u>350</u> m <sup>3</sup>
Radiografía <u>100 %</u>	Espesor cuerpo <u>31</u> mm
Ef. de junta-cuerpo <u>1</u>	Espesor tapas <u>31</u> mm
Ef. de junta-tapa <u>1</u>	Nivel de op.nor. <u>3.2(87%)</u> m
Prueba Hidrost. en campo <u>Si</u>	Nivel de op.max. <u>3.4(90%)</u> m
Corr. perm. tapas <u>1</u> mm	Nivel min. op. <u>1.52</u> mm
Corr. perm. cuerpo <u>1</u> mm	
Proy. boquillas <u>150</u> mm	<u>Materiales de construcción</u>
Tolerancia <u>50</u> mm	Cuerpo y tapas <u>SA 516 Gr 70</u>
	Tubería interior <u>SA 333 Gr 1</u>
	Bridas <u>ANSI B16.51</u>
	Empaques <u>Inox. con teflón</u>
	Soportes <u>SA 516 Gr 60</u>

NOTAS:

- 1.- Requiere tratamiento térmico por código.
- 2.- Todas las partes de acero al carbón sujetas a presión deberán ser probadas por impacto a -45 °C de acuerdo con el código ASME sección VIII Div. I.
- 3.- Se requiere estampado ASME.
- 4.- La presión de diseño está dada según tabla 2.2.2.2 de NFPA 58, el volumen máximo permitido es del 92 % ver tabla 4.3.2.3b NFPA 58.



- (1) MACHO - HEMBRA  
 (\*) SOLDADA POR DENTRO  
 Y POR FUERA

TABLA DE BOQUILLAS					
POS.	Nº	DIAM.	CLAS. PARA	W.H.	SERVICIO
A	1	1 1/2"	300 # (1)	W.H.	IGUALACION
B	1	1 1/2"	300 # (1)	W.H.	NITROGENO
C	1	3"	300 # (1)	W.H.	LI
D	1	4"	300 # (1)	W.H.	VALV. SEGURIDAD
E	1	1"	300 # (1)	W.H.	PI
F	1	20"	300 # (1)	S.H.W	ENTRADA DE HOMBRE
G	1	1"	300 # (1)	W.H.	PT
H	1	4"	300 # (1)	W.H.	ALIMENTACION
I1	2	3"	300 # (1)	W.H.	LI
K	1	1 1/2"	300 # (1)	W.H.	TI
L	1	1 1/2"	300 # (1)	W.H.	TE
M	1	3"	300 # (1)	W.H.	DESCARGA
N	1	2"	300 # (1)	W.H.	RECIRCULACION

UNIV. FACULTAD DE QUIMICA		BOMBA CENTRIFUGA																
		SERVICIO: <u>DESCARGA DE FLECHA</u>	FECHA: <u>MAR-85</u>	HOJA <u>1</u> DE <u>1</u>														
PROYECTO: <u>ALMACENAMIENTO DE PROPILENO</u>		E.R.: <u>F-80</u>																
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>																		
LIQUIDO <u>PROPYLENO</u>	M/HR @ FT NOR <u>30</u>	DISEÑO																
TEMP. DE BOMBEO <u>50°C</u>	PRESION DE DESCARGA <u>15 Kg/cm<sup>2</sup></u>																	
DENSIDAD RELATIVA <u>0.5 @ 50°C</u>	PRESION DE SUCCION <u>15 Kg/cm<sup>2</sup></u>																	
PRESION DE VAPOR <u>0.5 @ 50°C</u>	PRESION DIFERENCIAL <u>1.5 Kg/cm<sup>2</sup></u>																	
VISCOSIDAD <u>2.5 c.P.</u>	CARGA DIFERENCIAL <u>50 H.</u>																	
	NPSH DISPONIBLE <u>1.5 H.</u>																	
<b>RENDIMIENTO</b>																		
CURVA PROPUESTA No. <u>M-FX2-10</u>	BHP MAX. IMPULSOR DIS. <u>3</u>																	
NPSH REQ'D. (AGUA) <u>2.5 H.</u>	CARGA MAX. IMPULSOR DIS. <u>1.5 H.</u>																	
EFICIENCIA <u>50%</u>	GASTO MINIMO <u>5.5 H.</u>																	
BHP <u>5.5</u> RPM <u>1700</u>	LIMPIEZA <u>251 50</u>																	
<b>CONSTRUCCION</b> <u>TIP 2 1/2"</u>																		
MONTAJE - CARCASA <u>FTE</u>	TIPO <u>2 1/2"</u>																	
CORTE <u>M-100</u>																		
<table border="1"> <thead> <tr> <th>BOQUILLAS</th> <th>TAMANO</th> <th>RANGO</th> <th>TIPO</th> <th>LOCALIZACION</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>SUCCION</td> <td><u>1.500 H.</u></td> <td><u>500 H.</u></td> <td><u>FTE</u></td> <td><u>1.500 H.</u></td> </tr> <tr> <td>DESCARGA</td> <td><u>1.500 H.</u></td> <td><u>500 H.</u></td> <td><u>FTE</u></td> <td><u>1.500 H.</u></td> </tr> </tbody> </table>	BOQUILLAS	TAMANO	RANGO	TIPO	LOCALIZACION	SUCCION	<u>1.500 H.</u>	<u>500 H.</u>	<u>FTE</u>	<u>1.500 H.</u>	DESCARGA	<u>1.500 H.</u>	<u>500 H.</u>	<u>FTE</u>	<u>1.500 H.</u>			
BOQUILLAS	TAMANO	RANGO	TIPO	LOCALIZACION														
SUCCION	<u>1.500 H.</u>	<u>500 H.</u>	<u>FTE</u>	<u>1.500 H.</u>														
DESCARGA	<u>1.500 H.</u>	<u>500 H.</u>	<u>FTE</u>	<u>1.500 H.</u>														
DIAMETRO DEL IMPULSOR DISEÑO <u>(8 1/2" @ 11")</u>	MAX. <u>1.500 H.</u>	TIPO <u>2 1/2"</u>																
RODAMIENTOS RADIALES	DE EMPUJE																	
COPE FLEXIBLE <u>500 H.</u>	GUARDA COPLES <u>50</u>	PLACA BASE <u>50</u>																
EMPAQUES																		
SELLO MECANICO <u>JOHN CRANE</u>	CLASE <u>2500 H.</u>	FABRICANTE																
LUBRICANTE DE RODAMIENTOS																		
<b>MATERIALES</b>																		
CARCASA <u>AG. INOXIDABLE 316</u>	CAMISA (SELLO) <u>AG. INOXIDABLE 316</u>																	
IMPULSOR <u>AG. INOXIDABLE 316</u>	ANILLOS <u>AG. INOXIDABLE 316</u>																	
CAMISAS (EMPAQUE)	FLECHA <u>AG. INOXIDABLE 316</u>																	
	COLLARIN <u>AG. INOXIDABLE 316</u>																	
<b>MOTOR POR PROVELLON</b>																		
MONTADO POR <u>PROVELLON</u>	CARCASA TIPO <u>1.500 H.</u>																	
HP <u>7.5</u> RPM <u>1700</u>	CARCASA <u>1.500 H.</u>	VOLTS/FASES/CICLOS <u>220/3/60</u>																
FABRICANTE <u>TEM</u>	RODAMIENTOS	LUBRICANTE <u>500 H.</u>																
TIPO <u>1.500 H.</u>	AISLAMIENTO	FACTOR DE SERVICIO																
AMPRS A CARGA PLENA																		
DEPTO. INGENIERIA DE PROYECTOS	EDICION	DIB: REV: APR:	NORMA BASADA EN WN:N															

UNAM FACULTAD DE QUIMICA		BOMBA CENTRIFUGA																
SERVICIO: TRANSFERENCIA DE PROPIENO A PRODUCCION		FECHA: JUNIO-92																
PROYECTO: ALIMENTACION DE PROPIENO		HOJA 1 DE 1																
CONDICIONES DE OPERACION																		
LIQUIDO <u>PROPIENO</u>	WYHR @ PT NOR <u>300</u>	DISEÑO <u>9</u>																
TEMP. DE BOMBEO <u>30.5</u>	PRESION DE DESCARGA <u>13.28 Kg/cm<sup>2</sup></u>																	
DENSIDAD RELATIVA <u>0.82</u>	PRESION DE SUCCION <u>4.15 MPa</u>																	
PRESION DE VAPOR <u>1.5 MPa</u>	PRESION DIFERENCIAL <u>3.08 MPa</u>																	
VISCOSIDAD <u>0.3</u>	CARGA DIFERENCIAL <u>40 M</u>																	
	NPSH DISPONIBLE <u>1.2 M</u>																	
RENDIMIENTO																		
CURVA PROPUESTA No. <u>300</u>	BHP MAX. IMPULSOR DIS. <u>3</u>																	
NPSH REQ'D. (AGUA) <u>2.31</u>	CARGA MAX. IMPULSOR DIS. <u>1</u>																	
EFICIENCIA <u>1</u>	GASTO MINIMO <u>5.3</u>																	
BHP <u>4</u> RPM <u>3000</u>	LIMPIEZA <u>AFY 32</u>																	
CONSTRUCCION																		
MONTAJE-CARACA <u>0.5</u>	TIPO <u>0.5</u>																	
CORTE <u>4V10</u>																		
<table border="1"> <thead> <tr> <th>BOQUILLAS</th> <th>TAMANO</th> <th>RANGO</th> <th>TIPO</th> <th>LOCALIZACION</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>SUCCION</td> <td>2.5"</td> <td>1.5"</td> <td>4.5"</td> <td>ALIMENTACION</td> </tr> <tr> <td>DESCARGA</td> <td>1.5"</td> <td>1.5"</td> <td>4.5"</td> <td>TRANSFERENCIA</td> </tr> </tbody> </table>				BOQUILLAS	TAMANO	RANGO	TIPO	LOCALIZACION	SUCCION	2.5"	1.5"	4.5"	ALIMENTACION	DESCARGA	1.5"	1.5"	4.5"	TRANSFERENCIA
BOQUILLAS	TAMANO	RANGO	TIPO	LOCALIZACION														
SUCCION	2.5"	1.5"	4.5"	ALIMENTACION														
DESCARGA	1.5"	1.5"	4.5"	TRANSFERENCIA														
DIAMETRO DEL IMPULSOR DISEÑO <u>6.0" (152.4 mm)</u> MAX <u>6.2" (157.5 mm)</u> TIPO <u>CEK 100</u>																		
RODAMIENTOS RADIALES _____ DE EMPUJE _____																		
COPEL <u>1.5" (38.1 mm)</u> GUARDA COPLER <u>51</u> PLACA BASE <u>51</u>																		
EMPAQUES _____																		
SELLO MECANICO <u>OHM 2.5"</u> CLASE <u>1.5"</u> FABRICANTE _____																		
LUBRICANTE DE RODAMIENTOS _____																		
MATERIALES																		
CARACA <u>AC. INOXIDABLE 316</u>		CAMISA (SELLO) <u>AC. INOXIDABLE 316</u>																
IMPULSOR <u>AC. INOXIDABLE 316</u>		ANILLOS <u>AC. INOXIDABLE 316</u>																
CAMISAS (EMPAQUE) _____		FLECHA <u>AC. INOXIDABLE 316</u>																
		COLLARIN <u>AC. INOXIDABLE 316</u>																
MOTOR POR <u>PROYECTO</u>																		
MONTADO POR <u>0.5</u>		CARACA TIPO <u>TRAVASUUBIDORES</u>																
HP <u>5</u>	RPM <u>3000</u>	CARACA <u>5.5"</u>	VOLTS/FASES/CICLOS <u>220/3/60</u>															
FABRICANTE <u>1.5"</u>		RODAMIENTOS _____	LUBRICANTE <u>GRADA</u>															
TIPO <u>INDUSTRIAL</u>	AISLAMIENTO _____	FACTOR DE SERVICIO _____																
AMPRS A CARGA PLENA _____																		
DEPTO. INGENIERIA DE PROYECTOS		EDICION _____	DIB: _____															
			REV: _____															
			APR: _____															
			NORMA BASADA EN _____															
			WN: N															

#### 4.2.3 BASES DE DISEÑO

- 1.- Se considera que el equipo será localizado de acuerdo con normas (API-2510 y NFPA 58), en zona tropical.
- 2.- Todos los soportes de acero fueron diseñados para resistir fuego hasta por dos horas.
- 3.- Las válvulas de relevo hidrostáticas están ajustadas a 23 Kgm/cm<sup>2</sup> (400 psig) según API-2510.
- 4.- Las válvulas de relevo del tanque de almacenamiento están calibradas al 120 % arriba de la presión de diseño (ver tabla 2.2.2.2 del NFPA 58).
- 5.- Se considera que las pipas cuentan con válvulas de exceso de flujo.
- 6.- Se considera que la instrumentación eléctrica esta conectada al sistema de emergencia y es a prueba de explosión.
- 7.- El volumen máximo de operación esta fijado en función de la temperatura y la densidad según tabla 4.5.2.3b del NFPA 58 (pag. 57).
- 8.- Todos los equipos incluyendo la pipa estarán aterrizados.

4.2.4 DIAGRAMA DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA No. F-0492-01

(ver anexo)

4.2.5 DIAGRAMA DE LOCALIZACION DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO

No. L-0492-01

(ver anexo)

4.2.6 DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION No. T-0492-01

(ver anexo)

4.2.7 DIAGRAMA DE SIMBOLOGIA GENERAL No. T-0492-02

(ver anexo)

4.3 ANALISIS DE RIESGOS

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
No	Flujo	No existe propileno de pipa	<p>A.- Sobre calentamiento de la bomba por pérdida de succión llevando a posibles fugas en el sello, causando fuego y efecto ecológico. El sistema de detección de gases alarmará y cerrará las válvulas que aíslan el sistema incluyendo paro de bomba.</p> <p>B.- El nivel del tanque de almacenamiento podría bajar hasta el punto donde la alarma por bajo nivel actúe.</p>	<p>1.- Aceptar la filosofía de mantener un nivel mínimo de operación por lo menos del 30% lleno, esto nos dará la posibilidad de arreglar el problema antes de un paro de producción siempre y cuando el sistema de detección de gases no opere (&lt; 10%). El operador encargado del vacío de pipas deberá estar pendiente del nivel en estas.</p> <p>2.- Establecer procedimiento de emergencia incluyendo paro de producción repentina.</p> <p>3.- Cubierto por 1 recalibrar regularmente la instrumentación.</p>
		Falla de bomba eléctrica ó mecánica	Igual que B y activa la alarma por paro de motor (YAL-3001).	4.- Cubierto por 3 considerar bomba de repuesto y analizar conexión al sistema de emergencia.
		Falla de sello de la bomba	C.- Igual que B. Las fugas de producto son poco probables, porque el sello de la bomba es tipo tamden.	5.- Cubierto por 1,2,3 considerar inspecciones periódicas de los equipos.



CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
No	Flujo	Bloqueo de válvulas	Igual que A y B El propileno atrapado en la bomba y tuberías podría calentarse y provocar la apertura de las válvulas de seguridad de las líneas (PSV-3001, 2, 8). El riesgo aumenta si la bomba esta trabajando.	6.- Cubierto por 1 considerar mantenimiento periódico en las válvulas de seguridad para asegurar que una vez liberada la presión estas regresarán a su posición original. Establecer en el manual de operación que si las líneas de propileno van a estar fuera de servicio por un tiempo, estas deberán ser barridas con nitrógeno.
		Ruptura de mangueras ó tuberías (por impacto del clima ó corrosión	E.- Igual que B Posible fuego y explosión las válvulas de exceso de flujo cerrarán y el aparato para detección de gases bloqueará el sistema.	7.- Cubierto por el 1, 2 y 3 considerar mantenimiento periódico en las válvulas de exceso de flujo.
Más		La bomba P-300 es de mayor capacidad y fallan las válvulas de exceso de flujo	F.- El medidor de flujo FQI-3001 dará lectura errónea, probablemente el propileno nunca llegó al tanque de almacenamiento y ocurra lo mencionado en el punto B.	8.- Revisar curva de operación de la bomba, funcionamiento y capacidad de las válvulas de exceso de flujo.

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
Más    Además de  Parte de	Flujo	Fugas ó ruptura de tuberías y las válvu- las de exceso de flujo no cierrán.	G.- Escape a la atmós- fera, posible fuego. El detector de gases, alarmara y bloqueará el sistema.	Cubierto por 2,3
		La bomba P-300 es de una capacidad menor a la esperada.	Igual que F.	9.- Cubierto por 8.
		No es po- sible		
		Propileno contamina- do.	H.- Dependiendo del contaminante, podría ocasionarse problemas de control de calidad en el producto termi- nado ó peligro de ex- plosión si el contami- nante reacciona (oxi- dantes).	10.- Considerar pruebas de laboratorio para verificar la calidad del propileno antes de ser almacenado.

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
Inver- so	Flujo	Las válvulas de corte de la línea PR-3001 están abiertas y la válvula de exceso de flujo y bomba no funciona.	I.- Si el sistema esta conectado pipa-tanque únicamente se igualarán presiones, si no, habrá fuga de propileno y el detector de gas bloqueará el sistema.	11.- Considerar mantenimiento periódico en toda la instrumentación del sistema de almacenamiento incluyendo válvulas de exceso de flujo.
En vez de		El contenido de la pipa no es propileno.	J.- Contaminación del propileno no almacenado, el riesgo dependerá del tipo de contaminante.	12.- Cubierto por 10.
No	Temperatura	No probable.		
Más		El propileno quedó atrapado en la tubería por un período largo ó hay un incendio.	K.- El líquido podría calentarse y las válvulas de seguridad de la línea abrirán, si se tratará de un incendio la válvula de agua contra incendio abrirá ó en su defecto las válvulas de seguridad del tanque relevarán.	13.- Cubierto por 11.

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
Además de A parte de Inverso de En vez de	Temperatura	No probable. No probable. No probable. No probable.		
No	Presión	No existe propileno en la línea.	Igual que B.	14.- Cubierto por 3.
Más		El propileno quedo atrapado en la tubería por un periodo largo ó hay un incendio.	Igual que K.	15.- Cubierto por 11.
Además de A parte de Inverso de En vez de		No probable. No probable. No probable. No probable.		

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
No	flujo	Ruptura de manguera ó tubería.	A.- Desprendimiento de vapores a la atmósfera posible fuego y explosión, las válvulas de exceso de flujo cerrarán y el detector de gases alarmará y bloqueará el sistema incluyendo paro de bomba. Posible baja de nivel en el tanque de almacenamiento.	1.- Adoptar la filosofía de mantener un nivel mínimo de operación por lo menos del 30% llenc, esto nos dará la posibilidad de arreglar el problema, siempre y cuando el sistema detector de gases no actúe. 2.- Establecer procedimiento de emergencia (incluyendo paro de producción repentino). 3.- Considerar mantenimiento periódico a todos los instrumentos.
		Ploqueo de válvulas ó bombas fuera de operación.	B.- Si existe propileno en la línea este puede calentarse y provocar la apertura de la válvula de seguridad de la línea.	4.- Cubierto por 3 considerar capacitación a operadores para el seguimiento correcto del manual de operación (este deberá incluir barrido con nitrógeno).
Más		Las válvulas de exceso de flujo no funcionan y existe una fuga	C.- Escape a la atmósfera, posible fuego y explosión. El detector de gases alarmará y cerrará el sistema.	5.- Cubierto por 2,3.

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
Menos	Flujo	El movimiento de masa es menor al esperado.	D.- La descarga de la pipa será mas lenta.	6.- Revisar curva de operación de la bomba, funcionamiento y capacidad de las válvulas de exceso de flujo.
		Propileno contaminado.	E.- Dependiendo del contaminante podría ocasionarse problemas de control de calidad en el producto terminado ó peligro de explosión si el contaminante es reactivo (oxidantes).	7.- Considerar pruebas de laboratorio para verificar la calidad del propileno antes de ser almacenado.
Además de				
Inverso		Las válvulas de corte están abiertas, las válvulas de exceso de flujo no funcionan y la presión en pipa es mayor a la esperada.	F.- Si el sistema esta conectado pipa-tanque únicamente se igualan presiones, si no, habrá fuga de propileno y el detector de gases bloqueará el sistema.	8.- Cubierto por 2,3.

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA DEBOTE

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
En vez de	Flujo	El contenido de la pipa no es propileno.	Igual que E.	9.- Cubierto por 7.
No	Temperatura	No probable		
Más		El propileno quedó atrapado en la línea por período largo ó hay un incendio.	G.- El líquido podría calentarse y las válvulas de seguridad abrirán si se trata de un incendio la válvula de agua contra incendio abrirá ó en su defecto las válvulas de seguridad del tanque relevarán.	10.- Cubierto por 2,3.
Además de		No probable		
A parte de		No probable		
Inverso de		No probable		
En vez de		No probable		

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
No	Presión	No existe propileno en la línea, esta no fue conectada, las válvulas están bloqueadas.	H.- Las presiones en pipa-tanque no se igualarán, posibles problemas de NPSH en bomba P-300.	11.- Considerar capacitación a operadores para el seguimiento correcto del manual de operación.
Más		El propileno quedo atrapado en la tubería por un período largo ó existe un incendio.	Igual que G.	12.- Cubierto por 2,3.
Además de		No probable.		
A parte de		No probable.		
Inverso de		No probable.		
En vez de		No probable.		



CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
No	Flujo	El nivel en el tanque es muy bajo y el interruptor por bajo nivel (LSLL-3001) parará las bombas P-300 A ó B	A.- La alarma por bajo nivel actuará (LAL-3001) antes de que exista el muy bajo nivel, si esto no sucede se agotará la materia prima y habrá paro de producción.	1.- Adoptar la filosofía de mantener un nivel mínimo de operación por lo menos del 30% lleno, esto nos dará la posibilidad de arreglar el problema antes de un paro de producción. 2.- Establecer procedimiento de emergencia incluyendo paro de producción repentina. 3.- Dar mantenimiento regularmente a la instrumentación.
		Falla de bomba eléctrica ó mecánica.	B.- Posible paro de producción, si la bomba de respaldo esta fuera de servicio, la alarma por paro de bomba operará (VAL-3002 ó 3003).	4.- Considerar mantenimiento regular en bombas P-301 A/E. 5.- Analizar la posibilidad de conectar las bombas a paro de emergencia.
		Falla de sello mecánico de bomba.	C.- Igual que B las fugas de producto son poco probables porque el sello es tipo Tamdem .	6.- Cubierto por 4.

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
No	Flujo	Bloqueo de válvulas.	D.- Paro de producción si es por periodo prolongado, el liquido puede calentarse y provocar la apertura de las válvulas de seguridad el riesgo aumenta si la bomba esta trabajando.	7.- Cubierto por 2,3. 8.- Establecer en el manual de producción que si las líneas quedarán fuera de servicio, estas deberán ser barridas con nitrógeno.
		Ruptura de tuberías (por impacto del clima ó corrosión).	E.- Paro de producción posible fuego y explosión, las válvulas de exceso de flujo y el aparato para detección de gases bloqueará el sistema.	9.- Cubierto por 2,3.
Más		Las bombas P-301 A ó B son de mayor capacidad a la esperada y las válvulas de exceso de flujo no cierran.	F.- Posibles problemas en producción por exceso de materia prima ó simplemente esta no llega y provoca paro de producción.	10.- Revisar curva de operación de bombas, funcionamiento y capacidad de válvula de exceso de flujo.
		Fugas ó ruptura de tuberías.	Igual que E.	

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
Menos	Flujo	Las bombas P-301 A y B son de menor capacidad.	G.- Igual que F, solo que por disminuci3n.	11.- Cubierto por 10.
		V3lvula de recirculaci3n PV-3001 est3 mal calibrada.	Igual que G.	
		No es posible.		
		No es posible.		
Adem3s de				
A parte de				
Inverso de		Problemas en producci3n y la presi3n en el cabezal aumenta.	H.- El interruptor de presi3n PT-3001 abrir3 la v3lvula de recirculaci3n PV-3001 en su totalidad.	13.- Cubierto por 3.
En vez de		No probable		

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
No	Temperatura	No probable		
Más		El líquido quedo atrapado en la tubería por un período largo ó hay un incendio.	I.- El líquido podría calentarse al extremo de que las válvulas de seguridad en la línea abran. Si se trata de un incendio la válvula de agua contra incendio abrirá ó en su defecto las válvulas de seguridad del tanque relevarán.	13.- Cubierto por 3.
Menos		No probable		
Además de		No probable		
A parte de		No probable		
Inverso de		No probable		
En vez de	No probable			

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
No	Presión	No existe propileno en la línea, no hay nivel en el tanque ó válvulas bloqueadas.	J.- Paro de producción si las bombas están trabajando, los gases atrapados pueden calentarse y provocar la apertura de las válvulas de seguridad.	14.- Cubierto por 2,3. 15.- Capacitar a operadores en el manejo de las instalaciones.
Más		Problemas en producción y regresan la materia prima bloqueando la entrada a su reactor.	Igual a H.	
Menos		La capacidad de la bomba no es la requerida.	X.- El propileno no llega al proceso, provocando paro de producción.	16.- Revisar curva de operación de la bomba.

CLAVE	DESVIACION	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS	ACCION REQUERIDA
Menos	Presión	El interruptor PT-3001 está mal calibrado y recirculando todo el propileno.	Igual que K.	
Además de		No probable.		
A parte de		No probable.		
Inverso de		No probable.		
En vez de		No probable.		

## 5.0 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 5.1 RECOMENDACIONES PARA MEJORAS EN EL DISEÑO Y FUNCIONAMIENTO DE LA INSTALACION

- Si se considera que el Propileno es la materia prima básica y es riesgo que se corre con una falla de corriente puede eliminarse si se conectan las bombas al sistema de emergencia.
- Otro riesgo es que solo se cuenta con una bomba para descarga de pipas, el costo de una bomba no es significativo, comparado con las consecuencias de un paro de producción. Por lo tanto, debe comprarse otra bomba.
- La capacitación de los operadores sobre el conocimiento y manejo del manual de operación es un punto básico para una buena operación y minimización de riesgos.
- El mantenimiento preventivo de las instalaciones es otro factor importante en la eliminación de algunos riesgos.

## 5.2 CONCLUSIONES

1.- El material que se analizó es inflamable y explosivo, por lo que se deberán implantar medidas internas y externas de seguridad para mitigar el efecto de una contingencia.

2.- De acuerdo con el análisis y las medidas de seguridad se cataloga esta instalación como de probabilidad media de ocurrencia de un accidente en las instalaciones durante la vida de las mismas.

3.- Dadas las características de la formación de nubes explosivas, el cuadro siguiente muestran los distanciamientos entre la fuente probable y los límites en que se presenta una onda de sobrepresión de 0.5 P.S.I (ruptura de cristales). La información proporcionada en el siguiente cuadro fue obtenida de un estudio realizado por SEDUE, para la autorización de la instalación de un tanque de almacenamiento de propileno.

### CORRIDA DE LA NUBE EXPLOSIVA

SUSTANCIA	VOLUMEN	PRESION	TEMPERATURA	RADIO CRITICO
	m3	Kg/cm2	oC	m
PROPILENO	360	18	44	Aprox. 900

El radio crítico calculado por SEDUE es demasiado conservador, por no



considerar un escape de gas paulatino, si no fuga instantánea del total del volumen, lo cual es prácticamente imposible.

Además supone que la fuga es en el interior del edificio y que no se cuenta con ninguna seguridad.

Por lo tanto es mi opinión que el radio de daño máximo posible ó el radio de daño catastrófico probable puede reducirse al 70%, ya que se contara con detectores de fugas de propileno, sistemas de alivio y sistemas contra incendio, no obstante se podrán tomar medidas correctivas antes que el tanque se vacíe "instantáneamente" a capacidad total.

4.- Las instalaciones contarán, entre otros equipos de seguridad, con un sistema de respaldo (bombas de repuesto y doble instrumentación), el cual permite que en caso de una falla se minimice la probabilidad de un accidente. Estas instalaciones de seguridad están descritas en los criterios de diseño del sistema.

5.- Se recomienda como medidas de mitigación para reducir el impacto de una posible explosión, el establecer y mantener barreras de árboles dentro de las zonas de amortiguamiento.

6.- De acuerdo a los criterios de diseño, la probabilidad de ocurrencia de un accidente y las medidas de mitigación indican que las instalaciones pueden considerarse como seguras.

## 5.0 BIBLIOGRAFIA

### Análisis de Riesgos de Operación (HAZOP)

Methodologies for Hazard Analysis and Risk Assessment in the Petroleum Refining and Storage Industry, CONCAWE Report No. 10/82.

Chemical Industries Association, A Guide to Hazard and Operability Studies, London: Alembic House, 1977.

Cowie, C.T.T., "Hazard and Operability Studies - A New Safety Technique for Chemical Plants", Prevention of Occupational Risks, Vol. 3, 1976.

Gibson, S.B., "The design of New Chemical Plants Using Hazard Analysis", Process Industry Hazards, 1976.

Himmelblau, D.M., Fault Detection and Diagnosis in Chemical and Petrochemical Processes, Amsterdam: Elsevier, 1978.

Kletz, T.A., "Specifying and Designing Protective System", Loss Prevention, Vol. 6, 1972.

Lawley, H. G., "Operability Studies and Hazard Analysis", Loss Prevention, Vol. 8, 1974.

Que pasa si

Cizek, J.C., Diamond Shamrock Loss Prevention Review Program, Canadian Society for Chemical Engineering Conference, 1982.

Indice de Mond y Dow

AIChE, Dow Process Safety Guide, 1974.

Dow Chemical Company, "Process Safety Manual", Chemical Engineering Progress, 62(6), 1966.

Dow Chemical Company, Fire and Explosion Index, Hazard Classification Guide, 5th Edition, 1981.

Lewis, D.J., The Mond Fire and Explosion Index Applied to plant layout and Spacing, 13th Loss Prevention Symposium, 1979.

Arbol de Fallas

Andow, P. K., and Lees, F. P., "Process Computer Alarm Analysis: Outline of a Method Based on List Processing", Trans. Inst. Chem. Engrs., Vol. 54, 1975.

Andow, P. K., A Method for Process Computer Alarm Analysis, Ph.d.

Thesis, Loughborough University of Technology, 1973.

Códigos de la "National Fire Protection Association"(NFPA)

Standar for the Storage and Handling of Liquefied Petroleum Gases. Vol. 53, 1989.

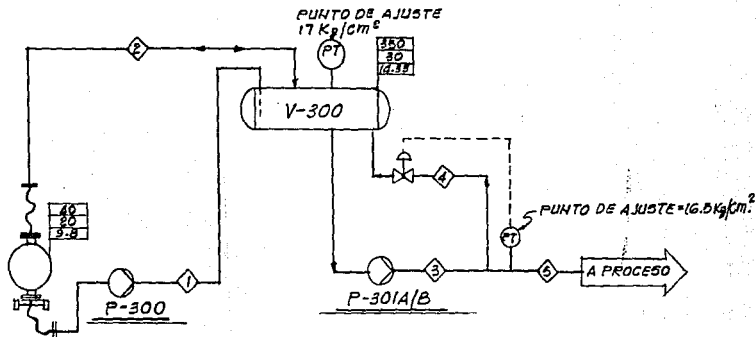
Liquefied Petroleum Gases at Utility Gas Plant. Vol. 59, 1989.

Estándares de "American Petroleum Institute Standars

Design and Construction of LP-Gas Installations.

At Marine and Pipeline. Terminals, Natural Gas Processing Plants, and Tanks Farms. No 2510, 5th, nov. 1985.

A N E X O



**SIMBOLOGIA:**

- CAPACIDAD DE OPERACION (m³)
- TEMPERATURA DE OPERACION (°C)
- PRESION DE OP. (Kg/cm² m)

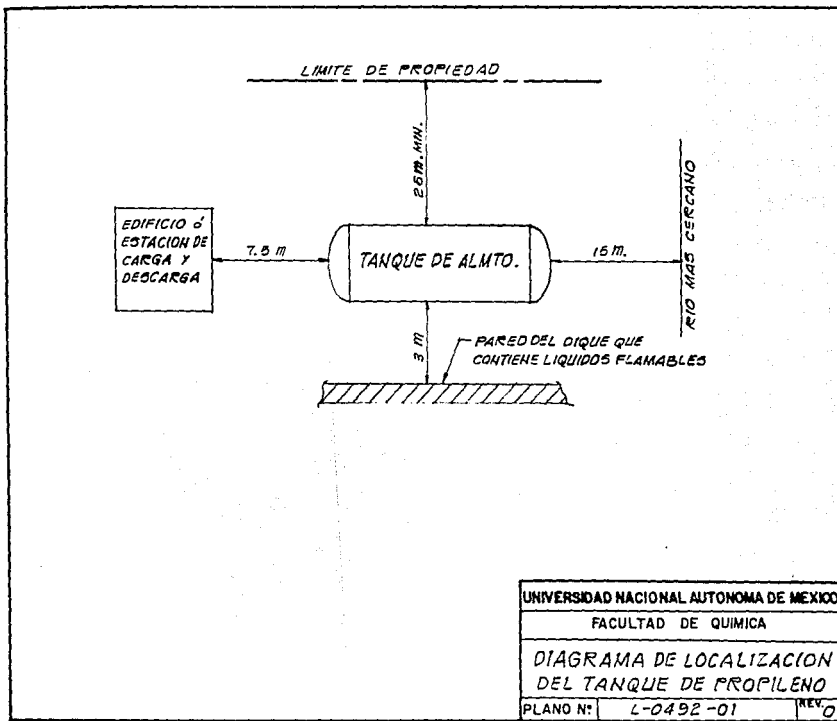
IL CORRIENTE	1	2	3	4	5
DESCRIPCION	LLENADO TC V-300	LINEA IGUALACION	DESCARGA DE BOMBA	RECIRCULACION	PROPYLENO A PROCESO
FLUJO	PROPYLENO	PROPYLENO	PROPYLENO	PROPYLENO	PROPYLENO
ESTADO	LIQUIDO	GAS	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
FLUJO (m³/hr.)	85	35	9.0	9.3 HOR Y 9MM	8.5
TEMP. MIN/MAX (°C)	15-20	30-35	30	30	30
PRESION (Kg/cm²)	15	14.0-17	16.05	16 HOR Y 16MM	16
DURACION (MIN.)	~70	~70	CONTINUO	CONTINUO	CONTINUO
PRESION VAPOR (Kg/cm²)	9.8 @ 20°C	14.8 @ 30°C	14.8 @ 30°C	14.8 @ 30°C	14.8 @ 30°C
OBSERVACIONES				EL FLUJO MAX. SOLO SE TIENE PARA PROBLEMAS EN PRODUCCION	

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

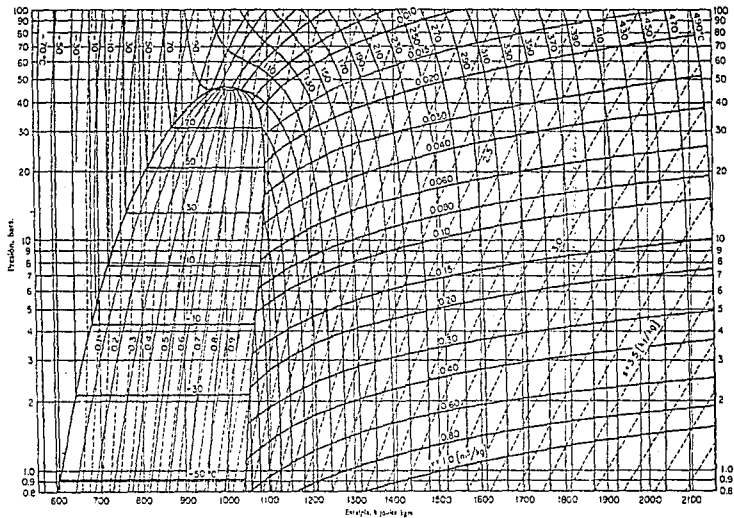
FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DE BALANCE PARA ALMACENAMIENTO DE PROPYLENO

PLANO N°: F-0492-01 REV. 0


















UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
DIAGRAMA DE LOCALIZACION DEL TANQUE DE PROPILENO	
PLANO N°:	L-0492-01
	REV. 0

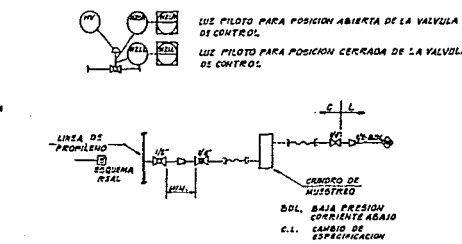
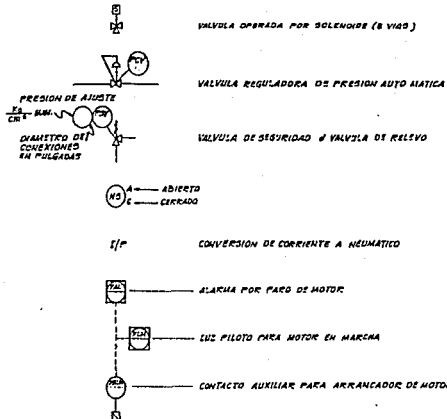


Base: entalpia = 1 000, entropía = 1 00 en el punto crítico.

Figura 3-35. Diagrama de entalpia-log presión para el propileno. De Stephan y Scherer, *Chem.-Ing.-Tech.*, 33, 417 (1961). Copyright Verlag, Chemie G.m.b.H., Weinheim, Bergstr., Alemania. Reproducido con autorización. Aparece un diagrama similar en las tablas de Landolt-Börnstein, vol. IVa, pág. 255, 1957. Si se desea un diagrama  $H$ -log  $P$  de  $-40^{\circ}$  a  $620^{\circ}$  F, 10 a 7 000 lb/pulg<sup>2</sup> abs., véase, de Carjat y Manibig, *Thermodynamic Properties and Reduced Correlations for Gases*, Gulf, Houston, 1967, que da también tablas de sobrecalentamiento hasta 2 200 F. Aparece un diagrama similar, de Casjar, Jones y Manning, en *Hydroc. Proc.*, 44(10), 137 (1965). El *Fundamentals Handbook of the A.S.H.R.A.E.*, 1957 da un diagrama  $H$ -log  $P$  de  $-20^{\circ}$  a  $500^{\circ}$  F, 15 a 4 000 lb/pulg<sup>2</sup> abs. Si se desean tablas y un diagrama, T-S de 225 a 600 K, 1 a 1 000 atm, véase, de Das y Kuloor, *Ind. J. Technol.*, 5, 81 (1967). 1 bar = 0.9869 atm = 14.504 lb/pulg<sup>2</sup> abs. =  $10^4$  N/m<sup>2</sup>; 1 kJ/kg = 0.2389 cal/g = 0.4299 Btu/lb; 1 kJ/(kg)(K) = 0.2389 cal/(g)(K) = 0.2389 Btu/(lb)(R); 1 m<sup>3</sup>/kg = 16.013 picas/lb.



-  INSTRUMENTO MONTADO EN CAMPO
-  INSTRUMENTO MONTADO EN TABLERO LOCAL
-  INSTRUMENTO MONTADO EN EL CUARTO DE CONTROL
-  SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO, NORMALMENTE ACCESIBLE AL OPERADOR (INDICADOR/CONTROLADOR/REGISTRADOR O PUNTO DE ALARMA) USUALMENTE USADO PARA DISPLAYS EN VIDEO.
-  INSTRUMENTO MONTADO EN EL CUARTO DE CONTROL EN LA CONSOLA DE OPERACION
-  SELLO QUIMICO
-  LUZ PILOTO
-  LOGICO DE CONTROL
-  SEÑAL NEUMATICA
-  SEÑAL ELECTRICA
-  TUBO CAPILAR
-  (INDICACION DE VOLANTE CUANDO SE REQUIERE)
-  VALVULA DE CONTROL (COMPUERTA) CON OPERADOR DE CUADRO PARA FALLA DE AIRE CIERRA PARA FALLA DE AIRE AERE
-  VALVULA DE CONTROL (BOLA) CON OPERADOR DE PISTON DOBLE EFECTO
-  VALVULA DE CONTROL (BOLA) CON OPERADOR DE PISTON SIMPLE EFECTO



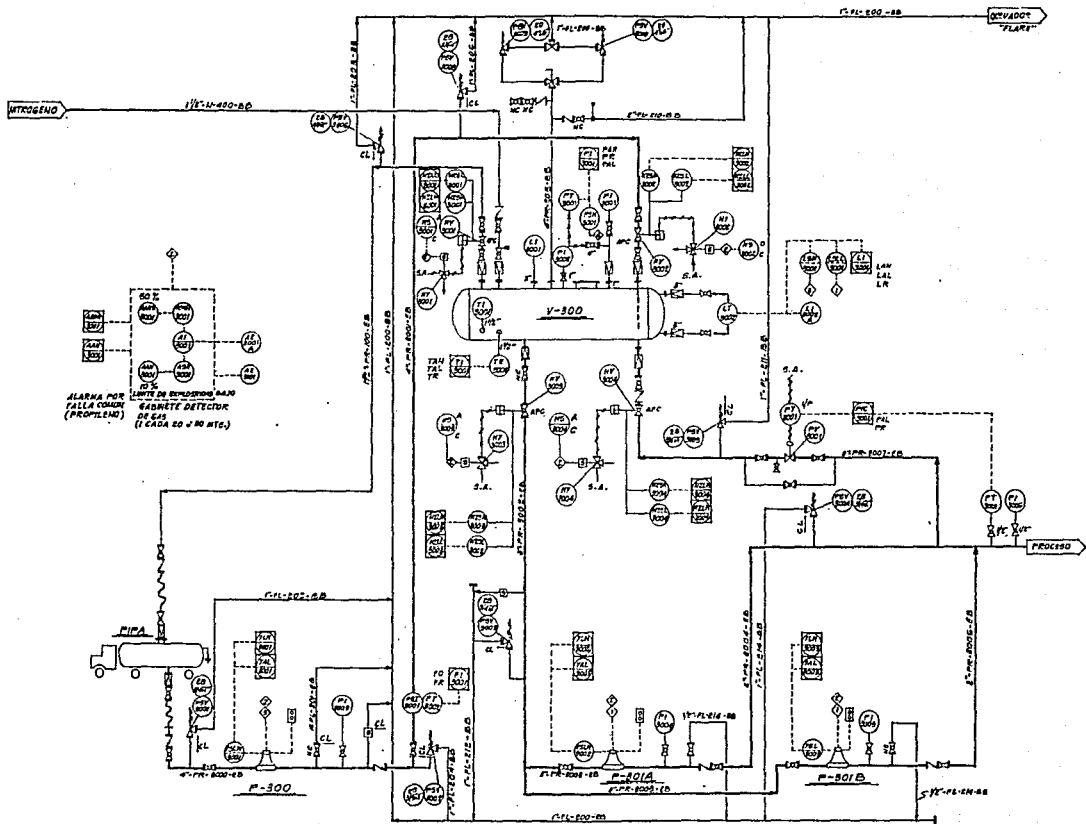
	IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS							
	VARIABLES DE PROCESO							
	ANALISIS (1)	FLUIDO	MANEJO	NIVEL	PRESION	POTENCIA (1)	CONCENTRACION	TEMPERATURA
ALARMA (2) (3)	AA	FA	LA	PA	TA			
INTERRUPTOR	FA	FS	FS	LD	PS	TS		
INTERRUPTOR + ALARMA	ASA	PSA	LSA	PBA	TSA			
INDICACION	AI	FI	LI	PI	TI			
INDICADOR CONTROLADOR	AIC	FIG	LIC	PIC	TIC			
REGISTRADOR	AR	FR	LR	PR	TR			
REGISTRADOR (4) CONTROLADOR	ARC	PRC	LRC	PRC	TRC			
VALVULA DE CONTROL	FV	NV	LV	PV	TV			
PLACA DE ORIFICIO								
ELEMENTO PRIMARIO	AE	FE	LE	PE	TE			
TRANSMISOR	FT	LT	PT	TT				

**NOTAS:**

1° UTILIZADO PARA SISTEMAS DE ANALISIS QUIMICOS COMO O<sub>2</sub>, VL, GAS PROMLENO ETC. TAMBIEN PUEDE SER USADO PARA ANALISIS DE CONDUCTIVIDAD Y VISCOSIDAD ETC.

2° LA LETRA "A" ASOCIADA CON OTRA FUNCION INDICA ALARMA EJEMPLO FRA INDICA CONTROL Y REGISTRO DE FLUIDO CON ALARMA.

3° LAS LETRAS N + L, PROXIMAS AL SIMBOLO, INDICAN CONDICIONES MAXIMAS (ALTO) Y MINIMAS (BAJO) DE OPERACION, LAS LETRAS NN Y LL PROXIMAS AL SIMBOLO, INDICAN CONDICIONES MAXIMAS (MUY ALTO) Y MINIMAS (MUY BAJO) DE DISEÑO.



- SIMBOLOGIA:**
- TUBERIAS  
 CODIFICACION DE LINEAS  
 — DIAMETRO DE LINEA  
 — SERVICIO  
 — ACERO DE LINEA  
 CL — ESPECIFICACION DE TUBERIA  
 — CAMBIO DE ESPECIFICACION
- [D] VALVULA DE COMPUESTA  
 [D] VALVULA DE BOLA  
 [D] VALVULA DE GLOBO  
 [D] VALVULA CHECK  
 [D] VALVULA DE EXCESO DE PUNZO  
 [D] REDUCCION DE TUBERIA  
 [D] NORMALMENTE CERRADA  
 [D] NORMALMENTE ABIERTA  
 [D] PUNTO DE MUESTREO

- SERVICIO (ABREVIACIONES)**
- N NITROGENO  
 PR PROPIENO  
 PL DISFUSOS AL QUEMADOR

- ESPECIFICACION DE TUBERIAS**
- 0.5 ACERO AL CARBON (A 336-T1)  
 0.8 ACERO AL CARBON PARA BAJA TEMPERATURA A 336 TIGLEO (MSTX-182)

- NOTAS:**
- 1: VER PLANO DE SIMBOLOGIA NI T-0492-02  
 2: EL TANQUE V-300 CUENTA CON SISTEMA DE ENFRIAMIENTO NO MOSTRADO EN ESTE DIAGRAMA

CLAVE	V-300	CLAVE	P-300	P-301A/B
DESCRIPCION	TANQUE ALMACENAMIENTO DE PROPIENO	DESCRIPCION	BOQUETES DE P.P. 1.5	BOQUETES DE PROPIENO
TIPO	HORIZONTAL	TIPO	EXTERIOR	EN LINEA
CAPACIDAD (M <sup>3</sup> )	10000	CAPACIDAD (M <sup>3</sup> )	4.5	4.5
CONSTRUCCION	4" L x 40	CONSTRUCCION	EO	43
TEMPERATURA (C)	50/85	MATERIALES		
INSTRUMENTACION	N.B.I.T.O	CUERPO	AC. INOX. 316	AC. INOX. 316
TEMPERATURA (C)	-45	INTERIORES	AC. INOX. 316	AC. INOX. 316
MATERIALES	SA-100-70	VALVULAS	TIPO	TIPO
	VALVULAS DE SEGURIDAD			
	VALVULAS DE SEGURIDAD			