



UNIVERSIDAD MICHOACANA DE SAN NICOLAS DE HIDALGO



FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

**MINIMIZACIÓN DEL RIESGO INHERENTE EN UNA PLANTA REFINADORA DE
ACEITES**

TESIS PRESENTADA POR: LIZETH VALENCIA BARRAGÁN

**A LA FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA COMO REQUISITO PARA OBTENER
EL GRADO DE:**

INGENIERO QUÍMICO

**ASESOR: DOCTOR EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA. JOSÉ MARÍA
PONCE ORTEGA**

**CO-ASESOR: MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA. JUAN
MARTINEZ GOMEZ**

MORELIA MICHOACÁN FEBRERO 2015

MINIMIZACIÓN DEL RIESGO INHERENTE EN UNA PLANTA REFINADORA DE ACEITES

Por

Lizeth Valencia Barragán

Febrero del 2015

Facultad de Ingeniería Química

Dirigida por: Dr. José María Ponce Ortega y M.C. Juan Martínez Gómez

RESUMEN

Usualmente para la instalación de nuevas plantas químicas solamente se consideran criterios económicos, lo cual posteriormente se traducen en elevados niveles de riesgos, lo que afecta no solamente la operatividad y factibilidad de las plantas químicas si no también pone un alto riesgo para el entorno de la planta. En este sentido, una fuga o derrame puede ocasionar consecuencias lamentables, esto debido al área potencial afectada, la cual está ligada a los inventarios de sustancias peligrosas que son manejados. Agregado a esto, la ubicación de las plantas químicas representa otro factor determinante con la consecuencia de un posible accidente, esto se debe a que éstas pueden encontrarse dentro o rodeadas de zonas urbanas. Por lo tanto, en el presente trabajo se desarrolló una estrategia para la minimización del riesgo en instalaciones industriales, la cual fue aplicada al caso de estudio referente a una planta de refinación de aceites, la cual es ubicada en la ciudad de Morelia. Un análisis de riesgo cuantitativo fue realizado con la finalidad de obtener los niveles de riesgo asociados a esta planta. De acuerdo al análisis de riesgo, las unidades de procesamiento y almacenamiento de hidrogeno resultaron las más peligrosas. Entre los potenciales accidentes que se encontraron se encuentran los de tipo BLEVE, FLASH FIRE, JET FIRE y VCE, los cuales fueron evaluados mediante el uso del software SCRI. Un enfoque inherente fue aplicado para proponer alternativas para la reducción del riesgo, en el cual el factor económico fue considerando de manera paralela a la seguridad, obteniéndose de esta forma soluciones equilibradas entre costo y riesgo.

Palabras clave: Riesgo, Planta de aceite vegetal, Hidrogeno.

ABSTRACT

Usually for the installation of a new chemical plants only the economic aspect is considered, which lately produces high risk levels. These risks not only affect the performance of the plant, it may also affect its surroundings. In this sense a leak may produce undesirable consequences. This is due to the potential damage area contains the inventories of dangerous substances used in the plant. Furthermore the location of chemical plants represents another determining factor, which consequence of a possible accident, due to the fact that plants may be surrounded by populated areas. Therefore the present work develops a strategy for the minimization of the risk in industry installations, which was applied to the case of study concerning a refining vegetable oil plant located in Morelia.

A quantitative risk analysis was developed with the objective of getting the levels risks associated with this plant. According to the quantitative risk analysis the units of process and storage of hydrogen result to be the most dangerous zone. The potential accidents related to this dangerous area are: BLEVE, FLASH FIRE, JET FIRE, and VCE. The accidents were evaluated through the software SCRI. An inherent approach was applied to propose alternatives to risk reduction which the economic fact was considered as much as the security. As a result we obtained equilibrated solutions among cost and risk.

Key words: Risk, Hydrogen, Vegetable oil plant

Índice

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 ANTECEDENTES	3
1.2 JUSTIFICACIÓN	6
1.3 HIPÓTESIS.....	7
1.4 OBJETIVOS	7
Capítulo 2. MARCO TEÓRICO.....	8
2.1 ANÁLISIS DE RIESGO CUANTITATIVO.....	8
2.1.1 ANÁLISIS DE RIESGO CUANTITATIVO Y CUALITATIVO.....	10
2.2 SEGURIDAD INHERENTE	11
Capítulo 3. METODOLOGÍA	13
ETAPA 1.- DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA	15
ETAPA 2: SELECCIÓN DE UNIDADES PARA EL ARC	16
ETAPA3.- IDENTIFICACIÓN DE INCIDENTES	21
ETAPA 4.- EVALUACIÓN DE LA CONSECUENCIA.....	21
ETAPA5.- CÁLCULO DEL RIESGO SOCIAL E INDIVIDUAL.....	35
CAPÍTULO 4. RESULTADOS	38
CONCLUSIONES	69
REFERENCIAS.....	70
APÉNDICES.....	72
APÉNDICE A. INVENTARIO	72
APÉNDICE B. LAYOUT.....	75
APÉNDICE C. TABLAS DE SEGURIDAD	78
APENDICE D. SIMULACIONES	83

INTRODUCCIÓN

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

Los accidentes que se pueden suscitar en un proceso industrial pueden llegar a ser de alto o bajo impacto. Los accidentes de alto impacto ocasionan cuantiosas pérdidas económicas, vidas humanas, daño al medio ambiente así como el desprestigio de la industria involucrada. Todas las plantas que se encuentran desempeñando un proceso industrial, pese a las medidas de seguridad que emplean, tienen asociado un nivel de riesgo, el cual es muy específico para el proceso en cuestión. De esta manera, resulta necesario conocer el nivel de riesgo que se tiene. La herramienta más adecuada para realizar esta medición es el análisis de riesgo cuantitativo. La elaboración de este análisis permite identificar los peligros, evaluar la consecuencia de éstos, haciendo posible la determinación de medidas para la reducción y prevención de accidentes. El hacer una evaluación de este tipo asume una importante relevancia cuando se hace un recuento del número de grandes accidentes de los que se han tenido registro en el mundo. Por ejemplo, uno de los accidentes más conocidos es el accidente en la planta nuclear de Chernóbil en Ucrania durante el año de 1986. Donde uno de los cuatro reactores explotó debido a una falla y a las malas decisiones tomadas por el personal presente para controlar el problema, la explosión del reactor libero una gran cantidad de material radioactivo, entre los cuales había: yodo 133, cesio 137, xenón 133. El accidente afecto países entre los cuales están: Alemania, Suiza, Ucrania, Austria, Grecia, Eslovenia. El accidente causó la muerte de más de 20 trabajadores de la planta, la muerte de más de 600,000 personas que intentaron ayudar como bomberos y policías y muchas muertes a causa de cáncer en las personas que fueron expuestas.

Usualmente, cuando se instala una industria se busca un área adecuada donde la población no quede expuesta a los posibles riesgos que implica el proceso; sin embargo, se ha dado el caso en el cual las industrias quedan cerca o dentro de una ciudad o comunidad debido a la expansión demográfica, aumentando las consecuencias en caso de que se presente un accidente. Tal fue el caso de uno de los accidentes más grandes de los que se tiene registro en Bhopal, India. El accidente se produjo en Diciembre de 1984 en una planta que producía pesticidas, y ocurrió debido a una fuga de isocianato de metilo, el cual es un compuesto químico con características: tóxicas, inflamables, reactivas y volátiles. 25 toneladas de este compuesto se perdieron en la fuga afectando a la población cercana a la planta. Un dato relevante es que

INTRODUCCIÓN

inicialmente no había población en los alrededores, pero como la planta producía una fuente de trabajo importante, eventualmente los alrededores se poblaron provocando que los alcances del accidente fueran catastróficos. El resultado del accidente fue la muerte de 2,000 personas y el daño a otras 20,000 con problemas respiratorios y daño en los ojos.

Como se puede inferir, en muchas partes del mundo se han visto accidentes catastróficos con grandes consecuencias. México es uno de los países que ha tenido uno de los accidentes más grandes y nocivos para el medio ambiente, este accidente inicio el 20 de Abril del 2010 en la plataforma de perforación para la obtención de petróleo, el derrame del petróleo ocurrió debido a una explosión, dando como resultado que 4.9 millones de barriles de petróleo afectaron el golfo de México, la fuga se controló hasta el 15 de julio del 2010, sin embargo fue hasta el 19 de septiembre del 2010 cuando se selló por completo la fuga, dando como resultado un daño ambiental de proporciones inmensas; en la explosión inmediata 11 trabajadores murieron y 17 más resultaron lesionados y miles de peces, tortugas y aves murieron. El derrame tuvo un impacto también en la economía, afectando seriamente la pesca y el turismo. Este accidente afecto seriamente al ambiente, no solo por la muerte de grandes especies sino también por la muerte de plancton, el cual es un eslabón imprescindible en la cadena alimenticia. Debido al daño provocado al ambiente en el golfo de México, éste es uno de los accidentes más lamentables, y aunque se tomaron medidas para tratar de contener el impacto, las consecuencias seguirán dejando estragos por décadas.

A pesar de que los accidentes citados con anterioridad son muy diferentes, lo común en ellos es que las consecuencias que se tuvieron en el ambiente, para la población y en el sector económico fueron catastróficas, y esto conlleva a prestarle una merecida atención a la seguridad con la que están siendo efectuados los procesos industriales, para la cual los análisis de riesgo cuantitativo representan una buena alternativa para identificar, medir los riesgos y buscar las formas adecuadas de reducirlos o eliminarlos aumentando la seguridad de los procesos y reduciendo significativamente la posibilidad de un accidente. Por otra parte, es necesario generar estrategias que ayuden a disminuir el nivel de riesgo obtenido del análisis de riesgo. Morelia a pesar de no ser una ciudad muy industrializada cuenta con una zona industrial que ha quedado dentro de la ciudad. Actualmente en las industrias de la ciudad se han realizado sólo análisis de tipo cualitativo y no cuantitativo.

INTRODUCCIÓN

Un análisis de riesgo cualitativo identifica los posibles eventos que pueden causar daño y sus causas, pero no proporciona información numérica que permite cuantificar las causas, ni los accidentes, así como las posibles consecuencias de éstos, a diferencia de un análisis de riesgo cuantitativo que es el que proporciona una mayor información, ya que identifica los riesgos y evalúa las consecuencias de forma numérica, además evalúa los daños y el impacto de las consecuencias de forma numérica mediante frecuencias y probabilidades. Lo cual permite comparar los peligros, causas o consecuencias y priorizar de acuerdo al peligro que representan. No se han tenido informes de que se haya realizado un análisis de este tipo en un proceso industrial de la ciudad de Morelia y si se han realizado es probable que no se realicen con cierta frecuencia y no exista uno actualizado.

1.1 ANTECEDENTES

Actualmente se han hecho diferentes estudios con el objetivo de reducir el riesgo de un determinado proceso. Para la evaluación del riesgo se han propuesto varias metodologías, las cuales consideran métodos cualitativos y cuantitativos. En este sentido, Liwång et al. (2013) desarrollaron un análisis de riesgo cuantitativo para revisar la seguridad en los barcos respecto a la piratería marítima en Somalia, con el objetivo de realizar un análisis de riesgo más minucioso en comparación con el que se tenía en el código de seguridad internacional de barcos y puertos y con el objetivo de ver que tanto podía aumentar la seguridad y facilitar la selección efectiva de opciones para el control de riesgo. El estudio describe y analiza la probabilidad de que un barco sea sorprendido por aquellos que practican la piratería, determinan la probabilidad de que el método funcione y la probabilidad de que sea seguro el abordar el barco. Los resultados del análisis mostraron que había congruencia en las frecuencias y probabilidades que ya se tenían y que la aplicación de este método incrementaba la seguridad, evaluando las opciones del control y riesgos.

El análisis de riesgo cuantitativo ha sido ampliamente utilizado para evaluar los riesgos en diferentes economías. Las metodologías existentes realizan modificaciones en relación a la forma en la que las etapas del análisis son manejadas, además se plantean nuevas estrategias para calcular y obtener los diferentes parámetros utilizados en el análisis de riesgo. En este sentido,

INTRODUCCIÓN

Ordouei et al. (2014) publicaron un estudio sobre seguridad inherente con la idea de que un proceso con seguridad inherente es más económico, en el cual explican que la seguridad inherente es la seguridad esencial con la que un proceso debe contar, la cual se puede alcanzar mitigando los riesgos dentro del proceso, o en el diseño del proceso minimizar la cantidad de sustancias peligrosas en los flujos conformados por varios componentes (lo cual es un reto), sin embargo hace que el proceso sea seguro y protege el medio ambiente de los impactos potenciales del proceso. Para un análisis riguroso se requiere una gran cantidad de información, la aportación de este trabajo respecto a seguridad inherente se basa en el desarrollo de índices capaces de medir el riesgo con pocos datos en la fase de diseño del proyecto. Los índices fueron aplicados a un proceso químico de hidrogenación.

Otra aplicación del análisis de riesgo ha sido en el transporte de sustancias peligrosas, Liu et al. (2013) aplicaron una metodología para reducir el riesgo en el transporte de sustancias químicas peligrosas en el ferrocarril, las técnicas de reducción de riesgo tienen un costo asociado, sin embargo el beneficio se ve reflejado en la seguridad. El trabajo que desarrollaron consistió en un modelo de optimización para minimizar el riesgo y minimizar el costo asociado a ello.

El análisis de riesgo interfiere en varios campos y actividades, una de ellas es el riesgo asociado al mantenimiento dentro de las industrias. En este sentido, Hu et al. (2009) desarrollaron una metodología para hacer seguro el mantenimiento y que sea económicamente atractivo, el estudio se realizó en una planta petroquímica en la unidad de reacción mostrando como resultado que la mayoría de los equipos no estaban en las condiciones correctas para su operación, por lo que muestra que un análisis de este tipo debe efectuarse constantemente en la industria para identificar los equipos que presenten daño o no estén en las condiciones adecuadas de operación se les dé un mantenimiento de calidad aumentando la seguridad del proceso.

INTRODUCCIÓN

Por otra parte, se han desarrollado metodologías que utilizan el análisis de riesgo cuantitativo, con el propósito de disminuir el riesgo desde la etapa de diseño, de esta manera los trabajos presentados por Díaz-Ovalle et al. (2009), Díaz-Ovalle et al. (2010), Jung et al. (2011), Vázquez–Román et al. (2010), Lira-Flores et al. (2013), Martínez-Gomez et al. (2014), Medina-Herrera et al. (2014) y López-Molina et al. (2013) proponen modelos matemáticos para la ubicación óptima de instalaciones considerando aspectos económicos y de seguridad dentro de su formulación.

Una aplicación del QRA para la minimización del riesgo fue aplicado por Papazoglou et al. (2009), este análisis fue aplicado en el manejo industrial de sustancias peligrosas y desarrollaron una lista de causas inmediatas de incidentes y de eventos iniciadores de sustancias explosivas, así mismo desarrollaron medidas para prevenirlos. Los eventos iniciadores y las medidas son agrupadas dentro de categorías generales como: explosión debido a una onda de choque, radiación electromagnética, entre otras. Para determinar las consecuencias de los accidentes se usaron arboles de eventos. El análisis se aplicó a 14 industrias en Grecia teniendo buenos resultados en la mejora de la seguridad de cada planta.

Se han usado diferentes estrategias para reducir el riesgo en base a un estudio de riesgo cuantitativo. En este sentido, Abuswer et al. (2013) realizaron un estudio sobre el polvo y las explosiones industriales con el objetivo de prevenir y mitigar las consecuencias que estas pudieran generar y las medidas de seguridad para mitigar el riesgo. Ellos ordenaron, de una forma jerárquica, las medidas de seguridad inherente y los dispositivos diseñados para obtener una seguridad pasiva y activa, así como también propusieron un procedimiento ordenado sobre las medidas que se deben de tomar. El estudio fue aplicado a un industrial de polietileno para mostrar como las medidas de seguridad inherente ayudan a disminuir el riesgo, determinando que la minimización del polvo en el proceso y la reducción de las consecuencias de una explosión son de primordial importancia.

Las estrategias para la reducción del riesgo también han sido aplicadas a la industria petroquímica. En este sentido Yet-Pole et al. (2009) evaluaron con un software para fuego y explosiones y un análisis de riesgo cuantitativo el riesgo en diferentes escenarios en una planta petroquímica, el resultado fue que de acuerdo al conocimiento del peligro en cada área se pudo proponer un plan de emergencia como respuesta a ese riesgo, con ayuda de una simulación

INTRODUCCIÓN

dinámica 3D para las consecuencias se concluyó que la planta puede ser exitosamente mejorada implementando las estrategias de control preventivas.

Como se puede notar en los diversos estudios que se han generado en lo que respecta al análisis de riesgo, recientemente se han evaluado y propuesto medidas para aumentar la seguridad en diferentes áreas. Particularmente los análisis de riesgo cuantitativo y su aplicación al área química industrial han dado buenos resultados con las diferentes metodologías y propuestas para una evaluación y mitigación del riesgo.

1.2 JUSTIFICACIÓN

Anteriormente las industrias eran instaladas lejos de lugares poblados; sin embargo, con el incremento de la población, las manchas urbanas han envuelto prácticamente a estas zonas industriales, poniendo en peligro la integridad de estas poblaciones. Se tiene un amplio registro de accidentes industriales que han afectado de forma fatal a las poblaciones que se encuentran en la cercanía de éstas. El problema anterior es común en todo el mundo, de tal manera que es necesario generar metodologías para evitar que estos accidentes ocurran y de esta manera evitar el daño a poblaciones. La problemática anterior es un motivo importante para realizar un análisis de riesgo cuantitativo debido a que es necesario identificar los peligros existentes en el proceso para evitar consecuencias hacia el personal que trabaja en la planta así como para las personas que habitan en el entorno de la planta. Por otra parte, es necesario considerar dentro del estudio las industrias vecinas con la finalidad de evitar accidentes tipo domino.

Cuando se produce un accidente en una industria, además del desprestigio que trae consigo a la industria, se tiene la pérdida de producción, lo cual es desfavorable debido a la competencia que existe entre otras empresas. Por lo que un accidente provoca pérdidas económicas relacionadas al daño en las instalaciones, al equipo que opera en la planta y al personal que allí labora. Por eso es que un proceso seguro es un proceso que asegura que la producción de una planta sea eficiente y que se evite la pérdida de sumas importantes de dinero, tratando de mitigar o solucionar los efectos de un accidente.

INTRODUCCIÓN

Por otra parte, es necesario mencionar que los análisis de riesgo, aunque tienen una metodología general, resultan muy específicos para las economías a analizar. En cuanto a las economías de aceites vegetales existen pocos análisis de riesgos, de tal manera que es necesario generar metodologías que no sólo consideren la elaboración del análisis de una economía en específico sino que también propongan una estrategia para la reducción del riesgo inherente a ésta. En este sentido, el trabajo presente, aparte de aplicar un análisis de riesgo cuantitativo para considerar el riesgo y los peligros existentes en la planta, propone también una forma de reducirlo sin que el proceso se vea afectado.

1.3 HIPÓTESIS

Mediante un análisis de riesgo cuantitativo (ARC) es posible determinar el nivel de riesgo social asociado al proceso de refinación de aceite vegetal, esto debido a que el ARC es una metodología que cuantifica el riesgo de todo el proceso, proporcionando parámetros numéricos que son útiles para comparar y determinar el nivel de riesgo existente en un determinado proceso.

1.4 OBJETIVOS

General

Realizar un análisis de riesgo cuantitativo aplicado a una planta de refinación de aceite comestible con el propósito de conocer su nivel de riesgo e implementar una estrategia para la reducción del riesgo.

Individuales

- Proponer una metodología que permita cuantificar el riesgo inherente en una planta de refinación de aceite.
- Proponer mejoras al proceso de refinación de aceite que permita disminuir el riesgo inherente al proceso.
- Evaluar las consecuencias de los posibles accidentes en términos de riesgo social e individual.

Capítulo 2. MARCO TEÓRICO

2.1 ANÁLISIS DE RIESGO CUANTITATIVO

El Análisis de Riesgo Cuantitativo (ARC) es una herramienta que tiene como objetivo específico la revisión cuantitativa de los riesgos que pueden presentarse en la industria de procesos. Esta herramienta ayuda a cuantificar los distintos riesgos que pueden ocurrir en una determinada industria de proceso, siendo ésta la razón más importante para la aplicación de la metodología del Análisis de Riesgo Cuantitativo en virtud de la seguridad industrial. Identificar los escenarios de los incidentes y sus consecuencias e impacto mediante probabilidades y frecuencias así como el impacto que éstas generan son a grandes rasgos los requisitos de un análisis de riesgo cuantitativo. En los últimos 15 años, la metodología del ARC ha evolucionado mucho desde que comenzó en la industria aeroespacial, electrónica y nuclear. Los análisis de riesgo más extensos sobre potenciales catástrofes se han realizado en la industria nuclear, donde las Evaluaciones de Riesgos Probabilísticas (*Probabilistic Risk Assessment, PRA*) no son extrañas. La Guía de Procedimientos de PRA (NUREG, 1983) es el manual definitivo de las técnicas utilizadas en la industria nuclear. NUREG (1985) es un documento similar, publicado mayormente para que lo usen las agencias reguladoras en el campo nuclear, y también se ha publicado una revisión del status de la PRA en la industria nuclear (Ballard, 1987). La clave del ARC es un concepto sencillo que ofrece métodos para contestar las siguientes cuatro preguntas:

- 1.-¿Qué puede salir mal?
- 2.-¿Cuáles son las causas?
- 3.-¿Cuáles son las consecuencias?
- 4.-¿Cuál es la probabilidad de que ocurra?

Una relativa aplicación del ARC es la comparación de las estrategias para la reducción del riesgo. Algunas organizaciones también usan el ARC en un sentido absoluto para confirmar que se han alcanzado metas referentes al riesgo: Una mayor reducción del riesgo, más allá de las metas anteriores, puede ser apropiada donde un análisis del costo-efectividad lo permita.

MARCO TEÓRICO

La aplicación de todo el conjunto de técnicas del ARC comprende una revisión cuantitativa de los riesgos que pueden hallarse en una instalación, que van desde incidentes frecuentes de bajas consecuencias, hasta incidentes grandes y poco comunes, utilizando una metodología uniforme y consistente. Una vez identificados los procesos del riesgo, las técnicas del ARC pueden ayudar a centrar-enfocar los estudios de control de riesgo. Los mayores contribuyentes del riesgo pueden ser identificados, y pueden hacerse recomendaciones y tomarse decisiones en cuanto a medidas correctivas sobre bases objetivas y consistentes.

El ARC es una tecnología naciente dentro del CPI y hay variaciones de la terminología en la literatura publicada, lo que puede llevar a confusión. Por ejemplo, mientras el “riesgo” viene definido como: “una medida de pérdida económica o humana en términos de posibilidad del incidente y de magnitud de la pérdida”, los lectores deben estar conscientes de que también se utilizan otras definiciones. Por ejemplo, Kaplan y Garrick (1981) han discutido una infinidad de posibles definiciones de “riesgo”. Así, se dice que:

- Riesgo es una combinación de incertidumbre y daño.
- Riesgo es una relación de peligros y medidas de seguridad.
- Riesgo es una triple combinación de evento, probabilidad y consecuencia.

En el ARC, el riesgo se define en función del escenario propuesto, la consecuencia y la frecuencia estimada:

$$\text{Riesgo} = F(s, c, f)$$

Sí bien un análisis de riesgo cuantitativo evalúa el impacto de las consecuencias de los incidentes, éste es usado para otros objetivos tales como la implementación de estrategias para la reducción del riesgo y confirmar que un área es segura, proporciona conocimiento sobre que tanto se debe reducir el riesgo para ser considerado aceptable y de esta forma la reducción del riesgo se ve favorecida cuando se hace un estudio de costos de manera efectiva.

2.1.1 ANÁLISIS DE RIESGO CUANTITATIVO Y CUALITATIVO

Un análisis de riesgo cualitativo se basa en la identificación de los peligros existentes en un sistema y en la determinación de sus causas, proporcionando características cualitativas de los riesgos asociados a un determinado proceso, sin determinar cuantitativamente la consecuencia. Por otra parte, el análisis de riesgo cuantitativo además de identificar los principales peligros existentes, evalúa de manera cuantitativa el nivel de riesgo de la planta. Es necesario mencionar que realizar un análisis de riesgo cuantitativo, es un análisis caro y laborioso. Hacer un análisis de riesgo cualitativo puede ser práctico o laborioso, sin embargo dependiendo de los objetivos iniciales se pueden obtener resultados adecuados para identificar los peligros usualmente de una forma sencilla en comparación con el cuantitativo que requiere más información, entre los métodos de análisis cualitativos más empleados se encuentran HAZOP, CHECK LIST, WHAT IF, entre otros. Los métodos cualitativos anteriores identifican los riesgos y sus causas, sin embargo una vez que se han identificado todos los riesgos, usualmente se debe decidir cuáles riesgos son los que se van a tratar, y a cuáles riesgos hay que darle prioridad, ya que algunos riesgos representan impactos más fuertes que otros y en las industrias no siempre es posible tratar todos los riesgos existentes. Sin embargo, con los métodos cualitativos no siempre es obvio ni sencillo tomar estas determinaciones, por lo que una de las ventajas que representa el análisis de riesgos cuantitativo sobre el cualitativo es ésta, ya que numéricamente se identifican y se miden los riesgos haciendo posible ponderarlos y a su vez dando un elemento más para decidir donde es más viable invertir cuando la industria no cuenta con el capital suficiente para cubrir todos los riesgos. El ARC proporciona una mayor información sobre el riesgo que se evalúa, ya que no solo es posible determinar la consecuencia si no también la probabilidad de que este accidente suceda.

Entre la información más importante que un ARC proporciona es el valor numérico que mide el nivel de riesgo individual, pudiendo conocer de esta forma el nivel de riesgo a varias distancias a partir de un accidente, la importancia de este parámetro es que éste puede compararse con los parámetros internacionales de riesgo aceptable. El parámetro de riesgo aceptable para la determinación del riesgo individual nos dice el nivel de riesgo que es tolerado en un proceso. Así, un análisis de ARC proporciona un nivel de riesgo que se puede comparar y de esta forma determinar qué tanto y de qué manera es posible reducir los riesgos determinados.

MARCO TEÓRICO

Eliminar todos los riesgos de las industrias no siempre es posible, hay riesgos cuyas consecuencias tienen un impacto menos significativo que otros, y existen riesgos los cuales son inaceptables, un ARC proporciona ventajas superiores comparadas con un cualitativo.

2.2 SEGURIDAD INHERENTE

Dentro de una planta de proceso existe una gran variedad de peligros, de los cuales los de carácter mecánicos (equipos en movimiento) y químicos (incluyen fuego y explosión así como liberación de sustancias tóxicas), son los más comunes y éstos son los que deben ser disminuidos o eliminados. En este sentido, se han propuesto metodologías que ayudan a minimizar el nivel de riesgo asociado a los procesos químicos desde la etapa de diseño. Sin embargo, es necesario mencionar que el riesgo cero no existe, es decir, siempre que exista un proceso determinado existirá un peligro y con éste un riesgo. De esta manera, cuando se reduce el riesgo en un determinado proceso, se habla de que el riesgo de este proceso fue reducido hasta un riesgo aceptable, pero no eliminado totalmente. El concepto llamado “seguridad inherente”, el cual fue introducido por primera vez en diciembre de 1977 por Trevor Kletz (ver AIChE₁₀₀), es el enfoque más cercano a un riesgo cero. La principal filosofía de este concepto se debe a que en lugar de controlar el riesgo se debe evitar: “Lo que no tienes no se puede fugar”, es el principal lema de esta filosofía. Como la seguridad perfecta no puede ser alcanzada, en la práctica es común hablar acerca de un diseño inherentemente seguro. Los cuatro principios de este concepto son los siguientes:

- 1.- **Minimizar:** Reducir la cantidad de materiales peligrosos presentes en cualquier momento.
- 2.- **Substituir:** Reemplazar un material con otro menos peligroso, por ejemplo, limpiar con agua y detergente y no con un solvente inflamable.
- 3.- **Moderar:** Reducir la potencia de un efecto, por ejemplo, usar un líquido frío en vez de un gas a alta presión, o usar un material de forma diluida y no concentrada.

MARCO TEÓRICO

4.-**Simplificar:** Diseñar para evitar los problemas más que agregar equipo o características adicionales para manejarlos. Integrar opciones y usar procedimientos complejos sólo si ellos son realmente necesarios.

Capítulo 3. METODOLOGÍA

El análisis de riesgo cuantitativo consta de cinco etapas fundamentales, donde la complejidad de cada etapa depende de la profundidad del análisis de riesgo.

Las etapas del análisis del riesgo son las siguientes:

- Descripción del sistema.
- Selección de unidades (si se desea priorizar).
- Identificación de incidentes.
- Evaluación de la consecuencia.
- Cálculo del riesgo.

En la **Figura 1** se muestran las etapas del análisis de riesgo cuantitativo, así como las herramientas e información que se requiere para evaluar cada etapa, posteriormente se explica de manera detallada cada etapa y la forma en la cual fue evaluada. Cabe mencionar que para propósitos de este trabajo se consideró un análisis de riesgo cuantitativo a través del enfoque de priorizar las instalaciones de mayor peligro.

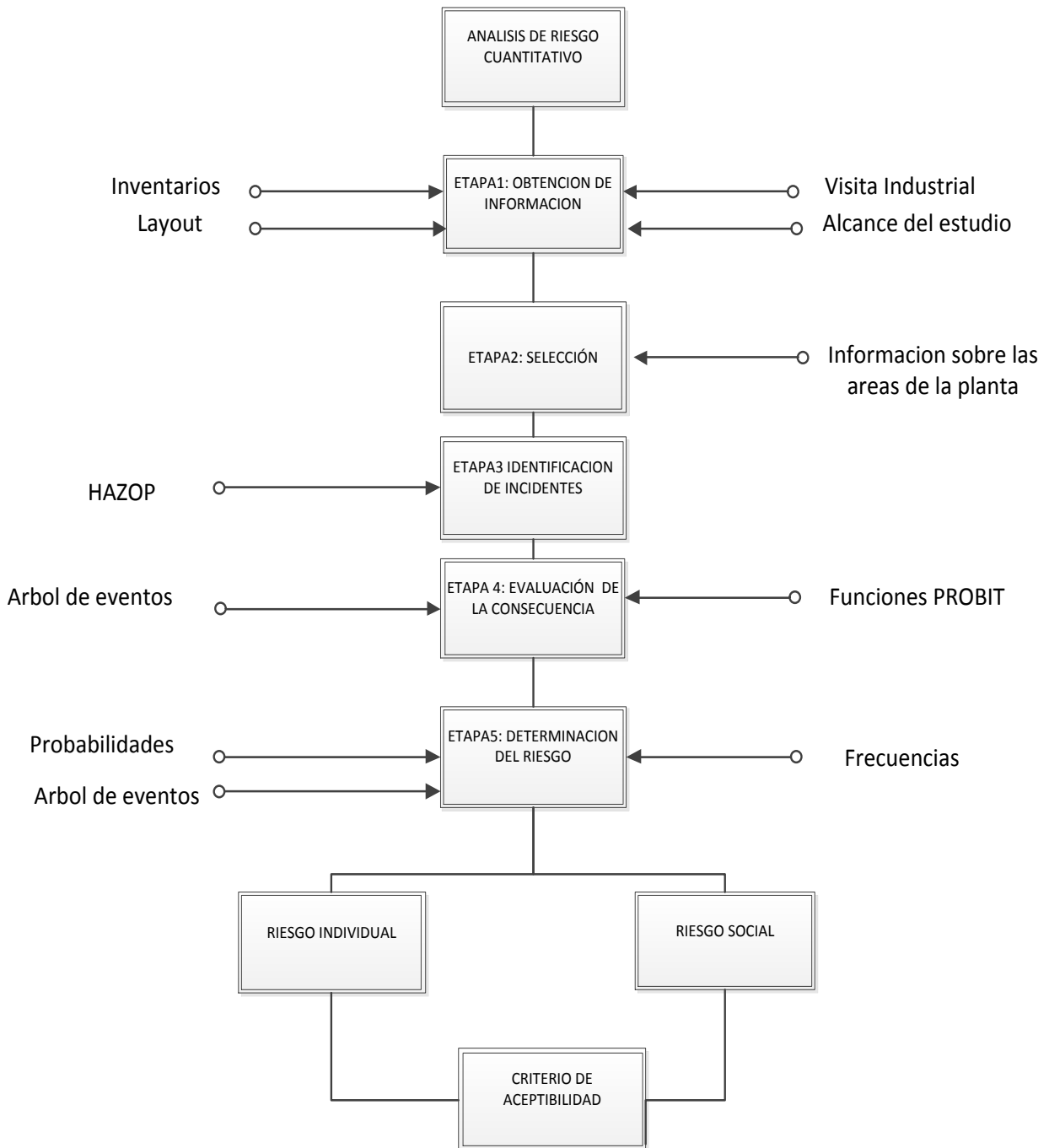


Figura 1. Algoritmo de evaluación del QRA.

ETAPA 1.- DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA

La primera etapa consiste en la descripción del proceso, con el propósito de conocer las instalaciones que lo conforman, las materias que intervienen dentro del proceso, los diagramas de flujo y de tuberías; las condiciones de operación y almacenamiento, en esta etapa es necesario recaudar información referida a las propiedades peligrosas de los materiales (fichas de seguridad). Por otra parte, es necesario establecer la profundidad del análisis.

SELECCIÓN DE LA PROFUNDIDAD DEL ESTUDIO

La profundidad de un análisis de riesgo cuantitativo puede ser simple o muy compleja, esto depende principalmente de la información que se tenga y la etapa en la que el proceso en estudio se encuentre. En otras palabras, éste depende de los datos que se puedan tener del proceso así como de las características del sistema en estudio. Por ejemplo, la complejidad del análisis de riesgo no será la misma para un proceso que se opera en una planta en construcción o en expansión, si la planta ya tiene un área fija determinada, o cierto tiempo haciendo el proceso. Ya que en cada caso se tienen peligros diferentes a evaluar.

Los principales factores a analizar para determinar la profundidad y complejidad del estudio son:

- La profundidad o complejidad del análisis que dependerá de la selección de los modelos a seguir para la evaluación de las consecuencias.
- El número de incidentes seleccionados. Para seleccionar el número de incidentes a evaluar, si se tiene una lista grande se hace más complejo el estudio a diferencia de si se seleccionan grupos de accidentes. La complejidad baja más cuando el número de incidentes es muy limitado.

A grandes rasgos, las características en la selección de la profundidad del estudio se resumen en las siguientes:

- 1.- Conjunto representativo de incidentes.
- 2.- La complejidad de los modelos para el estudio.
- 3.- La técnica a usar para estimación del riesgo.

ETAPA 2: SELECCIÓN DE UNIDADES PARA EL ARC

Es importante realizar el análisis de riesgo cuantitativo a toda la planta, sin embargo en su mayoría es complicado atender económicamente todos los peligros existentes. La importancia de seleccionar unidades para el ARC radica en priorizar las de mayor peligro, reduciendo el riesgo de éstas. Para la selección de las unidades para el ARC, se divide la planta en zonas de estudio (Unidades de proceso y almacenamiento). El método para la selección de las unidades se basa en la cantidad de riesgo intrínseco que tienen las unidades, así como el riesgo que aporta a la planta. En el diagrama de la **Figura 2** se enlista la secuencia de cálculo para la selección de las unidades. El método proporciona las instalaciones más peligrosas existentes dentro del proceso.

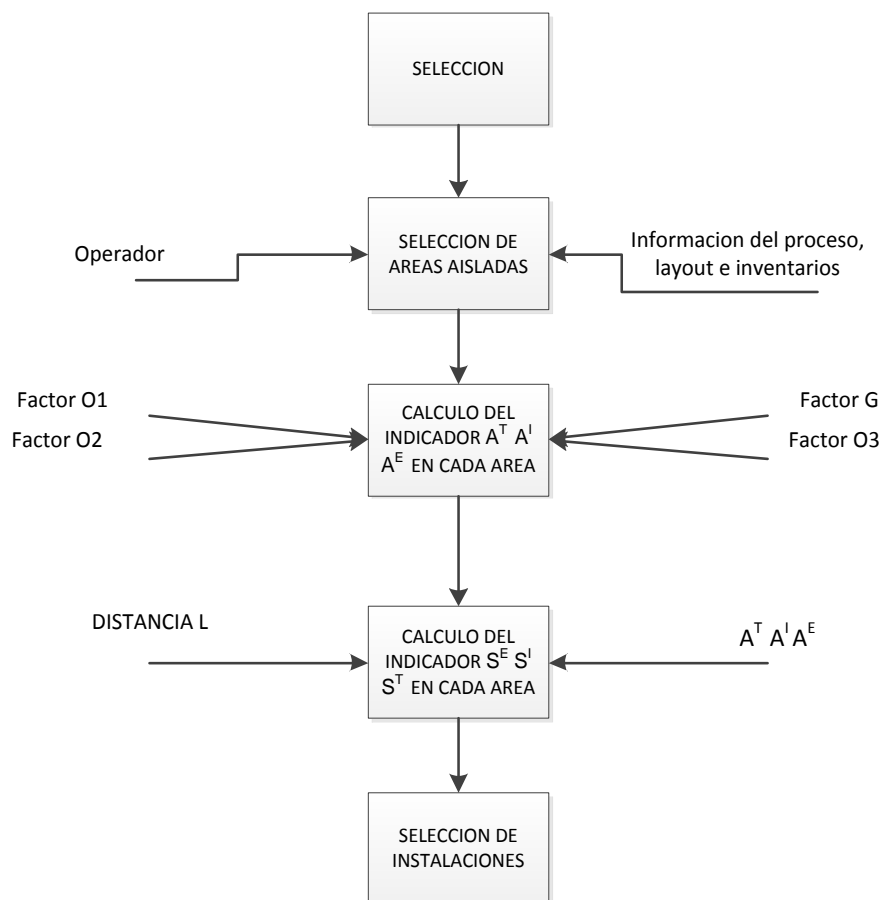


Figura 2. Selección de unidades.

Selección de áreas aisladas

Definiremos como “áreas aisladas” a todas aquellas instalaciones (almacenamiento y proceso) que en caso de que ocurra una liberación de energía o masa puedan ser aisladas, evitando que éstas sean afectadas en cierta medida por los efectos de la liberación de materia o energía.

Una vez seleccionadas las áreas aisladas, se procede a calcular el indicador A, el cual considera la cantidad de materia asociada, las condiciones de operación y/o almacenamiento de la instalación y el tipo de instalación. A continuación se describe las ecuaciones para el cálculo de este indicador:

$$A_i = \frac{O_1 * O_2 * O_3 * Q}{G} \quad (1)$$

Dónde A es el indicador de riesgo intrínseco. Por lo que A^T_i , A^I_i , y A^E_i representan el valor intrínseco del riesgo de acuerdo a toxicidad, inflamabilidad y explosividad de cada sustancia y Q es la cantidad de sustancia presente en la instalación Kg.

Selección del factor O1

- Sí el área es un área de proceso O1= 1.
- Sí el área es un área de almacén O1= 0.1.

Selección del factor O2

- Sí la instalación es cerrada O2= 1.
- Sí la instalación es abierta O2= 0.1.
- Sí la instalación a analizar está sobre un muelle o carretera con una T del proceso menor que la temperatura de ebullición a condiciones atmosférica más 5 °C. O2= 0.1.
- Sí la instalación a analizar está sobre un muelle o carretera con una T del proceso mayor que la temperatura de ebullición a condiciones atmosféricas más 5 °C. O2= 1.

METODOLOGÍA

Selección del factor O3

- Sí la sustancia está en fase gas $O3=10$.
- Sí la sustancia está en fase líquida:
Sí la temperatura de saturación del proceso es de 3 bar o mayor $O3=10$
Sí la temperatura de saturación del proceso está entre 1 y 3 bar $O3=X + \Delta$

$$\text{Dónde: } X = 4.5 * P_{sat} - 3.5 \quad (2)$$

- Sí la temperatura de saturación del proceso es menor de 3 bar $O3= P_{sat} + \Delta$

Donde Δ depende de la Temperatura de ebullición:

- Sí $-25^{\circ}\text{C} \leq T_b$ $\Delta= 0$
 - Sí $-75^{\circ}\text{C} \leq T_b < -25$ $\Delta= 1$
 - Sí $-125^{\circ}\text{C} \leq T_b < -75$ $\Delta= 2$
 - Sí $< -125^{\circ}\text{C}$ $\Delta= 3$
- Sí la sustancia está en fase sólida $O3= 0.1$

P_{sat} debe estar en bares y las presiones consideradas deben ser absolutas.

Selección del factor G¹

- Para sustancias inflamables $G= 10,000$ kg
- Para sustancias explosivas $G= 1,000$ kg TNT
- Para sustancias tóxicas: el valor de G depende del LC_{50} y G tendrá el valor indicado en la Tabla 1 de acuerdo al valor del LC_{50} de la sustancias y a la fase en la que se encuentren.

¹ Factor G: medida de las propiedades peligrosas de una sustancia basados en propiedades físicas, tóxicas, inflamables, y explosivas.

‘‘Tabla1. Determinación del valor límite G

LC 50 (rat,Inh,1 hra)(mg m ⁻³)	Fase a 25°C	Valor límite G (kg)
LC≤100	gas	3
	líquido (L)	10
	líquido(M)	30
	líquido(H)	100
	sólido	300
100 <LC≤ 500	gas	30
	líquido (L)	100
	líquido(M)	300
	líquido(H)	1000
	sólido	3000
500 <LC≤ 2000	gas	300
	líquido (L)	1000
	líquido(M)	3000
	líquido(H)	10000
	sólido	∞
2000 <LC≤ 20000	gas	3000
	líquido (L)	10000
	líquido(M)	∞
	líquido(H)	∞
	sólido	∞
LC>20 000	todas las fases	∞

Después se calcula A^T A^I A^E de cada instalación:

$$\bullet \quad A^T = \sum A_i^T \quad A^I = \sum A_i^I \quad A^E = \sum A_i^E \quad (3)$$

El indicador A proporciona el riesgo intrínseco de la instalación, sin embargo es necesario calcular el riesgo que esta instalación aporta al resto de la planta. El indicador S proporciona dicho riesgo, éste realiza una estimación por medio del cálculo de un índice tomando como referencia la frontera de la planta, determinando de esta manera, el impacto que tendría dicha instalación en torno a la totalidad de la planta. De tal manera que valores elevados de S representan instalaciones de mayor riesgo.

Calculo del indicador S^T :

$$S^T = \left(\frac{100}{L}\right)^2 A^T \quad (4)$$

$$S^E = \left(\frac{100}{L}\right)^3 A^E \quad (5)$$

$$S^I = \left(\frac{100}{L}\right)^3 A^I \quad (6)$$

Dónde:

S= es un indicador del peligro existente entre el área aislada y una localización específica de la planta. Y los tres factores de S pueden aparecer para una sola instalación.

A^T = indicador de riesgo intrínseco por toxicidad.

A^E = indicador de riesgo intrínseco por explosión.

A^I = indicador de riesgo intrínseco por inflamabilidad.

L= distancia entre la instalación aislada y puntos específicos en la planta en m².

Para obtener L se divide el perímetro de la planta en segmentos iguales de 50 metros

Selección de las instalaciones por medio del parámetro S

El cálculo de los factores S proporciona un valor para cada segmento de S^T , S^E y S^I , por cada instalación, sí es que existe el riesgo por explosividad, inflamabilidad y toxicidad (ver fichas de seguridad en el apéndice C). Por ejemplo, sí las sustancias presentes en una instalación sólo son inflamables, sólo aparecerá el factor de S^I en esa área. Por lo que para el segmento uno tendremos 21 valores de S (3 por cada área sí existen las tres S) y de acuerdo a los valores de S

METODOLOGÍA

se tomará como el área más peligrosa la que cuente con el valor de S más alto, y el área cuyo valor de S sea igual o mayor del cincuenta por ciento del mayor valor de S. A continuación se cita sólo una parte la tabla a manera de ejemplo:

Tabla 6.1 Distancia de instalaciones

Núm.	S _T ¹	S ¹	S ² ^T	S ² ^I	S ² ^E	S ³ ^I	S ⁴ ^I	S ⁴ ^E	S ⁵ ^I	S ⁵ ^E	6S ^I	7S ^I	SELECCION
1	0	3.73	0.07	0.29	0.02	2.64	0.16	5.95	1.34	13.40	78.91	0.06	6S
2	0	4.46	0.08	0.37	0.03	3.41	0.27	7.06	2.50	25.00	515.50	0.11	6S
3	0	4.31	0.08	0.33	0.02	3.00	0.26	6.93	2.34	23.44	181.80	0.17	S6
4	0	4.20	0.07	0.29	0.02	2.47	0.21	6.42	1.71	17.13	47.71	0.11	6S
5	0	9.51	0.13	0.72	0.05	4.51	0.59	9.15	4.80	48.03	49.05	0.11	6S,5S]

La importancia de evaluar la inflamabilidad, explosividad y toxicidad se debe a que sí sólo se considera por ejemplo: inflamabilidad y explosividad, para la selección, es posible que no se considere una instalación que debido a la toxicidad tenga un riesgo mayor que el que tendría considerando la inflamabilidad y explosividad, un ejemplo sería el cloro gaseoso, el cual no es inflamable pero es altamente tóxico.

ETAPA 3.- IDENTIFICACIÓN DE INCIDENTES

Los incidentes pueden ser determinados a partir de diferentes técnicas, entre las cuales se encuentra HAZOP, el cual es un método de análisis cualitativo que se basa en determinar las situaciones de peligro e identifica las causas de una forma sistemática mediante palabras guía: más, menos, no. El método de HAZOP considera que las situaciones de peligro son provocadas a partir de una desviación de las variables del proceso.

Además de determinar las causas, también determina las consecuencias en términos cualitativos, así como las acciones requeridas para atender esa desviación.

ETAPA 4.- EVALUACIÓN DE LA CONSECUENCIA

HAZOP proporciona los incidentes que pueden ocurrir en el sistema, el siguiente paso en el análisis es determinar las condiciones o el escenario en el que el incidente ocurre (diámetro de agujero, flujo, fases, motivo, tiempo, etc.). Determinado lo anterior, se proceden a evaluar los posibles accidentes que pueden provocar un incidente, calculando las variables físicas de éste y

METODOLOGÍA

evaluando la repercusión que éstas tienen en personas e instalaciones mediante el uso de modelos de vulnerabilidad² (ver **Figura 3**).

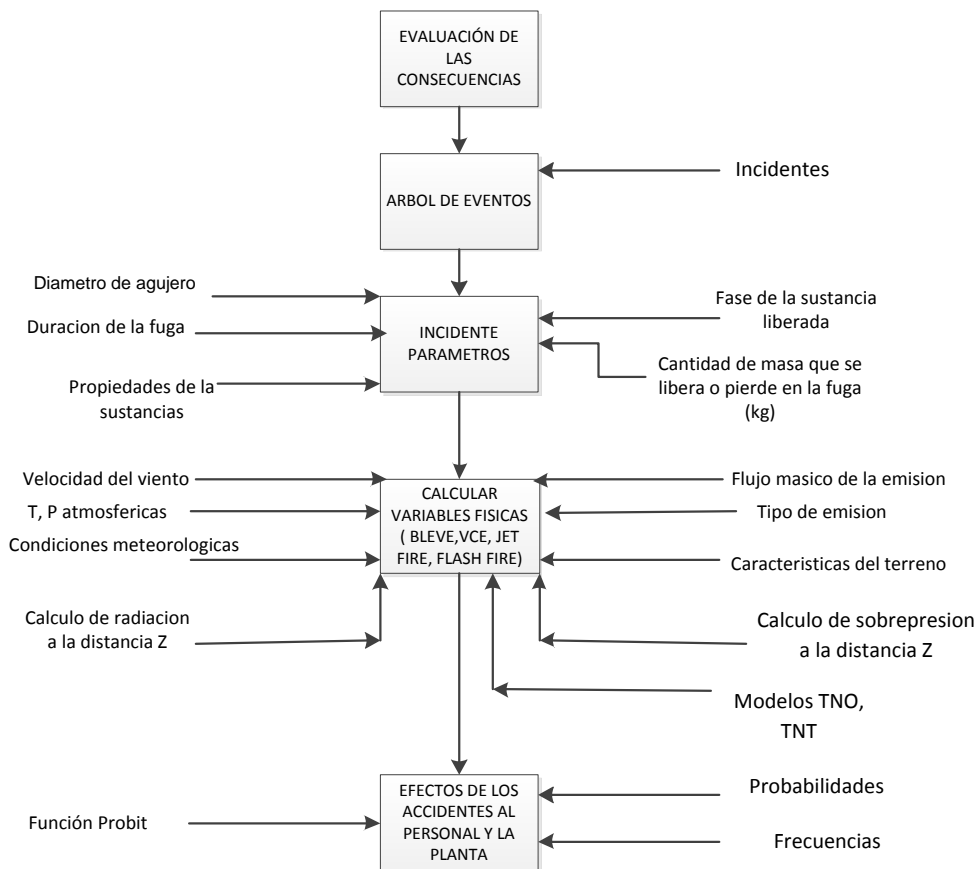


Figura 3. Calculo de la consecuencia.

Paso 1.- Árbol de eventos.

El árbol de eventos es un modelo gráfico que identifica y cuantifica (frecuencias y probabilidades) los posibles accidentes a partir de la ocurrencia de un incidente. HAZOP proporciona los incidentes más probables que pueden ocurrir en determinado proceso o

² Modelos de vulnerabilidad: modelos para determinar la consecuencia de los accidentes basado en un criterio determinado

METODOLOGÍA

instalación y con la ayuda del árbol de eventos es posible encontrar los principales accidentes que ocasionarían estos incidentes, dadas ciertas circunstancias (ver **Figura 4**).

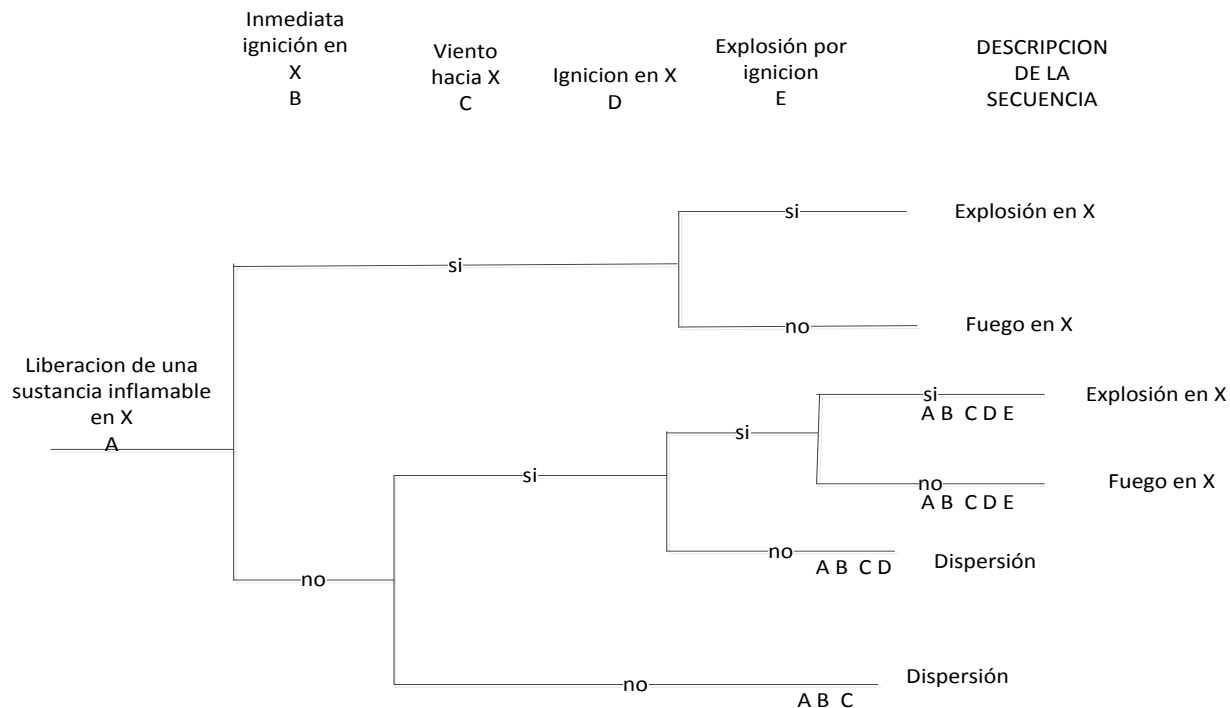


Figura 4. Ejemplo de árbol de eventos.

JET FIRE: Este accidente resulta de la combustión de la liberación continua de materia que estaba sometida a un proceso de alta presión, la sustancia alcanza una fuente de ignición y genera un dardo de fuego.

VCE y FLASH FIRE:³ Este accidente ocurre cuando existe una liberación de material inflamable, sí el material se encuentra en fase líquida y es de alta volatilidad, éste comenzará a evaporarse, formando una nube de vapor la cual estalla al entrar en contacto con una fuente de ignición. La diferencia entre VCE y FLASH FIRE se debe a la velocidad en la que ocurre, la cual está influenciada por las condiciones meteorológicas. VCE produce sólo como resultado la

³ VCE= *vapor cloud explosion*, FLASH FIRE= incendio repentino causado por la ignición de una sustancia inflamable dispersa en el aire.

METODOLOGÍA

formación de la bola de fuego, y no genera onda de sobrepresión, por su parte VCE sí produce onda de sobrepresión así como bola de fuego.

BLEVE: Este tipo de explosión se da por la liberación repentina de material líquido sobrecalentado y presurizado, usualmente la causa principal es el contacto del recipiente con fuego externo y sobrellenado así como daño por impacto. BLEVE no puede ocurrir con sustancias por debajo de su punto normal de ebullición. Cuando el incidente ocurre, se forma una bola de fuego por la cantidad de material inflamable que se libera de forma repentina, y se genera una onda de sobrepresión además de la liberación de fragmentos del recipiente. La sobrepresión que se tiene a causa de la explosión es pequeña comparada con la radiación, por lo que usualmente la principal variable física a medir es la radiación.

La determinación de los escenarios para los accidentes se realizó a través del modelo de dispersión y el cálculo de la radiación y sobrepresión se hicieron con ayuda del software SCRI EMISIONES y SCRI FUEGO. Los datos que el programa pide son los datos necesarios para establecer el escenario, el programa calcula la dispersión y obtiene los valores a diferentes distancias de radiación y sobre presión. Los resultados de los modelos se pueden ver en el apéndice C.

Paso 2. Parámetros de los incidentes.

Para la selección del escenario (condiciones en las que ocurre el accidente), en primera estancia se necesita conocer y establecer parámetros tales como: la cantidad de sustancia que se libera, las condiciones climáticas, el tamaño de orificio por el cual ocurre la pérdida de material, tiempo de duración de la fuga, la temperatura, presión, el calor de combustión, los límites de inflamabilidad, si es explosiva o inflamable la sustancia.

El cálculo riguroso de la cantidad de masa que se libera así como el de su temperatura y presión varía con el tiempo, sin embargo se puede establecer la temperatura y presión en el momento de la fuga como únicas, y establecer el cálculo para toda la masa contenida en el recipiente antes de la ruptura. En este caso se hacen las consideraciones ya citadas. Las propiedades de las sustancias se pueden conocer mediante las hojas de seguridad. Para determinar la duración de la fuga cuando es continua, ésta se considera de 10 min de acuerdo a los estándares federales de seguridad (1980, LNG).

METODOLOGÍA

No existe una metodología específica para conocer el tamaño de agujero de la fuga del material, por lo que se pueden plantear diferentes escenarios variando este parámetro o tomando valores estadísticos. En base al World Bank (1985) se puede proponer un tamaño de agujero de acuerdo al tamaño de la tubería o del tanque, por ejemplo para tuberías de 2-6 pulgadas se consideran tamaños de 5 mm, 25 mm y ruptura total de la tubería.

Paso 3. Determinación de las variables físicas de los accidentes

Calculo de Variables Físicas

VCE

Se usa el modelo de TNT para calcular la masa equivalente de la liberación de material:

$$W = \left(\frac{nME_c}{E_{TNT}} \right) \quad (7)$$

Dónde:

W= masa equivalente de TNT (kg o lb)

n= factor de eficiencia de la explosión se considera en un rango de 1 a 10%. Para este caso se considera de 10 % porque se determinó el peor escenario.

M= masa del hidrocarburo (kg o lb)

Ec= calor de combustión del gas inflamable (kJ/kg o BTU/lb)

E_{TNT}= calor de combustión del TNT (4437-4765 kJ/kg O 1943-2049 BTU/lb)

Posteriormente, con la masa del TNT, se pueden evaluar diferentes parámetros a distintas distancias tales como la sobrepresión, impulso específico, tiempo de llegada de choque, tiempo de duración de la sobrepresión en fase positiva. La sobrepresión es la variable física de interés, ya que en base a ésta se pueden determinar el grado de afectación a las personas e instalaciones. Para obtener la sobrepresión se aplica la siguiente formula:

$$\log_{10} p^0 = \sum_{c_i}^{11} C_i (a + b \log_{10} + Z)^i \quad (8)$$

Donde las constantes C_i , a y b se obtienen de las **Tablas 2 y 2.b**. Los parámetros del modelo de TNT y la Z se obtienen de la siguiente manera:

$$Z = \left(\frac{R}{W^{1/3}} \right) \quad (9)$$

Donde Z es la distancia escalada, R es la distancia en m, W es la masa calculada de TNT. El objetivo de encontrar Z es encontrar los perfiles de sobrepresión respecto a la distancia.

Tabla 2. Parámetros del modelo TNT

FUNCIÓN					
Cte	Rango	Sobre presión P^0 (kPa)	Impulso I^p (Pa.s)	Tiempo t^d (ms)	Tiempo de llegada t^a (ms)
	1	.0674 ≤ Z ≤ 40	.0674 ≤ Z ≤ .955	.178 ≤ Z ≤ 1.01	.0674 ≤ Z ≤ 40
	2		.955 ≤ Z ≤ 40	1.01 ≤ Z ≤ 2.78	
	3			2.78 ≤ Z ≤ 40	
a	1	-0.214362789	2.067619087	1.929461541	-0.020242572
	2		-1.947088467	-2.124925252	
	3			-3.536262181	
b	1	1.3503425	3.076032967	5.250991939	1.377842236
	2		2.406977454	9.299628861	
	3			3.463497456	
Co	1	2.780769166	2.525562093	-0.614227604	-0.059163429
	2		1.672816459	0.315409246	
	3			0.686906642	
c1	1	-1.695898874	-0.502992764	0.130143718	1.357064963
	2		-0.384519027	-0.029794427	
	3			0.09330353	
c2	1	-0.154159377	0.171335645	0.134872512	0.052492799
	2		-0.026081671	0.030632955	
	3			-0.000584942	
c3	1	0.514060731	0.04501177	0.039157428	-0.196563956
	2		0.005957988	0.018340557	
	3			-0.00226885	

METODOLOGÍA

c4	1	0.098855437	-0.011896463	0.004759227	-0.060177005
	2		0.014544526	-0.017396467	
	3			-0.002995909	

Tabla 2.b Parámetros del modelo TNT

FUNCIÓN					
Cte	Rango	Sobre presión P ⁰ (kPa)	Impulso I ^p (Pa.s)	Tiempo t ^d (ms)	Tiempo de llegada t ^a (ms)
	1	.0674 ≤ Z ≤ 40	.0674 ≤ Z ≤ .955	.178 ≤ Z ≤ 1.01	.0674 ≤ Z ≤ 40
	2		.955 ≤ Z ≤ 40	1.01 ≤ Z ≤ 2.78	
	3			2.78 ≤ Z ≤ 40	
c5	1	-0.293912623		-0.004281446	0.069636027
	2		-0.006632893	-0.00106322	
	3			0.001480299	
c6	1	-0.026811235			0.021529749
	2		-0.002841893	0.0056206	
	3				
c7	1	0.109097496			-0.016165893
	2		0.001364482	0.000161822	
	3				
c8	1	0.001628468			-0.00232532
	2			-0.000686019	
	3				
c9	1	-0.021463103			0.001477521
	2				
	3				
c10	1	0.000145672			
	2				
	3				
c11	1	0.001678478			
	2				
	3				

Impulso: Aspecto importante del daño que puede producir una onda de presión ya que es un indicativo de la energía total contenida dentro de la onda de presión.

METODOLOGÍA

FLASH FIRE⁴

La variable física a cuantificar en FLASH FIRE es la radiación⁵, sin embargo hay pocos modelos que describan la radiación producida por *flash fire*, por lo que para su cálculo se usó el software SCRI FUEGO y se utilizó el modelo SLAB. El modelo SLAB del software toma en consideración lo siguiente:

Emisión de un derrame en evaporación

Emisión de chorro horizontal

Emisión de chorro vertical

Emisión instantánea o emisión de un derrame en evaporación de corta duración.

JET FIRE⁶

El software SCRI FUEGO, considera los siguientes parámetros en la evaluación del jet fire:

- Coeficiente de descarga, en el cual el valor recomendado es de 0.63
- Temperatura interna
- Tipo de emisión: sí es sónica o subsónica
- Altura de la flama sobre superficie del suelo en m
- Fracción de energía, la cual es la fracción de energía que se convierte en radiación para hidrocarburos y se recomienda de 0.4.

Una vez que se determinan las condiciones en las cuales se lleva a cabo la pérdida de material se procede a calcular los perfiles de dispersión utilizando modelos adecuados para cada caso. La obtención de los perfiles de concentración a partir de estos modelos implica el conocimiento de los siguientes aspectos:

- La estabilidad atmosférica: la presión y la temperatura.
- Las condiciones meteorológicas: velocidad y la tendencia del viento.
- Las condiciones del terreno: sí es rural, sí está en una zona urbana.

⁴ FLASH FIRE: Combustión no explosiva de una nube de vapor de material inflamable, cuya consecuencia principal es la radiación térmica que se genera.

⁵ Radiación: es la emisión propagación y transferencia de energía en cualquier medio mediante ondas electromagnéticas o partículas.

⁶ JET FIRE: Tipo de fuego resultante de una liberación presurizada de gas o líquido.

METODOLOGÍA

- Tipo de emisión: sí es puntual o continúa.
- Las propiedades de la emisión, es decir sí es un gas denso o ligero.
- La localización de la emisión.
- La concentración a diferentes longitudes.

1.- El cálculo de la tasa de emisión se realiza la ecuación del balance mecánico de energía:

$$\int_{P_2}^{P_1} \frac{dP}{\rho} + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{1}{2g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \sum e_f + \frac{W_s}{m} = 0 \quad (10)$$

Dónde:

P= presión (fuerza/área)

ρ = densidad (masa/volumen)

g= aceleración de la gravedad (distancia/tiempo²)

g_c = constante de la gravedad(fuerza/ masa*aceleración)

z= altura vertical a partir de un punto dado

v= velocidad del fluido (distancia/tiempo)

f= factor de fricción

W=trabajo (energía mecánica/ tiempo)

m= tasa de emisión másica del fluido (masa/tiempo)

$\sum e_f$ = pérdida por fricción

Dependiendo de la fase de liberación, el balance se adecua para emisiones en dos fases, en líquidas o en gaseosas.

2.- El cálculo para altura de la flama se realiza con la siguiente expresión:

$$\frac{L}{d_i} = \frac{5.3}{C_T} \sqrt{\frac{T_f / T_f}{a_T}} \left[C_T + (1 - C_T) \frac{M_a}{M_f} \right] \quad (11)$$

Dónde:

L= la longitud de la flama (m)

d_i = el diámetro del jet (m)

C_T = la fracción molar de la concentración de combustible en una mezcla estequiometrica de aire-combustible.

METODOLOGÍA

T_F/T_j = temperatura adiabática de la flama y la temperatura del jet, (K)

α_T = moles de reactivo por moles de combustible en una proporción estequiometrica

aire=combustible

M_a = peso molecular del aire (masa/moles)

M_F = peso molecular del combustible (masa/ moles)

Para la mayoría de los combustibles, C_T normalmente es mucho menos a 1, α_T es aproximadamente 1, y la proporción T_F/T_j varía entre 7 y 9.

3.-Estimar localización de la fuente de emisión.

4.- Estimar la fracción de radiación ⁷a partir de la **Tabla 3**. Fracción total de energía convertida en radiación por hidrocarburos.

Tabla 3. Fracción de radiación

Combustible	Fracción
hidrogeno	0.2
metano	0.2
etileno	0.25
propano	0.3
butano	0.3
C5 o más	0.4

5.- Estimar el factor puntual de visión ⁸a partir de la siguiente expresión:

$$F_p = \frac{1}{4\pi x^2} \quad (12)$$

Donde F_p es el factor puntual de visión (m^{-2}) y x es la distancia de la fuente puntual hacia el objetivo (m)

6.-Estimar el flujo de radiacion través de la siguietne expresión:

$$\tau_a = 2.02(P_w X_s)^{-0.09} \quad (13)$$

⁷ Fracción de radiación: es la fracción del total de la energía convertida en radiación para los hidrocarburos.

⁸ Factor puntual de visión: provee una estimación razonable del flujo recibido a distancias diferentes de la flama.

METODOLOGÍA

Donde X_s (m) es la distancia entre la flama y P_w (Pascales Nw/m^2) es la presión parcial del agua que esta dada por la siguiente expresión:

$$P_w = 1013.25(RH) \exp\left(14.4114 - \frac{5328}{T_a}\right) \quad (14)$$

Donde RH es la humedad relativa (porcentaje) y T_a es la temperatura ambiente (k). Lo que se busca es obtener los perfiles de radiación en base a la distancia.

BLEVE

Para determinar la radiación se necesitan los siguientes parámetros:

- La masa del combustible involucrado
- El diámetro de la bola de fuego
- Duración de la bola de fuego
- Energía de la emisión térmica

Para BLEVE se usó la masa equivalente al TNO y los parámetros anteriores se calcularon a las distancias de interés para poder determinar posteriormente el impacto del accidente a las personas o estructuras. El procedimiento que usa el software para el cálculo de BLEVE y los datos que se requieren se describen a continuación:

TNO es un método que proporciona un modelo para las explosiones que se basa en la suposición de que se necesita una fuerte contribución de confinamiento de la nube.

$$W_{TNT} = \left(\frac{0.021PV}{\gamma - 1} \right) \left(1 - \left(\frac{P_a}{P} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} \right) \quad (15)$$

Dónde V, es el volumen del recipiente, P la presión de operación o almacenamiento, γ es la relación de capacidades caloríficas y P_a la presión atmosférica.

Diámetro máximo de la bola de fuego:

$$D_{\max} = 5.8M^{1/3} \quad (16)$$

METODOLOGÍA

Duración de la bola de fuego:

Sí $M < 30\,000\text{kg}$

$$t_{BLEVE} = .45M^{1/3} \quad (17)$$

Sí $M > 30\,000\text{kg}$

$$t_{BLEVE} = 2.6M^{1/6} \quad (18)$$

Calculo de la altura central de la bola de fuego en m:

$$H_{BLEVE} = .75 D_{\max} \quad (19)$$

$$D_{\text{inicial}} = 1.3 D_{\max} \quad (20)$$

Para ver la radiación a diferentes distancias de interés:

$$E_r = \tau_a EF_{21} \quad (21)$$

Dónde E_r es el flujo de emisión radiactiva por un cuerpo negro receptor (energía/ área *tiempo).

τ_a es el coeficiente de transmisibilidad (flujo de radiación) dado por las ecuaciones (13) y (14):

$$\tau_a = 2.02(P_w X_s)^{-0.09} \quad (13)$$

$$P_w = 1013.25(RH) \exp\left(14.4114 - \frac{5328}{T_a}\right) \quad (14)$$

E es la superficie de flujo de energía radioactiva emitida (energía/área *tiempo):

$$E = \left(\frac{RMH_c}{\Pi D_{\max}^2 t_{BLEVE}} \right) \quad (22)$$

Donde E es flujo de emisión radioactiva (energía/área por tiempo), R es la fracción radioactiva del material de combustión (sin unidades) puede ser 0.3 ó 0.4 dependiendo sí la liberación se dio por arriba o por debajo de la presión de alivio del recipiente. M es la masa inicial del combustible en el aire (masa). H_c es el calor neto de combustión por unidad de masa

METODOLOGÍA

(energía/kg). $D_{\text{máx.}}$ es el diámetro de la bola de fuego (longitud). t_{BELEVE} es la duración de la bola de fuego.

Factor geométrico (F_{21}).

El factor geométrico sirve para ver de qué forma impacta la bola de fuego a un cuerpo receptor. De manera general, el centro de la bola de fuego tiene una altura H sobre el piso y una distancia L , la cual es medida de la parte inferior central de la bola de fuego hacia el receptor a nivel del piso.

Para la superficie horizontal se tiene la siguiente expresión:

$$F_{21} = \frac{H(D/2)^2}{(L^2 + H^2)^{3/2}} \quad (23)$$

Cuando la distancia L es más grande que el radio de la bola de fuego, se debe calcular F_{21} para una superficie vertical de la siguiente manera:

$$F_{21} = \frac{L(D/2)^2}{(L^2 + H^2)^{3/2}} \quad (24)$$

Paso 4. Determinación de la consecuencia.

Los efectos de las variables físicas ocasionadas por los accidentes afectan al personal, construcciones así como al medio ambiente. Para medir el daño que ocasionan las variables físicas se consideran modelos de vulnerabilidad. Para este caso se considera el impacto de las variables físicas determinadas con anterioridad hacia el personal que está en la planta.

La determinación de los daños de los accidentes producidos a las personas se hizo mediante la metodología PROBIT, la cual se basa en correlaciones empíricas basadas en investigaciones, probabilidades y estadísticas para medir el efecto de dosis-respuesta de una variable seleccionada del proceso (presión, radiación, toxicidad, etc.).

METODOLOGÍA

La fórmula general de una función PROBIT está dada por:

$$Y = k_1 + k_2 \ln V \quad (25)$$

Y es una variable causante, V y las consonantes k_1 y k_2 son derivadas en forma lineal con paquetes estadísticos de forma que se ajuste lo mejor posible con los datos de dosis-respuesta obtenidos experimentalmente.

El método PROBIT permite obtener un valor que se puede transformar a un porcentaje de probabilidad de afectación para conocer el daño, el cual es realizado mediante la ecuación (26):

$$P = 50 \left(1 + \frac{Y - 5}{(|Y - 5|)} \operatorname{erf} \left(\frac{(|Y - 5|)}{\sqrt{2}} \right) \right) \quad (26)$$

Hay funciones PROBIT características de acuerdo al tipo de daño. Por ejemplo, hay una función PROBIT que describe el impacto de la sobrepresión en el humano, otra función PROBIT para el daño en las estructuras de los edificios, funciones PROBIT para evaluar la toxicidad la cual depende del tipo del compuesto por lo que hay funciones diferentes para cada compuesto .

Para VCE, los efectos de la sobrepresión son evaluados mediante la función PROBIT desarrollada por Eisenberg et al. (1975).

$$Y = -77.1 + 6.61 \ln(P^0) \quad (27)$$

Donde Y es el valor PROBIT y P la sobrepresión en (Pa).

Esta función PROBIT evalúa la cantidad de fatalidades que se generarían con una onda de sobrepresión basándose en la cantidad de presión necesaria para que los pulmones colapsen causando así la muerte de una persona.

Para BLEVE, JET FIRE, FLASH FIRE los efectos de la radiación son evaluados mediante la función PROBIT (ver Crawl y Louvar, 2011) que se describe a continuación:

$$Y = -36.38 + \left[2.56 \ln(W^{4/3} 0.41M^{.34}) \right] \quad (28)$$

Dónde W es la radiación en W y M la masa del hidrogeno en kg.

Esta función PROBIT nos dice el daño que tienen un ser humano al ser expuesto a radiación.

ETAPA5.- CÁLCULO DEL RIESGO SOCIAL E INDIVIDUAL

El riesgo de un determinado proceso está determinado por la probabilidad de afectación de un accidente y la frecuencia en la que ocurre el accidente. Existen una gran cantidad de índices y medidas para representar el riesgo; sin embargo, las más utilizadas es a través del riesgo social e individual.

Para el cálculo del riesgo individual y social se debe contar con la frecuencia en la cual ocurren los accidentes citados con anterioridad (BLEVE, VCE, FLASH FIRE, etc.). Para determinar la frecuencia se hace uso del árbol de eventos o del árbol de fallas. Se determina la frecuencia del incidente, y las probabilidades de los sucesos que conllevan a los accidentes, y finalmente se multiplica la frecuencia del incidente por las probabilidades que guíen a los accidentes. Por ejemplo, en la **Figura 5** se presentan los resultados obtenidos para el caso de estudio.

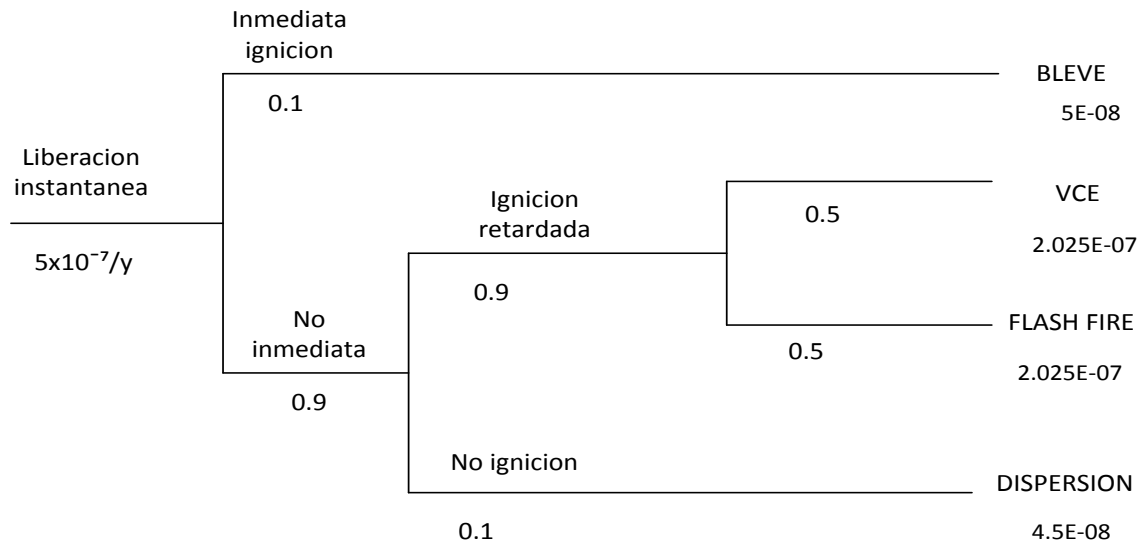


Figura 5. Árbol de eventos para una emisión instantánea

Para la obtención de la frecuencia de BLEVE, se multiplica la frecuencia de una liberación instantánea por la probabilidad de que ocurra una ignición inmediata (0.1). Así mismo, se asocian las probabilidades con la frecuencia de la liberación instantánea para el cálculo de los demás accidentes.

Existe una base de datos de frecuencias y probabilidades que ya se han determinado a partir de incidentes y accidentes ocurridos. Sí no se cuenta con la información para la determinación de las frecuencias, existen modelos para su determinación; sin embargo, en este caso las probabilidades y frecuencias se tomaron del libro *Guidelines for quantitative risk assesment (Netherlands Commissie Preventie van Rampen door Gevaarlijke Stoffen, 1999)*.

El riesgo individual es el riesgo que tiene una persona en base a su posición de resultar dañada en cierta magnitud y con cierta frecuencia debido a los efectos de las variables físicas ocasionadas por la ocurrencia de un accidente. Este riesgo es independiente del número de personas expuestas. De acuerdo a la ecuación 29, el riesgo individual en las posición (x,y) se determina multiplicando la probabilidad de afectación producida por un accidente ($P_{x,y,i}$) por la frecuencia del accidente f_i . La suma del riesgo individual de cada área proporciona como resultado el riesgo individual total de un incidente, se hace lo mismo para una liberación instantánea y el riesgo individual total es la suma del riesgo individual total de cada área.

$$IR_{x,y} = \sum_{i=1}^n f_i P_{x,y,i} \quad (29)$$

El riesgo social es otra forma de expresar el riesgo, este riesgo si está en función de la cantidad de población expuesta, se determina por medio de la ecuación 30, la cual indica la multiplicación entre la probabilidad de afectación $P_{x,y,i}$ y el número total de trabajadores expuestos.

$$N_i = \sum_{x,y} G_{x,y} P_{x,y,i} \quad (30)$$

Criterio de aceptabilidad del riesgo.

El riesgo en una planta puede ser reducido a niveles cercanos a cero, sin embargo esto puede implicar un costo elevado, de tal manera que resulta adecuado establecer un criterio que ayude a definir en qué medida puede considerarse un riesgo como aceptable. El criterio en Europa y en los Estados Unidos es el de 1×10^{-6} para el riesgo individual, lo cual implica que un riesgo mayor a este debe ser reducido.

CASO DE ESTUDIO

El estudio se realizó en una planta de refinación de aceite vegetal ubicada en la ciudad de Morelia Michoacán, esta empresa se dedica a la refinación de grasas vegetales, produciendo diferentes productos entre ellos grasas y margarinas así como aderezos. Dentro del proceso de refinación de esta planta se utiliza hidrogeno, el cual también es producido por la misma empresa.

El estudio en esta empresa comprendió, desde la identificación de las instalaciones más peligrosas hasta la cuantificación del riesgo de estas en término de riesgo social e individual.

CAPÍTULO 4. RESULTADOS

En esta sección se presentan los resultados obtenidos, en cada una de las etapas del análisis de riesgo cuantitativo.. En la **Figura 6** se muestran los resultados por etapas.

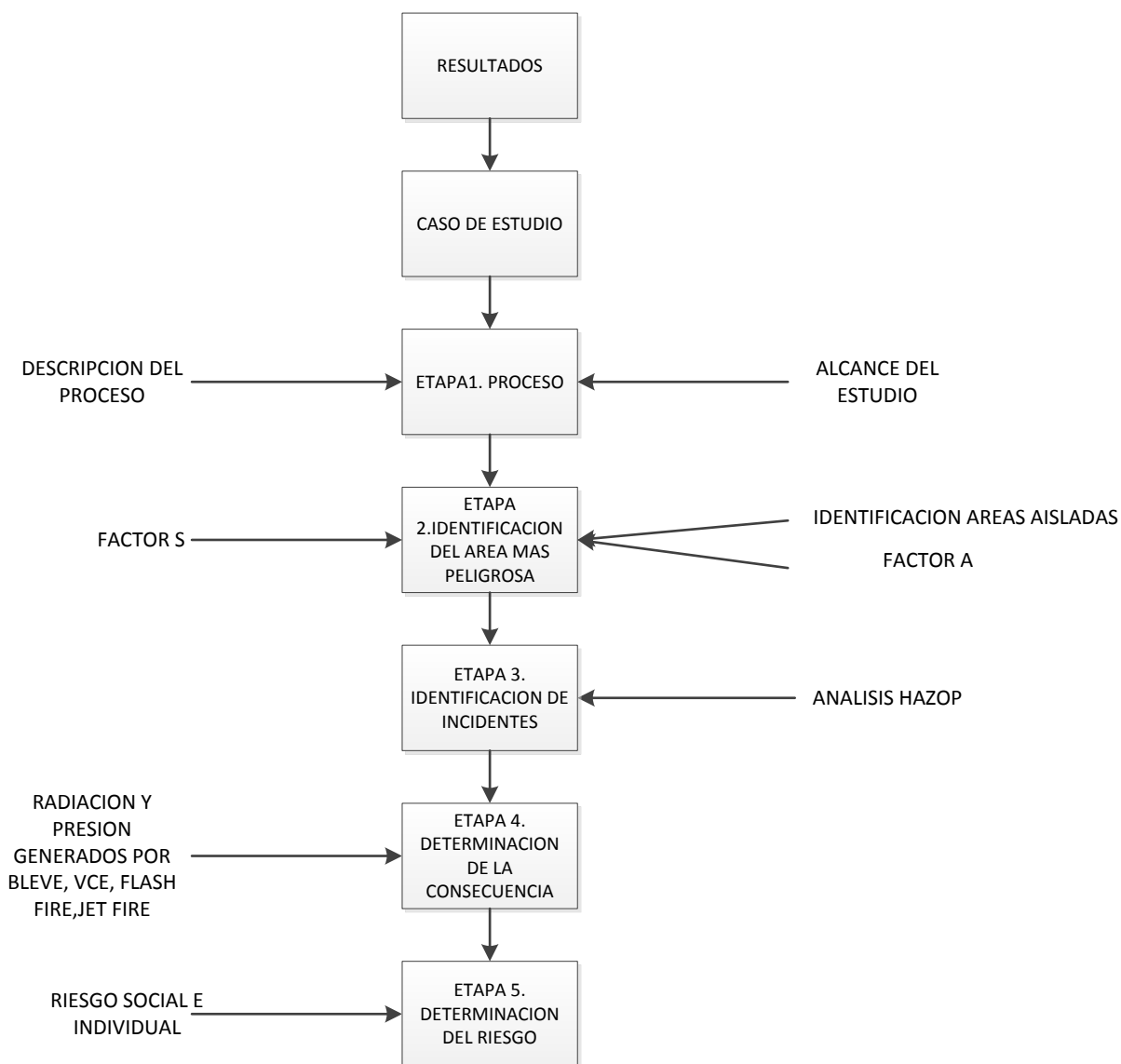


Figura 6. Resultados de las etapas de la metodología.

RESULTADOS

ETAPA 1. PROCESO DE REFINACION DE ACEITE

El análisis de riesgo se realizó a una planta refinadora de aceite vegetal ubicada en la ciudad de Morelia. En la **Figura 7** se muestra el diagrama de flujo del proceso de refinación, cabe mencionar que en esta planta no se realiza la extracción de grasas o aceite, únicamente se realiza la refinación. A continuación se explica cada etapa del proceso.

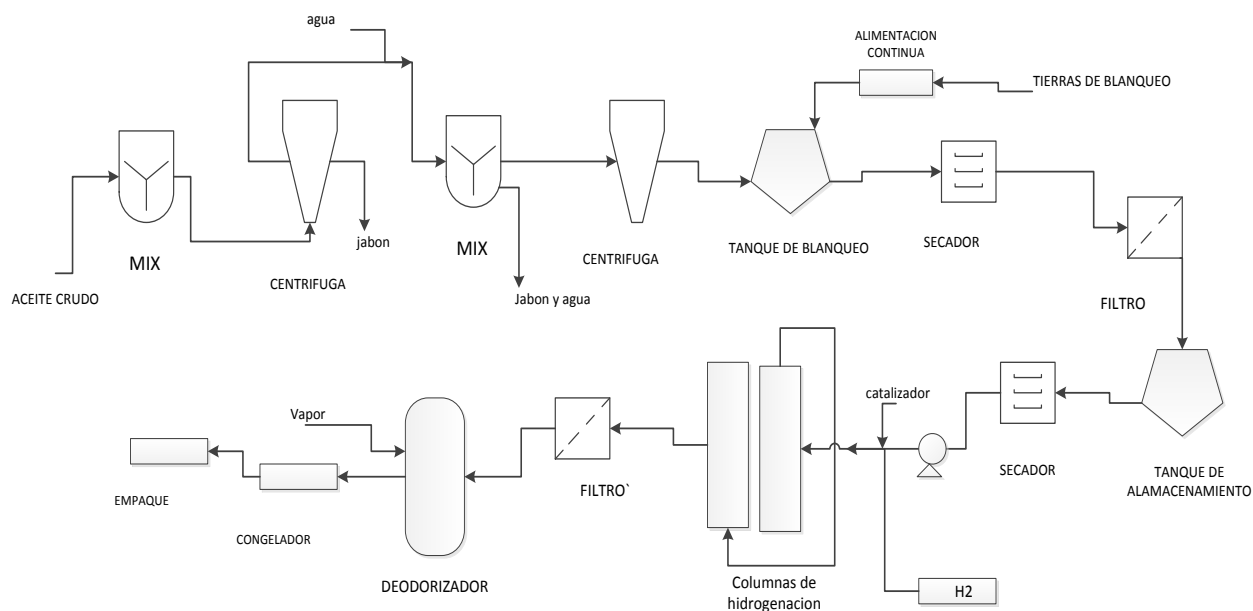


Figura 7. Diagrama de flujo del proceso de refinación de aceite vegetal.

1.- Desgomado

Casi la totalidad de los aceites de semillas contienen fosfátidos, llamados lecitinas. Éstos deben ser extraídos de los aceites dado que su presencia origina muchos inconvenientes en el almacenamiento, refinación y conservación de los mismos, tales como:

- ❖ Decantaciones en los tanques de almacenamiento.
- ❖ Pérdidas elevadas en refinación.
- ❖ Dificultad de conservación.
- ❖ Formación de espumas al calentar el aceite.

RESULTADOS

El proceso de desgomado consiste, a grosso modo, en un calentamiento del aceite, la adición de una solución de ácido fosfórico, la mezcla por agitación del aceite y el ácido y su centrifugación para la separación de las gomas, coaguladas de esta forma. El proceso consiste en tratar el aceite con agua o vapor, para que los fosfátidos se hidraten y precipiten, al hacerse insolubles en la fase grasa. Se realiza en tanques dotados de un agitador para incorporar el agua (2% v/v) a una temperatura de 70°C.

2.-Neutralizacion

Es el proceso por el cual se eliminan ácidos grasos libres de los aceites, pero también reduce los monoacilglicéridos y fosfátidos que pudieron haber quedado después del desgomado. La neutralización puede hacerse en caldera por cargas o en proceso continuo.

Se realiza usualmente con hidróxido sódico del 12- 15 % y se utiliza vapor saturado a alta temperatura y bajas presiones, el rango de temperatura en el que esta operación se hace es de 95 °C a 133 °C y las presiones no sobrepasan los 3 bares. Siendo, de esta forma, las altas temperaturas el mayor peligro en esta operación.

3.-Decoloración (blanqueo).

El aceite neutro y lavado se decolora añadiendo tierras adsorbentes (arcillosa o silíceas). Las arcillas son tratadas con ácido clorhídrico o sulfúrico diluido. El aceite y la tierra se agitan, a temperaturas entre 70 y 120 °C. La cantidad de tierra necesaria está sujeta a la cantidad de color del aceite y del grado de decoloración que se quiera obtener. A veces se utilizan mezclas de tierras y carbón activado (5-10%) para obtener mejores resultados. El aceite decolorado se filtra mediante un filtro prensa y la tierra usada se desecha. En muchos casos, después de la decoloración, suele hacerse una nueva invernación del aceite para eliminar las últimas trazas de ceras que pudieran formar una pequeña nube en la botella al enfriarse. En esto consiste la winterización de pulido.

RESULTADOS

4.-Deodorización.

El aceite decolorado se desodoriza a vacío en un recipiente donde se calienta a 150-160 °C, mientras se le pasa una corriente de vapor directo. Las sustancias volátiles son arrastradas, dejando el aceite libre de olores y con un sabor suave. En algunos aceites, como el de girasol o el de salvado de arroz, se obtiene un producto claro de mesa mediante una etapa de eliminación de las ceras o de cristalización de los ésteres de ceras a baja temperatura, seguida de una filtración o centrifugación.

5.-Descerado.

El proceso de descerado tiene por objeto separar aquellos glicéridos de más alto punto de fusión que originan enturbiamiento y aumento de viscosidad en los aceites al bajar la temperatura, y consiste en precipitar en forma de cristales, en determinadas condiciones de temperatura-tiempo, los glicéridos saturados causantes del enturbiamiento.

6.- Hidrogenación

El proceso de hidrogenación es usado para incrementar el punto de fusión de los aceites, se lleva a cabo normalmente con ayuda de un catalizador de níquel.

En los procesos anteriores, las altas temperaturas empleadas en la refinación del aceite es el peligro principal; sin embargo, en el caso de la hidrogenación, el hidrógeno como tal representa por sus propiedades inflamables y explosivas el peligro más significativo en el proceso, ya que no sólo requiere del manejo adecuado durante el proceso sino también de mantenerlo en condiciones propias para su almacenamiento con el objetivo de evitar un accidente.

Nota: Es posible que en algunas ocasiones el proceso de desgomado se de en el proceso de neutralización.

RESULTADOS

Nota: La hidrogenación de aceites vegetales produce las margarinas; sin embargo, el aceite puede ser hidrogenado también con el fin de saturarlo y hacer que el producto se conserve por más tiempo.

Se realizó una visita industrial a las instalaciones con el objetivo de conocer la distribución de los equipos, departamentos e instalaciones en las que se realiza el proceso de refinación de aceite, de esta forma se procedió a la elaboración del layout de la planta, el cual es sumamente importante en el análisis ya que toma lugar en todas las demás etapas, el layout de la planta se puede apreciar en el apéndice dos.

1.2 PROFUNDIDAD DEL ESTUDIO

En el caso de este estudio, la complejidad es intermedia debido a la cantidad de información que se obtuvo respecto a la planta y el proceso, por lo cual es posible estimar las frecuencias, el número de incidentes no es exhaustivo pero tampoco reducido, fue seleccionado de acuerdo a la descripción del sistema y se seleccionó un grupo de posibles incidentes cuando se identificó el área de mayor peligro. Por lo que en base del análisis de estos factores, el análisis de riesgo cuantitativo se plantea de complejidad intermedia.

ETAPA 2. IDENTIFICACIÓN DEL ÁREA MAS PELIGROSA.

Para el caso del proceso de refinación de aceite vegetal y de acuerdo al layout se identificaron 7 áreas aisladas, las cuales se aprecian en la **Figura 8**.

RESULTADOS

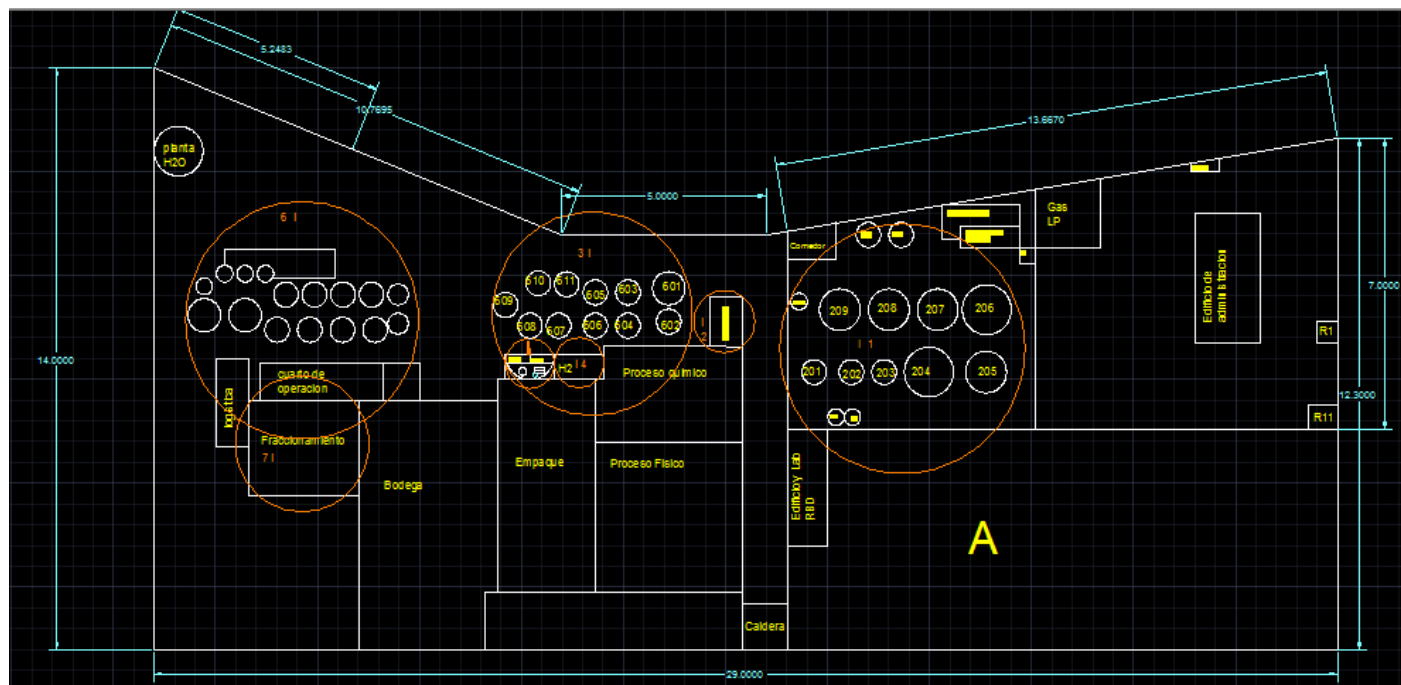


Figura 8. Selección de áreas aisladas.

Las áreas aisladas se encuentran encerradas en un círculo naranja y estas son las siguientes:

- 1i.- Tanques de almacenamiento de aceite crudo.
- 2i.- Proceso de esterificación.
- 3i.- Tanques de almacenamiento de aceite.
- 4i.- Reactor de hidrogeno.
- 5i.- Celdas productoras de H_2 .
- 6i.- Tanques de almacenamiento de aceite refinado.
- 7i.- Fraccionamiento.

Para la aplicación del ARQ, primero se seleccionaron las instalaciones de mayor riesgo. Para la selección de las instalaciones, el proceso de refinación fue dividido en 7 instalaciones aisladas (ver **Tablas 4a, 4b, 4c**), el perímetro del terreno fue dividido en 17 puntos. En las **Tablas 5 a y 5b** se muestran los resultados del cálculo del indicador A, en esta tabla es posible apreciar que las instalaciones 1i, 3i, 5i, 6i presentan los valores más altos del indicador A, lo cual

RESULTADOS

indica que estas instalaciones contienen un riesgo intrínseco mayor con respecto a las otras. La razón de este resultado para las instalaciones 1i, 3i, 6i es debido a la cantidad de inventario que manejan. El área 5i, la cual corresponde al área del proceso de producción de hidrogeno, mostro también un valor elevado del indicador A, esto debido a las condiciones de operación y almacenamiento de esta área así como las propiedades que presenta el hidrogeno (explosivo e inflamable).

Tabla 4.a Instalaciones aisladas.

ÁREAS AISLADAS	DESCRIPCIÓN	MASA kg
1i	Tanques de almacenamiento de aceite crudo	150,061
	• tanque 201 (T=293,P=1atm)	19,041
	• tanque 202 (T=299, P=1 atm)	229,880
	• tanque 203 (T=305,P=1atm)	508,106
	• tanque 204(T=323,P=1 atm)	2,208661
	• tanque 205(T=296,P=1atm)	1,098,043
	• tanque 206(T=304,P=1atm)	110,986
	• tanque 207(T=295, P=1atm)	71,446
	• tanque 208(T=297,P=1atm)	322,298
	• tanque 209(T=318,P=1atm)	18,952
	• tanque 210(T=295,P=1 atm)	56
	• tanque 211(T=291,P=1 atm)	13,800

Tabla 4.b Instalaciones aisladas.

ÁREAS AISLADAS	DESCRIPCIÓN	MASA kg
2i	Proceso de Esterificación	
	• Reactor de esterificación	
	• Níquel	500
	• Metoxido de sodio	200
	• Aceite	10,010
3i	Tanques de almacenamiento de aceite	
	• 601(T=305,P=1atm)	13,672
	• 602(T=297,P=1atm)	2,655
	• 603(T=308,P=1atm)	40,410
	• 604(T=294,P=1atm)	-
	• 605(T=295,P=1atm)	100,452
	• 606(T=312,P=1atm)	78,033
	• 607(T=302,P=1atm)	9,417
	• 608(T=301,P=1atm)	47,109
	• 609(T=300,P=1atm)	9,595
	• 610(T=293,P=1atm)	653
	• 611(T=311,P=1atm)	89,510
	Producción de H ₂	
5i	• celdas H ₂	-
	• tanque de compresión	-
	• almacenamiento de H ₂ , dos tanques	10,055.6414

RESULTADOS

Tabla 4.c Instalaciones aisladas.

ÁREAS AISLADAS	DESCRIPCIÓN	MASA kg
	Tanques de aceite como producto terminado	
6i	• tanque 901 (T=293,P=1atm)	150,061
	• tanque 902 (T=299, P=1 atm)	19,041
	• tanque 903 (T=305,P=1atm)	229,880
	• tanque 904(T=323,P=1 atm)	508,106
	• tanque 905(T=296,P=1atm)	2,208,661
	• tanque 906(T=304,P=1atm)	1,098,043
	• tanque 907(T=295, P=1atm)	110,986
	• tanque 908(T=297,P=1atm)	71,446
	• tanque 909(T=318,P=1atm)	322,298
	• tanque 910(T=295,P=1 atm)	18,952
	• tanque 911(T=291,P=1 atm)	56
	Fraccionamiento	
7i	• tanque 1	1,600
	• tanque 2	5,525
	• tanque 3	1,800
	• tanque 4	1
	• tanque 5	2,200
	• tanque 6	2,200
	• tanque 7	2,200
	• tanque 8	2,200
	• tanque 9	2,200
	• tanque 10	364
	• tanque 11	150

RESULTADOS

Tabla 5a. Calculo del indicador A 1

Instalación 1i	O1	O2	O3	Q KG	G	A ^T _i	A ^T TOTAL
aceite	0.1	1	1.0131	2749730	-	-	0
Hidróxido de sodio	0.1	1	1.226342	13800	-	0	
Instalación 1i	O1	O2	O3	Q Kg	G	A ^E _i	A ^E TOTAL
aceite	0.1	1	1.0131	2749730	0	0	0
Hidróxido de sodio	0.1	1	1.226342	13800	0	0	
Instalación 1i	O1	O2	O3	Q kg	G kg	A ^I _i	A ^I TOTAL
aceite	0.1	1	1.0131	2749730	10000	27.8575146	27.85751463
Hidróxido de sodio	0.1	1	1.226342	13800	0	0	
Instalacion2i	O1	O2	O3	Q Kg	G	A ^T _i	A ^T TOTAL
metoxido de sodio	1	1	0.1	200	-	-	0.166666667
níquel	1	1	0.1	500	300	0.166666667	
Aceite	1	1	1.0131	10010	-	0	
Instalacion2i	O1	O2	O3	Q Kg	G	A ^E _i	A ^E TOTAL
metoxido de sodio	1	1	0.1	200	1000	0.02	0.07
níquel	1	1	0.1	500	1000	0.05	
Aceite	1	1	1.0131	10010	0	0	
Instalacion2i	O1	O2	O3	Q Kg	G	A ^I _i	A ^I TOTAL
metoxido de sodio	1	1	0.1	200	10000	0.002	1.0211131
níquel	1	1	0.1	500	10000	0.005	
Aceite	1	1	1.0131	10010	10000	1.0141131	
Instalación 3i	O1	O2	O3	Q kg	G	A ^T _i	A ^T TOTAL
Aceite	0.1	1	1.0131	391506	0	0	0
instalación 3i	O1	O2	O3	Q kg	G	A ^E _i	A ^E TOTAL
Aceite	0.1	1	1.0131	391506	0	0	0
instalación 3i	O1	O2	O3 bar	Q kg	G	A ^I _i	A ^I TOTAL
Aceite	0.1	1	1.0131	391506	10000	3.96634729	3.966347286
INSTALACION 4i	O1	O2	O3	Q kg	G	A ^T _i	A ^T TOTAL
hidrogeno	1	0.1	10	2500	0	0	0
aceite	1	0.1	1.0131	7500	0	0	
INSTALACION 4i	O1	O2	O3	Q kg	G	A ^E _i	A ^E TOTAL
Hidrogeno	1	0.1	10	2500	1000	2.5	2.5
aceite	1	0.1	1.031	7500	0	0	
INSTALACION 4i	O1	O2	O3	Q kg	G	A ^I _i	A ^I TOTAL
Hidrogeno	1	0.1	10	2500	10000	0.25	0.327325
Aceite	1	0.1	1.031	7500	10000	0.077325	

Dónde: T representa la toxicidad I la inflamabilidad y E la explosividad

RESULTADOS

Tabla 5.b Calculo del indicador A 2

INSTALACION 5i	O1	O2	O3	Q kg	G	A ^T _i	A ^T TOTAL
H2 en las celdas	1	0.1	10	10055.6414	0	0	0
H2 en el tanque	1	0.1	10	10055.6414	0	0	
H2 almacenado	0.1	0.1	10	10055.6414	0	0	
INSTALACION 5i	O1	O2	O3	Q kg	G	A ^E _i	A ^E TOTAL
H2 en las celdas	1	0.1	10	10055.6414	1000	10.0556414	21.11684694
H2 en el tanque	1	0.1	10	10055.6414	1000	10.0556414	
H2 almacenado	0.1	0.1	10	10055.6414	1000	1.00556414	
INSTALACION 5i	O1	O2	O3	Q kg	G	A ^I _i	A ^I TOTAL
H2 en las celdas	1	0.1	10	10055.6414	10000	1.00556414	2.111684694
H2 en el tanque	1	0.1	10	10055.6414	10000	1.00556414	
H2 almacenado	0.1	0.1	10	10055.6414	10000	0.10055641	
Instalación 6i	O1	O2	O3	Q kg	G	A^T_i	A^T TOTAL
Aceite	0.1	1	1.0131	2749730	0	0	0
Instalación 6i	O1	O2	O3	Q kg	G	A^E_i	A^E TOTAL
Aceite	0.1	1	1.0131	2749730	0	0	0
Instalación 6i	O1	O2	O3	Q kg	G	A^I_i	A^I TOTAL
Aceite	0.1	1	1.0131	2749730	10000	27.8575146	27.85751463
Instalación 7i	O1	O2	O3	Q kg	G	A^T_i	A^T TOTAL
Aceite	0.1	0.1	1.0131	20440	0	0	0
Instalación 7i	O1	O2	O3	Q kg	G	A^E_i	A^E TOTAL
Aceite	0.1	0.1	1.0131	20440	0	0	0
Instalación 7i	O1	O2	O3	Q kg	G	A^I_i	A^I TOTAL
Aceite	0.1	0.1	1.0131	20440	10000	0.02070776	0.020707764

Dónde: T representa la toxicidad I la inflamabilidad y E la explosividad

El siguiente paso en la selección de instalaciones para el ARQ es el cálculo del indicador S. En la **Tabla 6** se muestra la distancia desde el centro de cada instalación aislada hacia los puntos en los que el terreno fue dividido. Con los datos de la tabla anterior se encontraron los valores del indicador S (ver **Tabla 6.1** para el indicador S). Las instalaciones aisladas seleccionadas fueron: 6i, 1i, 5i. Cabe mencionar que las instalaciones 6i y 1i arrojan valores más grandes con respecto a la instalación 5i. Esto se debe a la cantidad de masa contenida. Sin embargo, en cuanto a las condiciones del proceso y almacenamiento resultan poco peligrosas de

RESULTADOS

tal manera que un posible accidente resulta poco creíble, además debido a las propiedades de toxicidad, inflamabilidad y explosividad del aceite, las cuales presentan valores poco significativos comparados con los del hidrogeno para que se presente un accidente (BLEVE, VCE, JET FIRE, FLASH FIRE).

La instalación 5i resulto también dentro de las más peligrosas con un valor menor a las instalaciones 1i, 3i y 6i, ésta corresponde a la producción y almacenamiento de hidrogeno. Esta área fue la seleccionada debido a varias razones, en primera instancia porque fue uno de los resultados de mayor valor que se obtuvieron a partir de la estrategia de selección, en segunda por las condiciones de almacenamiento y producción, y en tercera por las propiedades del hidrogeno, y finalmente debido a la información estadística que se tiene en la bibliografía a cerca de la ocurrencia de accidentes en este tipo de instalaciones la cual es muy frecuente.

Tabla 6. Distancia de las áreas aisladas de acuerdo a cada segmento de la planta.

Segmento	1 S	2 S	3 S	4 S	5 S	6 S	7 S
1	195.414	152.51	122.588	126.03	116.383	70.677	97.453
2	184.217	140.19	107.788	106.259	94.531	37.807	54.333
3	186.239	145.097	114.93	108.16	96.578	53.512	37.51
4	187.927	151.914	126.623	116.794	107.225	83.579	56.085
5	143.102	112.26	93.771	81.994	76.041	82.813	54.937
6	106.765	86.308	80.942	69.079	70.099	104.968	84.726
7	77.784	80.457	93.868	85.863	93.39	142.894	128.818
8	33.128	42.581	68.099	65.625	76.88	133.427	128.971
9	30.736	72.233	103.575	104.217	116.095	172.893	170.909
10	76.297	120.236	152.323	153.812	165.765	222.44	220.901
11	106.643	150.503	182.913	185.825	197.855	253.892	254.561
12	116.723	155.733	186.734	192.673	204.341	256.963	263.325
13	73.928	110.03	140.49	146.909	158.419	210.434	217.525
14	36.414	61.338	90.706	97.783	109.016	160.371	168.137
15	47.397	21.594	41.979	51.043	61.133	110.461	119.667
16	93.008	50.179	24.461	34.236	33.348	62.95	78.981
17	142.96	100.046	70.789	75.631	67.435	43.008	72.042

Tabla 6.1. Indicador S.

Núm.	S1 ^T	S1 ^I	S2 ^T	S2 ^I	S2 ^E	S3 ^I	S4 ^I	S4 ^E	S5 ^I	S5 ^E	6S ^I	7S ^I	SELECCIÓN
1	0	3.73	0.07	0.29	0.02	2.64	0.16	5.95	1.34	13.40	78.91	0.06	6S
2	0	4.46	0.08	0.37	0.03	3.41	0.27	7.06	2.50	25.00	515.50	0.11	6S
3	0	4.31	0.08	0.33	0.02	3.00	0.26	6.93	2.34	23.44	181.80	0.17	S6
4	0	4.20	0.07	0.29	0.02	2.47	0.21	6.42	1.71	17.13	47.71	0.11	6S
5	0	9.51	0.13	0.72	0.05	4.51	0.59	9.15	4.80	48.03	49.05	0.11	6S,5S
6	0	22.89	0.22	1.59	0.11	6.05	0.99	10.86	6.13	61.30	24.09	0.07	5S
7	0	59.19	0.26	1.96	0.13	4.50	0.52	8.73	2.59	25.93	9.55	0.05	S1
8	0	766.23	0.92	13.23	0.91	8.55	1.16	11.43	4.65	46.47	11.73	0.05	S1
9	0	959.40	0.32	2.71	0.19	3.70	0.29	7.20	1.35	13.50	5.39	0.04	S1
10	0	62.72	0.12	0.59	0.04	1.71	0.09	4.88	0.46	4.64	2.53	0.03	S1
11	0	22.97	0.07	0.30	0.02	1.19	0.05	4.04	0.27	2.73	1.70	0.02	S1
12	0	17.52	0.07	0.27	0.02	1.14	0.05	3.89	0.25	2.47	1.64	0.02	S1
13	0	68.95	0.14	0.77	0.05	2.01	0.10	5.11	0.53	5.31	2.99	0.03	S1
14	0	576.95	0.44	4.42	0.30	4.82	0.35	7.67	1.63	16.30	6.75	0.04	S1
15	0	261.63	3.57	101.41	6.95	22.51	2.46	14.69	9.24	92.43	20.67	0.05	S1
16	0	34.62	0.66	8.08	0.55	66.29	8.16	21.91	56.94	569.40	111.67	0.08	S5
17	0	9.53	0.17	1.02	0.07	7.92	0.76	9.92	6.89	68.86	350.18	0.09	S6

Una vez seleccionada el área o las áreas de estudio, se procedió a realizar el análisis de riesgo cuantitativo en dicha instalación. Cabe mencionar que para este proceso en particular, sólo se realizó un ARC para la instalación 5i, esto debido a la peligrosidad que representa el hidrogeno. A continuación se describen los resultados obtenidos de cada etapa:

ETAPA 3. IDENTIFICACIÓN DE INCIDENTES

De acuerdo al proceso de selección de unidades para el análisis de riesgo, la aplicación del método HAZOP para este trabajo se centró en las unidades de producción y almacenamiento de hidrogeno. Para el análisis HAZOP se dividió el sistema en dos nodos (ver **Figura 9**). El primer nodo consta de dos tanques de hidrogeno y las válvulas V13-1,V12-1, V13,2,V12-2. El segundo nodo consta de las válvulas V-7, V-10, V6, PV-20, V-18, V-14, PCV 16, PCV-17. Las **Tablas 7 y 7.1** muestran el análisis HAZOP de los dos nodos.

RESULTADOS

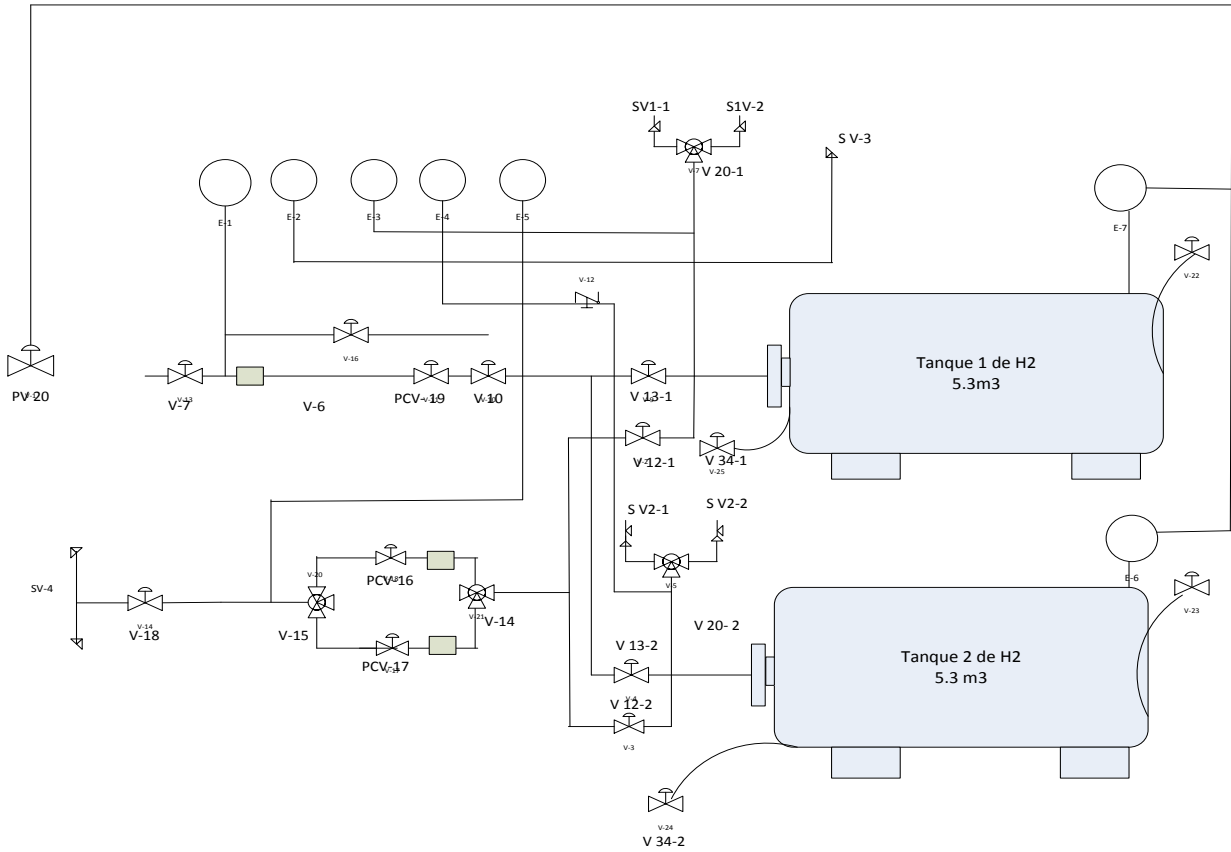


Figura 9. Diagrama de flujo del sistema de hidrogeno.

De acuerdo a la información obtenida de la planta (layout, inventarios, diagrama 5), los resultados del estudio HAZOP para evaluar los incidentes fueron los siguientes:

RESULTADOS

Tabla 7. Análisis HAZOP⁹

NODO 1	PALABRA GUIA	DESVIACIÓN	POSIBLES CAUSAS	CONSECUENCIAS	ACCIÓN REQUERIDA
	NO	Flujo	Válvulas V13-1, V12-1, V13,2, V12-2 Cerradas	Atraso en la operación de llenado	Revisar las válvulas
	MENOS	Flujo	a) Fugas en válvulas: V13-1, V12-1, V13-2, V12-2 b) Fuga en bridas y mangueras	Liberación continua (explosión por VCE). Llamada.	Reducir el número de válvulas Reducir el número de interconexiones por bridas
	MAS	Presión	Falla en válvulas V13-1, V12-1, V13-2, V12-2	Liberación instantánea de material debido a la explosión de los tanques	Sistema de venteo adecuado
	ALTO	Nivel	a) Falla en las válvulas V13-1, V12-1, V13-2, V12-2 b) Sobrellenado	Liberación instantánea de material inflamable	Supervisar actividad, vigilar niveles de presión
	ALTO	Temperatura	Fuego externo	Liberación instantánea liberación continua	adicionar instalación o equipo para la protección contra el fuego
	OTRO	Corrosión	a) Interna b) Corrosión de tanques y tuberías	Liberación instantánea liberación continua	Periódica inspección 1 a 5 años

⁹ HAZOP: Proviene del acrónimo en inglés Hazard and operability, es una técnica de identificación de riesgos inductiva basada en la premisa de que los accidentes se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso con respecto de los parámetros normales de operación.

RESULTADOS

Tabla 7.1 Análisis HAZOP.

NODO 2	PALABRA GUIA	DESVIACIÓN	POSIBLES CAUSAS	CONSECUENCIAS	ACCIÓN REQUERIDA
	NO	Flujo	Válvulas V13-1, V12-1, V13,2, V12-2 Cerradas	Atraso en la operación de llenado.	Revisar las válvulas
	MENOS	Flujo	a) Fugas en válvulas: V13-1, V12-1, V13-2, V12-2 b) Fuga en bridas y mangueras	Liberación continua (explosión por VCE). Llamarada. Liberación continua (explosión por VCE) llamarada	Reducir el número de válvulas Reducir el número de interconexiones por bridas
	ALTO	Temperatura	Fuego externo	Liberación continua	Adicionar instalación o equipo para la protección contra el fuego
	OTRO	Corrosión	a) Interna b) Corrosión de tanques y tuberías	Liberación continua Liberación continua	Periódica inspección 1 a 5 años Periódica inspección 1 a 5 años

ETAPA 4. DETERMINACIÓN DE LA CONSECUENCIA

Para una liberación continua e instantánea de hidrogeno, los accidentes involucrados son JET FIRE, FLASH FIRE, VCE, BLEVE.

Para el cálculo de los perfiles de sobrepresión para VCE y el cálculo de la sobrepresión se utilizó el software SCRI FUEGO, el cual basa su cálculo en el modelo de equivalencia TNT. Desarrollando el árbol de eventos para los incidentes (ver **Figuras 10** y **11**) se determinó que los principales accidentes a ocurrir serían BLEVE, JET FIRE, VCE, y FLASH FIRE, debido a que el valor asociado a la toxicidad de hidrogeno es poco significativa en comparación a las otras propiedades (inflamabilidad y explosividad).

RESULTADOS

Las frecuencias de las **Figuras 10** y **11** fueron tomadas del libro *de Guidelines for quantitative risk assesment (Netherlands Commissie Preventie van Rampen door Gevaarlijke Stoffe, 1999)*. La probabilidad de ignición inmediata para el hidrógeno fue de 0.1 debido a los dispositivos y tecnologías actuales, que tratan de minimizar las fuentes de ignición en las áreas donde se produce o almacena hidrogeno.

De acuerdo a la **Figura 10**, se puede notar que VCE y FLASH FIRE tienen la misma probabilidad de ocurrir y que la probabilidad de que estos eventos ocurran en comparación con BLEVE y una dispersión es más alta con un valor de 2.025E-07. En el caso de la **Figura 11** tenemos resultados similares a los primeros, la probabilidad de que ocurra un accidente VCE o FLASH FIRE tienen una frecuencia de 1.221×10^{-5} , la cual es mucho mayor comparado con JET FIRE. Comparando las dos figuras tenemos que las frecuencias de la **Figura 11** tienen valores mucho mayores comparados con una liberación instantánea, por lo que la probabilidad de que ocurran los accidentes de FLASH FIRE, JETFIRE, VCE es más alta comparado con los accidentes que se producen por una liberación instantánea.

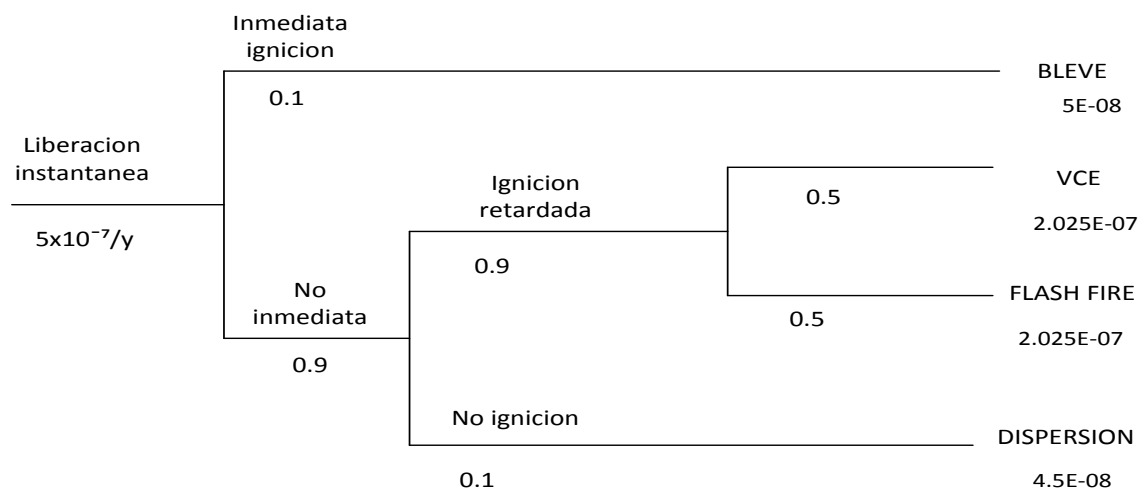


Figura 10. Árbol de eventos asociado a una liberación instantánea de hidrogeno.

RESULTADOS

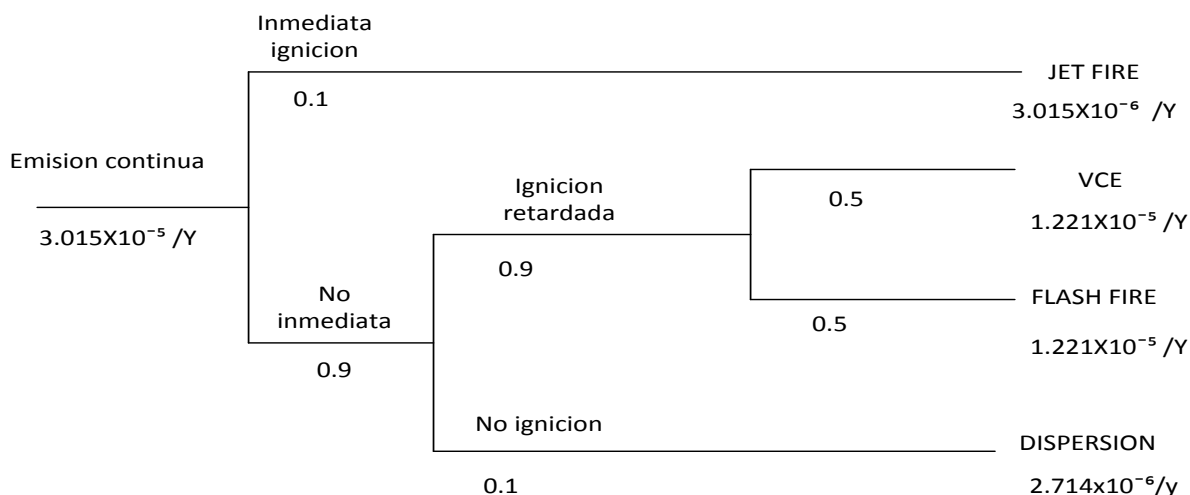


Figura 11. Árbol de eventos asociado a una emisión continua de hidrogeno.

ETAPA 5. DETERMINACION DEL RIESGO SOCIAL E INDIVIDUAL

La consecuencia de los accidentes fue evaluada en función de las variables físicas sobrepresión y radiación. En las **Tablas 8-11** se encuentra el riesgo social, es decir las probabilidades de afectación y el número de fatalidades, donde BLEVE resulto ser el accidente con un mayor número de fatalidades, se observan 21 muertes en el área de proceso químico, 32 en el área de empaque y 39 en el edificio administrativo. Por lo que se puede apreciar que el edificio administrativo es el área con un mayor riesgo social, esto es porque a pesar de que está más lejos que muchas instalaciones es la instalación que más personal tiene, por lo que más personal se ve afectado en el caso de que un BLEVE ocurra, aunque la radiación sea menor en comparación a otras áreas (ver **Tabla 8**).

En el caso de VCE, FLASH FIRE y JET FIRE se realizó en análisis para un diámetro de orificio de 100 mm. En estas tablas se observa que en todos los accidentes se tiene 100 % de fatalidades en las celdas de hidrogeno, y que el accidente con menor impacto en cuestión de número de fatalidades es JET FIRE, donde hay fatalidades sólo en las celdas productoras de hidrogeno.

RESULTADOS

Tabla 8. Riesgo social debido a BLEVE.

Instalación	Distancias (m)	Radiación W/m ²	Valor PROBIT Y	Probabilidad de afectación %	Trabajadores	Número de fatalidades
CELDAS	2.8	4092970	20.72295	88.7395	3	3
HIDROGENO	9.86	3903530	20.5612	88.1183	3	3
FRACCIONAMIENTO	60.84	1171890	16.45406	58.4881	1	1
BODEGA	46.72	1771300	17.86409	71.3012	10	7
EMPAQUE	27.3	1731300	17.7861	83.2804	39	33
PROCESO QUIMICO	33.49	2878470	19.52142	80.2598	26	21
PROCESO FISICO	43.01	1918280	18.136190	74.1511	2	2
R Y B	71.55	881870	15.48355	47.5864	6	3
ALMACENAMIENTO	113.72	340700	12.23732	13.0843	2	0
INVESTIG. Y DESARROLLO	114.18	337680	12.20693	9.1434	7	1
R3	123.29	284730	11.624769	0.3654	1	0
R1	191.71	104210	8.1939142	0.3188	2	0
R11	194.37	100980	8.086443	1.1032	2	0
ED ADMON	169.75	137720	9.145601	36.3516	106	39
CALDERA	82.76	666530	14.52795	35.3962	3	1

Tabla 9. Riesgo social debido a VCE

Instalación	Distancias	Presión KPa	Valor PROBIT	Probabilidad de afectación	Trabajadores	Fatalidades
CELDAS	6.68	7534413.2	32.3197	100	3	3
HIDROGENO	17.18	1476226.1	21.0565	100	3	3
FRACCIONAMIENTO	53.47	116504.5	3.50988	6.809694	1	0
BODEGA	40.09	218876.7	7.86718	99.79292	10	10
EMPAQUE	21.74	887379.6	17.539	100	39	39
PROCESO QUIMICO	39.72	223510.6	8.01194	99.87021	26	26
PROCESO FISICO	47.87	147665.6	5.14769	55.87083	2	1
R Y B	76.52	57182.6	-1.40782	7.380E-09	6	0
ALMACENAMIENTO	121.13	26176	-6.80734	0	2	0
INVESTIG. Y DESARROLLO	122.21	25817	-6.9027	0	7	0
R3	130.58	23320.1	-7.6056	0	1	0
R1	200	12723.1	-11.792	0	2	0
R11	201.2	12621.7	-11.845	0	2	0
ED ADMON	173.86	15397.7	-10.4739	0	106	0
CALDERA	84.93	47297	-2.71936	5.82867E-13	3	0

RESULTADOS

Tabla 10. Riesgo social por FLASH FIRE.

Instalación	Distancias	Radiación W	Valor PROBIT	Probabilidad de afectación	Trabajadores	Fatalidades
CELDA	6.68	77820	9.73055	99.99988	3	3
HIDROGENO	17.18	61620	8.933846	99.99582	3	3
FRACCIONAMIE NTO	53.47	19220	4.957193	48.29278	1	1
BODEGA	40.09	29120	6.37534	91.54875	10	9
EMPAQUE	21.74	53640	8.46044	99.97303	39	39
PROCESO QUIMICO	39.72	29480	6.41728	92.17999	26	24
PROCESO FISICO	47.87	22740	5.53122	70.23694	2	1
R Y B	76.52	10490	2.890321	1.744301	6	0
ALMACENAMIE NTO	121.13	4400	-0.07524	1.935E-05	2	0
INVESTIG. Y DESARROLLO	122.21	4330	-0.12998	1.44884E-05	7	0
R3	130.58	3800	-0.57565	1.23303E-06	1	0
R1	200	1610	-3.50690	0	2	0
R11	201.2	1590	-3.5495	0	2	0
ED	173.86	2140	-2.5355	2.43139E-12	106	0
ADMINISTRATIV O						
CALDERA	84.93	8670	2.2398	0.288916	3	0

Tabla 11. Riesgo social por JET FIRE.

Instalación	Distancias	Radiación WTS/M2	Valor PROBIT	Probabilidad de afectación	Trabajadores	Fatalidades
CELDA	3	48020	8.08266	99.89742283	3	3
HIDROGENO	11.25	23750	5.67956	75.16087677	3	2
FRACCIONAMIENTO	59.4	1380	-4.03307	0	1	0
BODEGA	45.1	2400	-2.14418	4.52638E-11	10	0
EMPAQUE	26.28	6660	1.339633	0.012592753	39	0
PROCESO QUIMICO	34.46	4060	-0.34974	4.4038E-06	26	0
PROCESO FISICO	43.06	2630	-	4.19231E-10	2	0
R Y B	72.18	930	-5.38016	0	6	0
ALMACENAMIENTO	115.18	360	-8.61969	0	2	0
INVESTIG. Y DESARROLLO	116.28	350	-8.71584	0	7	0
R3	124.69	300	-9.2420	0	1	0
R1	196.41	120	-12.369	0	2	0
R11	195.46	120	-12.369	0	2	0
ED ADMON	171.059	160	-11.387	0	106	0
CALDERA	82.7	700	-6.3499	0	3	0

RESULTADOS

Como se puede ver en base a todas las consecuencias por los accidentes, BLEVE es el accidente más peligroso afectando más del 50 por ciento de la planta y al mayor número de personal, el número de fatalidades totales por BLEVE es de 112 personas de 213 que laboran allí. El menor número de fatalidades se observó en JET FIRE cuando el diámetro del agujero afecta sólo el área de las celdas de hidrogeno y dando un número de 3 fatalidades. En el caso de los accidentes producidos por un diámetro de agujero de 100 mm, JET FIRE sigue siendo el que tiene menos impacto en el personal dando un número total de fatalidades de 5. La **Tabla 12** muestra de una forma más clara el riesgo social de todos los accidentes para un diámetro de 100 mm.

RESULTADOS

Tabla 12. Riesgo social

ACCIDENTE	INSTALACIÓN	NÚMERO DE FATALIDADES
BLEVE	CELDAS	3
	HIDROGENO	3
	FRACCIONAMIENTO	1
	BODEGA	10
	EMPAQUE	39
	PROCESO QUIMICO	26
	PROCESO FISICO	2
	R Y B	6
	ALMACENAMIENTO	2
	INVESTIG. Y DESARROLLO	7
	R3	1
	R1	2
	R11	2
	ED ADMINISTRATIVO	106
	CALDERA	3
JET FIRE	CELDAS	3
	HIDROGENO	3
VCE	CELDAS	3
	HIDROGENO	3
	BODEGA	10
	EMPAQUE	39
	PROCESO QUIMICO	26
	PROCESO FISICO	1
FLASH	CELDAS	3
	HIDROGENO	3
	BODEGAS	9
	EMPAQUE	39
	PROCESO QUIMICO	24
	PROCESO FISICO	1

El riesgo individual (ver **Tablas 13 y 13.1**) fue obtenido a partir de los incidentes de liberación continua e instantánea, donde se tiene un riesgo individual total mayor a partir de una

RESULTADOS

liberación continua, $1.67E-04$ contra $2.9848E-06$, debido a que en una liberación continua se puede dar el accidente conocido como JET FIRE a diferencia de una liberación instantánea donde aparece BLEVE, otro de los motivos por el cual el riesgo es mayor en una liberación continua es en general a que las frecuencias son más altas; por ejemplo, para VCE y FLASH FIRE tenemos frecuencias de $1.22E-05$, mientras que en una liberación instantánea las frecuencias de estos accidentes es de $2.0025E-07$. Otro factor importante que ocasiona un riesgo individual mayor debido a una liberación continua se debe a las condiciones dominantes del clima en esta área geográfica, esto debido a que las áreas de afectación de los accidentes debido a los incidentes de liberación continua están en función del clima. Los lugares que representan un mayor riesgo individual en la **Tabla 13** son las celdas de hidrogeno, el reactor de hidrogeno, empaque y la bodega. En una liberación instantánea, los lugares con mayor riesgo individual son: empaque, las celdas productoras de hidrogeno y el reactor. En ambas tablas se observa que el mayor riesgo ocurre en estas zonas, esto es debido a la distancia a la que se encuentran respecto al origen del accidente. Debajo de cada tabla se encuentran las frecuencias de los accidentes.

Tabla 13. Riesgo individual para una liberación continúa.

liberación continua				
UNIDAD	IR VCE	IR JET FIRE	IR FLASH FIRE	TOTAL
	100mm	100mm	100mm	100mm
CELDAS	$1.22E-06$	$3.01E-06$	$1.22E-05$	$1.64E-05$
HIDROGENO	$1.22E-06$	$2.27E-06$	$1.22E-05$	$1.57E-05$
FRACCIONAMIENTO	$8.31E-07$	0	$5.90E-06$	$6.73E-06$
BODEGA	$1.22E-05$	$1.36E-18$	$1.12E-07$	$1.23E-05$
EMPAQUE	$6.82E-06$	$3.80E-10$	$1.22E-05$	$1.90E-05$
PROCESO QUIMICO	$9.01E-16$	$1.33E-13$	$1.13E-05$	$1.13E-05$
PROCESO FISICO	0	$2.52E-19$	$8.58E-06$	$8.58E-06$
R Y B	0	0	$2.14E-07$	$2.14E-07$
ALMACENAMIENTO	0	0	$1.77E-12$	$1.77E-12$
INVESTIG. Y DESARROLLO	0	0	$5.48E-11$	$5.48E-11$
R3	0	0	$1.51E-13$	$1.51E-13$
R1	0	0	0	$0.00E+00$
R11	0	0	0	$0.00E+00$
ED ADMON	0	0	$2.9304E-19$	$2.93E-19$
CALDERA	$7.12E-20$	0	$3.52766E-08$	$3.53E-08$

RESULTADOS

En el problema la frecuencia de VCE es $1.22e-05$, la frecuencia de JET FIRE es $3.02e-0.6$, mientras que la frecuencia de FLASH FIRE es de $1.22e-05$ y el riesgo individual total de liberación continúa es de $9.03e-05$.

La **Tabla 13.1** presenta el riesgo individual para una liberación instantánea.

Tabla 13.1 Riesgo individual para una liberación instantánea

UNIDAD	IR BLEVE (P*f)	IR VCE 100mm	IR FLASH FIRE 100mm	TOTAL 100 mm
CELDAS	4.44E-08	2.03E-08	2.02E-07	2.67E-07
HIDROGENO	4.41E-08	2.03E-08	2.02E-07	2.66E-07
FRACCIONAMIENTO	2.92E-08	1.38E-08	9.78E-08	1.41E-07
BODEGA	3.57E-08	2.02E-07	1.85E-09	2.40E-07
EMPAQUE	4.16E-08	1.13E-07	2.02E-07	3.57E-07
PROCESO QUIMICO	4.01E-08	1.49E-17	1.87E-07	2.27E-07
PROCESO FISICO	3.71E-08	0	1.42E-07	1.79E-07
R Y B	2.38E-08	0	3.54E-09	2.73E-08
ALMACENAMIENTO	6.54E-09	0	2.94E-14	6.54E-09
INVESTIG. Y DESARROLLO	4.57E-09	0	9.09E-13	4.57E-09
R3	1.83E-10	0	2.50E-15	1.83E-10
R1	1.59E-10	0	0	1.59E-10
R11	5.52E-10	0	0	5.52E-10
ED ADMINISTRATIVO	1.82E-08	0	4.86E-21	1.82E-08
CALDERA	1.77E-08	1.18E-21	5.85055E-10	1.83E-08

Para una liberación instantánea la frecuencia de VCE Y FLASH FIRE es $2.025E-07$

Mientras que para BLEVE es de $5.00E-08$. El riesgo individual total en la liberación instantánea es de $1.75E-06$

RESULTADOS

Riesgo Individual total.

Si utilizamos el valor de 1×10^{-6} del riesgo individual como parámetro de aceptabilidad, se tiene que el riesgo individual total obtenido no es aceptable y éste tiene que ser reducido.

Riesgo individual total obtenido = 9.21×10^{-5}

Parámetro de aceptabilidad $\leq 1 \times 10^{-6}$

De esta manera $9.21 \times 10^{-5} > 1 \times 10^{-6}$

Como se especificó anteriormente, el riesgo individual total es la suma del riesgo individual debido a una liberación instantánea más la suma del riesgo individual debido a una liberación continua. Lo anterior puede ser visto en la ecuación (31), la cual indica que la suma de estos riesgos debe ser menor o igual al parámetro de aceptabilidad. El resultado obtenido indica que el valor del riesgo individual es mayor que el criterio de aceptabilidad, por lo que es necesario tomar medidas adecuadas para la reducción del riesgo.

$$IR_{\text{Liberación instantánea}} + IR_{\text{Liberación continua}} \leq 1 \times 10^{-6} \quad (31)$$

El riesgo individual es función de la frecuencia y la probabilidad, de esta manera, para reducir el riesgo individual tenemos dos opciones, reducimos frecuencia o reducimos consecuencia. Existen varios enfoques que permitan la reducción de este riesgo hasta su valor aceptable o menor. El enfoque más robusto y más utilizado es el de seguridad inherente. Basándonos en éste, las estrategias que se pueden aplicar para la reducción del riesgo individual en este proceso son las siguientes:

Minimizar

Reducción de inventario: Basándonos en el consumo promedio de hidrogeno, es posible reducir los valores de los inventarios de los tanques de almacenamiento de hidrogeno a un valor óptimo, el cual no comprometa la producción y reduzca el riesgo hasta su valor aceptable. La reducción del inventario, disminuirá el riesgo individual debido a una liberación instantánea, reduciendo en consecuencia el riesgo individual total. En los resultados es posible apreciar que el riesgo que tiene un mayor impacto es precisamente el referido a una liberación instantánea, de tal manera que si reducimos este riesgo, se reducirá de manera significativa el riesgo individual total, debido a la reducción de las zonas de afectación. Por otra parte, esta estrategia de reducción

RESULTADOS

del riesgo se ve limitada a la cantidad de hidrogeno requerida por el proceso de hidrogenación, el cual requiere 7,500 kg de Hidrogeno por 2,500 kg de aceite. En la **Figura 12** es posible apreciar el efecto que tiene la reducción de inventario en el área de afectación, para el máximo inventario como se aprecia en la figura se tiene que el área de afectación alcanza el edificio administrativo. Por otra parte, la reducción de inventario podría limitar la zona de afectación pudiendo dejar fuera del área de afectación el edificio administrativo, eliminando de esta manera el riesgo individual asociado a este edificio.

Lo anterior puede ocurrir en las instalaciones afectadas por los accidentes involucrados en las unidades de producción y almacenamiento de hidrogeno (BLEVE), reduciendo de esta manera el riesgo individual asociado a una liberación instantánea y en consecuencia el riesgo individual total.



Figura 12. Efecto en la reducción de inventario en la zona de afectación.

Simplificar

Reubicación: En los resultados es posible observar que la cantidad obtenida del riesgo individual y del riesgo social se debe a la cercanía de las unidades de peligro (almacenamiento de hidrogeno) con respecto a las de personal, de esta manera resulta interesante la estrategia de

RESULTADOS

reubicar las instalaciones con alta densidad de personal a una posición óptima considerando la disponibilidad del terreno así como los aspectos económicos. Sí reubicamos las instalaciones a posiciones más seguras fuera del área de afectación, se podrá disminuir el riesgo individual así como el riesgo social, pudiéndose eliminar la aportación de estos riesgos por parte de la unidad a reubicar (ver **Figura 13**). Sin embargo, esta estrategia está limitada debido a la disponibilidad del terreno con la que cuenta la planta, aunque es posible considerar la reubicación de las instalaciones más afectadas, considerando la reubicación de edificios administrativos y cuartos de control, los cuales resultan más prácticos de reubicar.



Figura 13. Efecto en el riesgo social e individual en una instalación debido a la reubicación.

Reducción de conexiones: Con el propósito de reducir la frecuencia es posible reducir el número de interconexiones en tuberías, bridas, mangueras y válvulas, lo cual reducirá la frecuencia de una emisión continua y en consecuencia el riesgo social e individual. Una liberación continua de material ocurre en su gran mayoría en las uniones (válvulas, bridas, mangueras etc.). La frecuencia total debido a una liberación instantánea de material en las unidades de almacenamiento es igual a la suma de todas las frecuencias de falla de las válvulas,

RESULTADOS

mangueras y bridas con las que cuentan, lo mismo ocurre para el sistema de tuberías. Si reducimos el número de conexiones o válvulas, la frecuencia total disminuirá de tal forma que el riesgo individual será menor.

Las estrategias anteriores pueden ser aplicadas al proceso para la reducción del riesgo a niveles tolerables; sin embargo, dado el layout de la planta y el tiempo de operación, limita la reducción del riesgo a su nivel aceptable mediante la aplicación de una sola estrategia. Por lo tanto resulta atractivo utilizar todas en conjunto, de tal manera que cada una disminuya una porción del riesgo total, sin pasar los límites que se tiene con la aplicación de cada una de ellas.

Si la aplicación de las estrategias anteriores resulta complicada, se podría utilizar el enfoque de seguridad activa y pasiva para mitigar, controlar y reducir el riesgo.

Discusión de Resultados

La **Figura 14** muestra las principales etapas de cálculo para la obtención del riesgo social e individual. Las principales variables y parámetros son especificados, para las diferentes etapas.

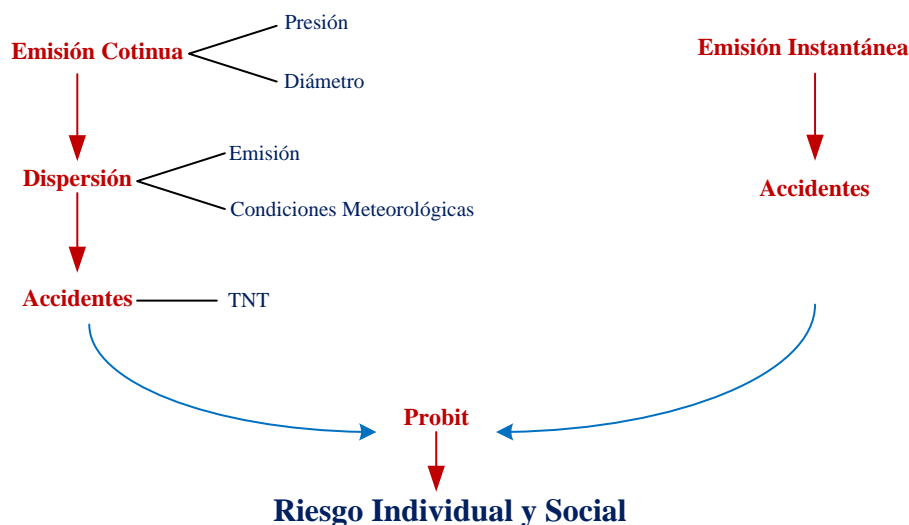


Figura 14. Etapas del cálculo de riesgo.

Para una emisión continua, la presión, la fase y el diámetro de orificio son las principales variables que definen la cantidad y tipo de flujo. La fase y presión son parámetros conocidos, tomados de las condiciones del proceso, de esta manera el diámetro de orificio de fuga es el

RESULTADOS

principal valor que debe ser determinado con el objetivo de cuantificar el flujo de emisión. El comportamiento del flujo de emisión con respecto al diámetro de orificio se puede apreciar en la **Figura 15**.

Para el cálculo del riesgo social e individual se usó un diámetro de 100 mm de acuerdo a las metodologías ya existentes basadas en datos estadísticos, donde se sugiere este valor para una tubería de entre 8 y 12 pulgadas, la cual corresponde al diámetro de la tubería en cuestión.

Para una emisión continua, la dispersión juega un papel muy importante, debido a que ésta definirá el alcance y consecuencias de los accidentes que están ligados a la dispersión. Las condiciones meteorológicas son los principales factores que afectan la dispersión, aunque la tasa y condiciones de emisión son de gran importancia, debido a que es necesario elegir el modelo de dispersión a utilizar.

Las principales variables climatológicas que afectan la dispersión son las siguientes:

Velocidad del viento

En Morelia la velocidad del viento oscila principalmente entre 6,7,8 y 9 m/s. Si se resuelve el modelo de dispersión para estas velocidades, manteniendo fijo el flujo de emisión, es posible apreciar en los perfiles que la dispersión no cambia significativamente, incluso para el valor del peor escenario de 1.5 m/s, el cual representa condiciones de calma. De esta manera, se tomó el valor de velocidad de viento más predominante para el cálculo de la dispersión.

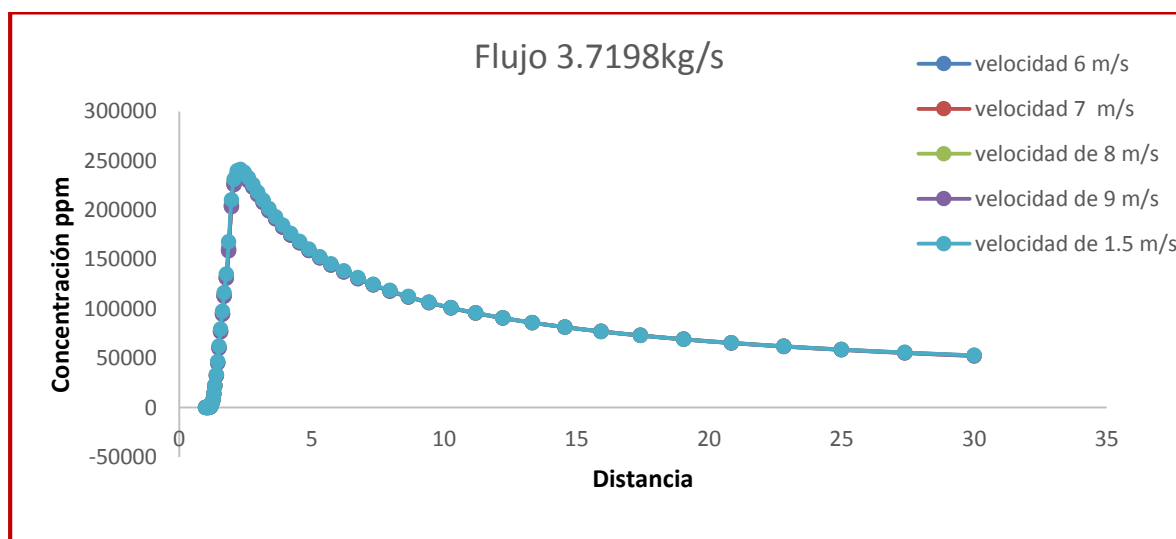


Figura 15. Análisis del flujo respecto de la velocidad del viento.

RESULTADOS

Dirección del Viento

La dirección del viento es una de las variables más importantes a considerar en cálculos de dispersión. La dirección del viento dicta, en el caso del cálculo del riesgo, las zonas que resultarán afectadas dada la ocurrencia de un incidente. Para el caso de estudio resuelto, se utilizó la dirección de viento más predominante aquí en la región de Morelia.

Flujo de Emisión

La variación de la dispersión respecto al flujo de emisión se puede apreciar en la **Figura 16**, donde a menores flujos de emisión se tendrán concentraciones menores, debido a que la cantidad de material emitido es menor.

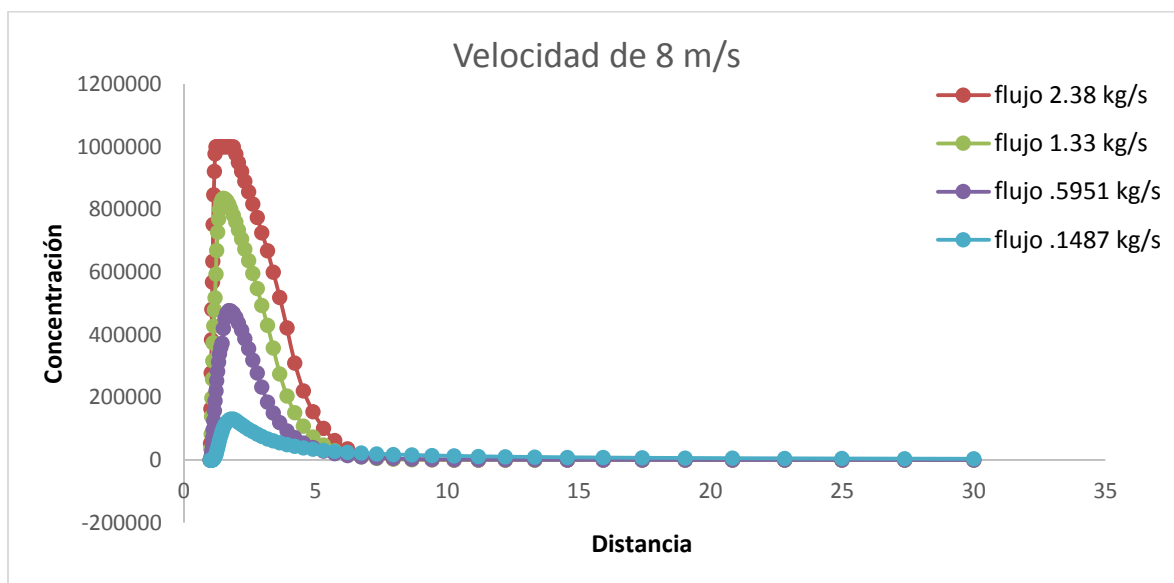


Figura 16. Variación de la dispersión respecto al flujo de emisión.

Es necesario mencionar que los valores referidos a las condiciones meteorológicas fueron considerados a las condiciones más predominantes en la región. De esta manera, el diámetro de orificio, para el caso de una emisión continua representa una de las principales variables que debe ser determinado o elegido con adecuados criterios.

A continuación se muestra el cálculo del riesgo individual para dos diferentes tamaños de orificio. El riesgo individual resulta mayor para diámetros mayores debido a la cantidad de material emitido (ver **Tabla 14**).

RESULTADOS

Tabla 14. Riesgo individual para diferentes diámetros de orificio.

Diámetro de Orificio (cm)	Riesgo Individual
10	9.21E-05
5	7.43E-05

En conclusión, los parámetros modelos que más afectan los resultados son el diámetro de agujero de la emisión y la velocidad y dirección del viento.

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

En el presente trabajo se presentó un análisis de riesgo cuantitativo aplicado a una planta refinadora de aceite vegetal ubicada en la ciudad de Morelia. La selección de instalaciones para el ARQ muestra que las instalaciones relacionadas con la producción y almacenamiento de hidrógeno representan las instalaciones más peligrosas. De esta manera, el ARQ se centró en estas instalaciones. El riesgo individual fue el parámetro seleccionado para definir la aceptabilidad del riesgo. De acuerdo al riesgo de aceptabilidad, el riesgo obtenido es no aceptable. El resultado es debido a la proximidad de las unidades peligrosas con respecto a las de mayor densidad de personal. La liberación instantánea es el incidente que ocasiona un mayor riesgo social e individual, esto debido a la cantidad de hidrogeno inventariado, el cual genera una área de afectación mayor debido a la ocurrencia del accidente BLEVE.

El presente estudio proporciona una herramienta, la cual tiene como principal utilidad conocer el nivel de riesgo asociado al proceso, donde es posible apreciar de manera cuantitativa las magnitudes de riesgo asociadas con cada instalación que conforma la planta. Lo anterior es de gran utilidad debido a que permite generar una estrategia para la reducción del riesgo de tal manera que la atención se centre en los elementos que tengan un impacto significativo en el riesgo.

REFERENCIAS

REFERENCIAS

- Abuswer, M., Amyotte, P., & Khan F. (2013). A quantitative risk management framework for dust and hybrid mixture explosions. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 26, 283-289
- Barry, B. (2011). The 2010 BP Gulf of Mexico oil spill: Implications for theory of organizational disaster. *Technology in Society*. 33, 244–252.
- Crowl, D. A., & Louvar, J. F. (2011). *Chemical process safety fundamentals with applications* (3rd ed.). Upper Saddle River, New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Díaz-Ovalle, C., Vazquez-Roman, R., & Mannan, M.S. (2009). A comparison of deterministic and stochastic approaches to solve the facility layout problem with toxic releases computer. *Computer Aided Chemical Engineering*. 26, 93-98.
- Díaz-Ovalle, C., Vazquez-Roman, R., & Mannan, M.S. (2010). An approach to solve the facility layout problem based on the worst-case scenario. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 23, 385-392.
- Hu, H., Cheng, G., Li, Y., & Tang, Y. (2009). Risk-based maintenance strategy and its applications in a petrochemical reforming reaction system. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 22, 392–397.
- Jung, S., Ng, D. Laird, C., & Mannan, M.S. (2010). A new approach for facility siting using mapping risks on a plant grid area and optimization. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 23, 824–830.
- Jung, S. Ng, D., Diaz-Ovalle, C., Vazquez-Roman, R., & Mannan, M.S. (2011). New approach to optimizing the facility siting and layout for fire and explosion scenarios. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 50, 3928–3937.
- Khan, F.I., & Haddara, M.R. (2004). Risk-based maintenance of ethylene oxide production facilities. *Journal of Hazardous Materials*. 108, 147-159.

REFERENCIAS

- Lira-Flores, J., Vazquez-Roman, R., Lopez-Molina, A., & Mannan, M.S. (2013). A MINLP approach for layout designs based on the domino hazard index. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 30, 219-227.
- Liu, X., Rapik Saat, M., & Barkan, C.P.L. (2013). Integrated risk reduction framework to improve railway hazardous materials transportation safety. *Journal of hazard materials*. 260, 131-140.
- Liwång, H., Ringsberg, J.W., & Norsell, M. (2013). Safety science quantitative risk analysis – Ship security analysis for effective risk control options. *Safety Science*.58, 98–112.
- López-Molina, A., Vázquez-Román, R., Mannan, M.S., & Félix-Flores, M.G. (2013). An approach for domino effect reduction based on optimal layouts. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 26, 887-894.
- Martinez-Gomez, J., Napolez-Rivera, F., Ponce-Ortega, J.M., Serna-González, M., & El-Halwagi, M.M. (2014). Optimization of facility siting and unit relocation with the simultaneous consideration of economic and safety issues. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 53, 3950-3958.
- Ordouei, M.,H., Elkamel, A., & Al-Sharrah, G.(2014). New simple indices for risk assessment and hazards reduction at the conceptual design stage of a chemical process. *Chemical engineering science*.119, 218-229.
- Papazoglou,A.,I.,*,Aneziris,O.,Konstandinidou,M., Giakoumatos,I.(2009). Accident sequence analysis for sites producing and storing explosives. *Accident Analysis and Prevention*. 41, 1145–1154.
- Steinhauser, G., Brandl, A., Johnson, T.E. (2014). Comparison of the Chernobyl and Fukushima nuclear accidents: A review of the environmental impacts. *Science of the total environmental*. 470-471, 800-817.

APENDICES

APÉNDICES

APÉNDICE A. INVENTARIO

Descripción							
Tanques de almacenamiento de aceite crudo	Aceite:	Densidad kg/lt	Temperatura	Volumen lt/cm	Masa	P atm	Pv kPa
tanque 201	palmiste crudo	0.9213			150061	1	0.0001
tanque 202	palma hibrida refinada	0.907	20	320.00	19041	1	0.0001
tanque 203	aceite de palma ego rb	0.926	26	311.00	229880	1	0.0001
tanque 204	palma cruda con rec y almacenamiento	0.9808	32	300.00	508106	1	0.0001
tanque 205	canola cruda primera prensa	0.915	50	1,051.38	220861	1	0.0001
tanque 206	palma cruda con rec y almacenamiento	0.904	23	553.00	1098043	1	0.0001
tanque 207	canola cruda primera prensa	0.9222	31	1,058.00	110986	1	0.0001
tanque 208	palma hibrida refinada oil mix	0.9084	22	462.00	71446	1	0.0001
tanque 209	estearina de palmiste crudo	0.9044	24	742.00	322298	1	0.0001
tanque 210	ácidos grasos	0.9297	45	734.00	18952	1	0.0001
tanque 211	ácidos grasos	0.9324	22	91.00	56	1	0.0001
tanque de sosa esterificación: rara vez se usa el proceso pero almacenan : níquel	NAOH	1.51	18	119.46	13800	1	
reactor de esterificación	aceite y metoxido de sodio		t máx. 120 C		10kg de metoxido	p 45mHg opera al vacío	
	10kg de metoxido x 1o ton de aceite				500		

APENDICES

Descripción							
tanques 600							
601 K	Grasa BF6 mezcla hidrogenada	0.9024	32	303.00	13672	1	0.0001
602 K	palmistle full hidrogenado	0.914	24	157.00	2655	1	0.0001
603 K	estearina de palmistle full hidrogenado	0.9066	35	323.00	40410	1	0.0001
604	grasa reproceso fundida	0.9104	21	155.00	-	1	0.0001
605 K	grasa reproceso fundida	0.89	22	303.00	100452	1	0.0001
606 K	palma RBD	0.8966	39	158.00	78033	1	0.0001
607	grasa reproceso fundida	0.905	29	89.70	9417	1	0.0001
608 K	palmistle crudo	0.9159	28	90.00	47109	1	0.0001
609 K	palmistle crudo	0.9166	27	91.43	9595	1	0.0001
610 K	aceite RBD Canola	0.917	20	89.00	653	1	0.0001
611 K	Estearina de palmistle crudo	0.9192	38	261.50	89510	1	0.0001
Reactor de hidrogeno							
	H2 níquel y aceite		Tmax 205 C	10 ton	7500	5kg/cm3	
Celdas productoras de hidrogeno							
tanque de cambio de fase							
	H2 vpt						
celdas	H2 E H2O	funcionamiento de celdas para H2					
		celdas electroquímica					
2 tanques de almacenamiento de H2	H2 fase liquida. P t			5293 lt			

APENDICES

Descripción							
tanques de almacenamiento de producto terminado							
tanque 901					0	1	0.0001
tanque 902					0	1	0.0001
tanque 903					0	1	0.0001
tanque 904					0	1	0.0001
tanque 905					0	1	0.0001
tanque 906					0	1	0.0001
tanque 907					0	1	0.0001
tanque 908					0	1	0.0001
tanque 909					0	1	0.0001
tanque 910					0	1	0.0001
tanque 911					0	1	0.0001
tanque 912					0	1	0.0001
tanque 913					0	1	0.0001
tanque 914					0	1	0.0001
tanque 915					0	1	0.0001
tanque 916					0	1	0.0001
fraccionamiento contenedores							
tanque 1 021	estearina 52 RBD	0.89	60	56.4	1600	1	0.0001
Tanque 1001	Palma RBD	0.9	40		5525	1	0.0001
Tambo M1	Ácidos grasos Palma RBD	0.9		18.84	1800	1	0.0001
M2	Palma RBD	0.89			1	1	0.0001
M3	Palma RBD	0.89			2,200	1	0.0001
M4	Palma RBD	0.89			2,200	1	0.0001
M5	Palma RBD	0.89			2,200	1	0.0001
M6	Palma RBD	0.89			2,200	1	0.0001
tambo1	soap stock	0.9			364	1	
tambo2	inter58 mezcla	0.9			150	1	0.0001

APÉNDICE B. LAYOUT

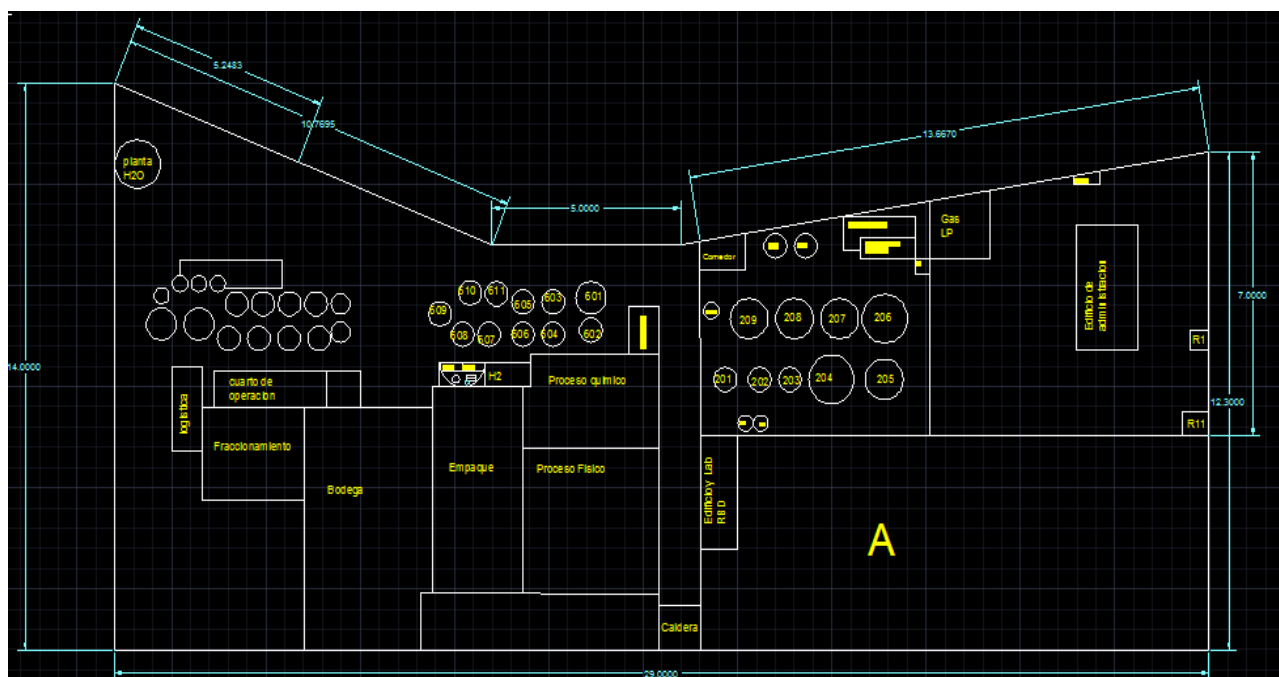


Figura 17. Layout general de la planta

El layout de la planta consta de tres secciones, la primera se describe en la **Figura 18**, donde se encuentra el edificio administrativo, lockers, dos casetas de vigilancia, el estacionamiento y un apartado donde se tiene gas LP. La letra A representa a la industria que se encuentra localizada al lado de la planta.

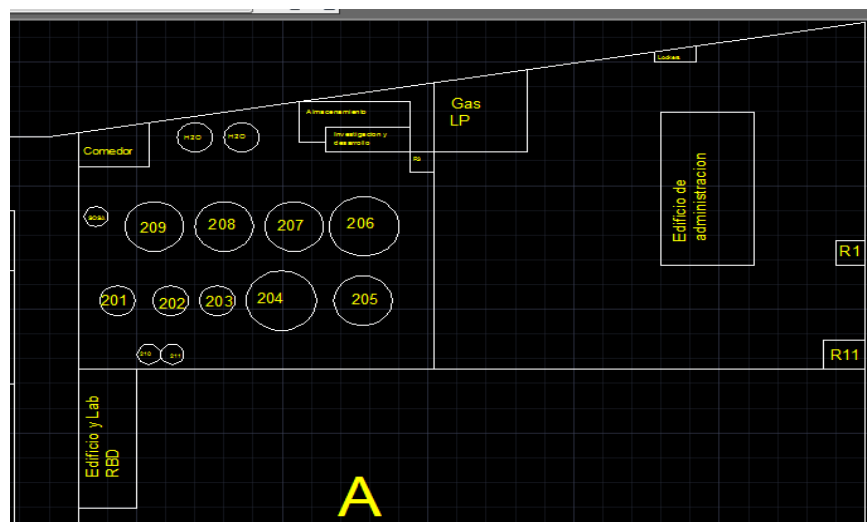


Figura 18. Primera sección del layout de la planta

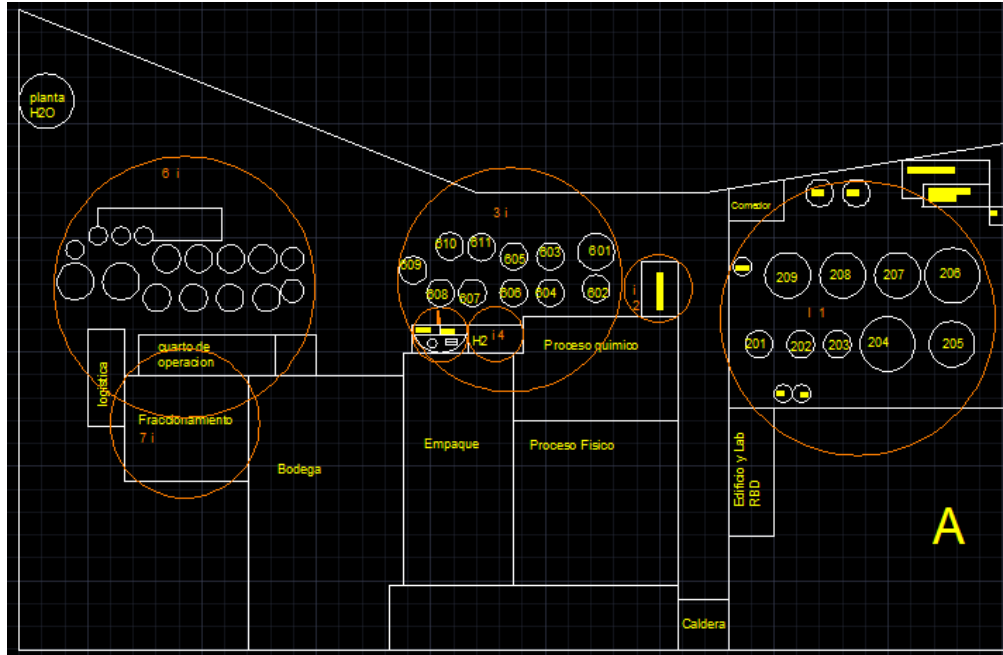


Figura 19. Secciones aisladas de la planta de las secciones dos y tres

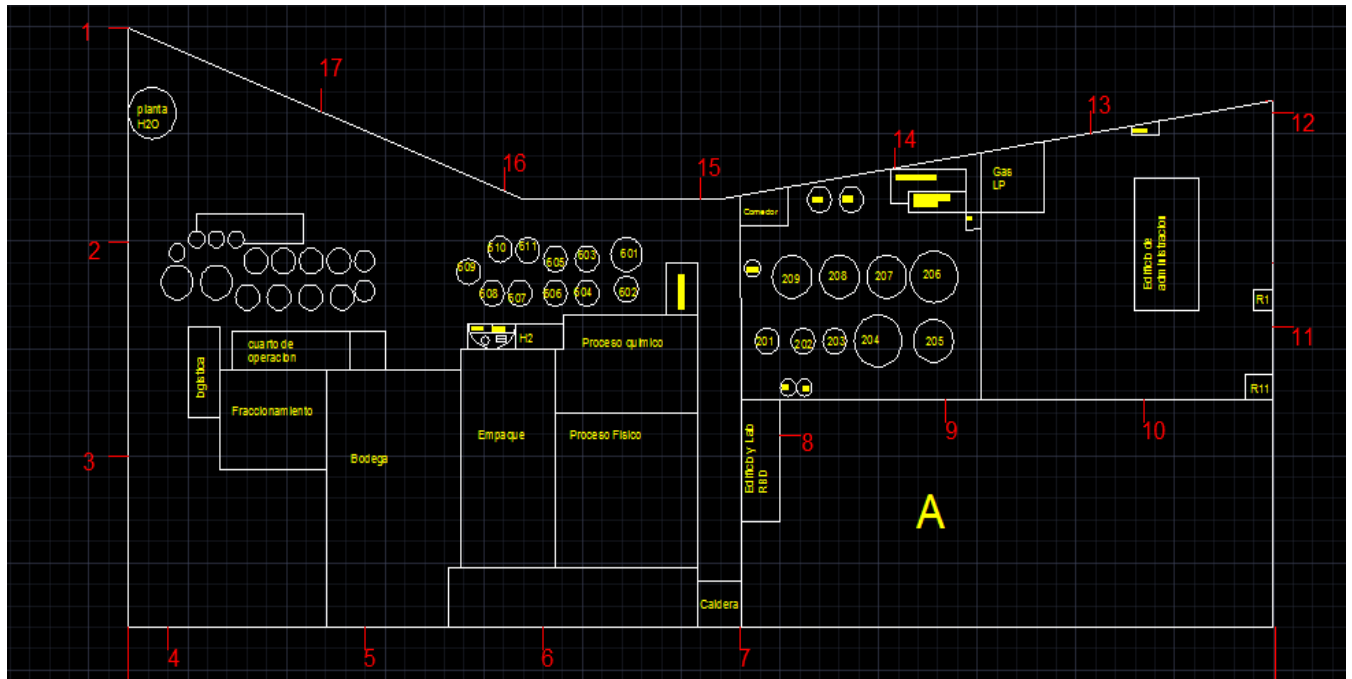


Figura 20. Perímetro de la planta, dividido en segmentos de 50 m.

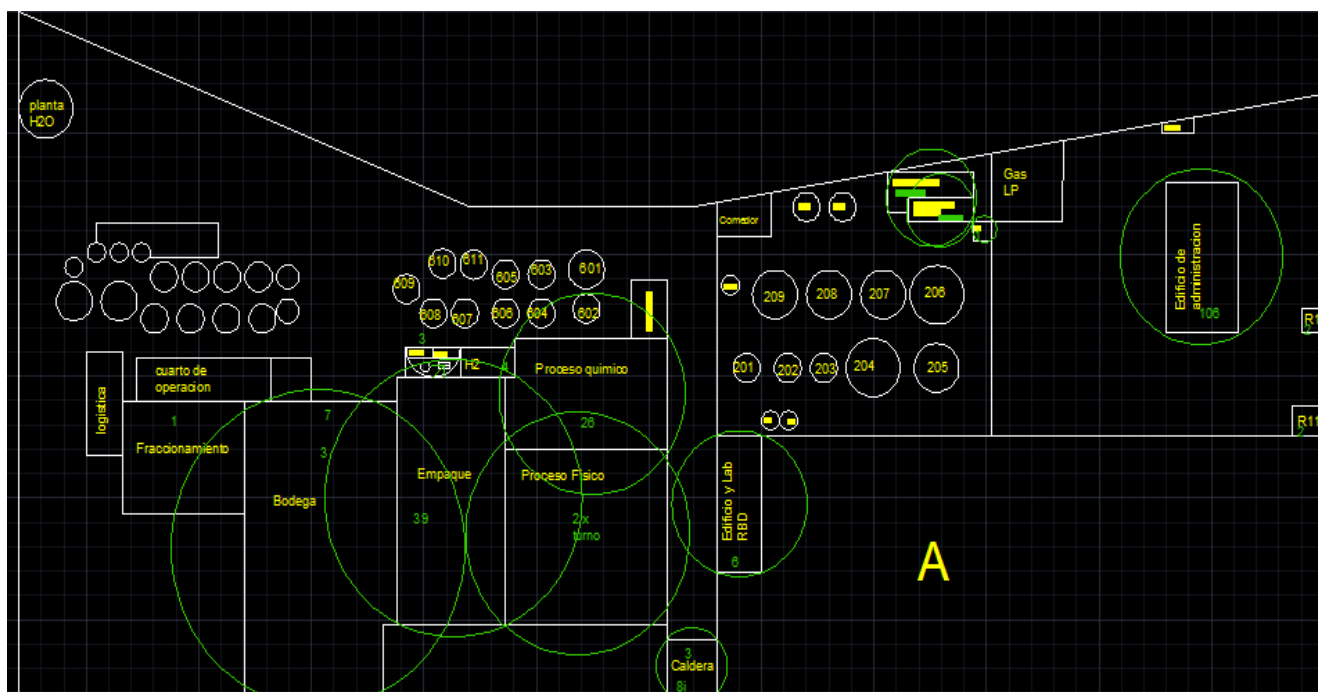


Figura 21. Layout de la planta representando las zonas donde se encuentran laborando el personal de la planta, los números representan las personas por turno que se encuentran en el área circulada.

APÉNDICE C. TABLAS DE SEGURIDAD



HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD
PARA MATERIALES PELIGROSOS

HIDRÓXIDO
DE SODIO

ETIQUETAS DE RIESGOS PRIMARIOS DE LA SOSA

FECHA DE ELAB: MAY 95

FECHA DE REV: ENERO 2010

I. DATOS GENERALES DEL RESPONSABLE DE LA SUSTANCIA													
		NOMBRE DEL FABRICANTE O PROVEEDOR :Mexichem Derivados S.A. de C.V., Planta Santa Clara											
		DOMICILIO COMPLETO: Km. 16.5 Vía Morelos, Santa Clara, Estado de Méx., C.P. 55540											
		EN EMERGENCIAS COMUNICARSE AL TELEFONO: 01 55 5699 2460, Fax: 01 55 5788 8332											
II. IDENTIFICACION DE LA SUSTANCIA QUIMICA PELIGROSA													
NOMBRE QUIMICO: HIDROXIDO DE SODIO		NOMBRE COMERCIAL: SOSA CAUSTICA						SINONIMOS: Sosa Grado Industrial, Lejía, Lejía Cáustica, Hidrato de Sodio, Sosa, Pennvidral,					
FORMULA QUIMICA: NaOH		FORMULA MOLECULAR: NaOH						FORMULA DESARROLLADA: NaOH					
GRUPO QUIMICO: Base Fuerte		PESO MOLECULAR: 39.9971 gr / mol						IDENTIFICACION: UN 1824, CAS 1310-73-2, EINEC 215-185-5, RTECS WB4900000					
III. IDENTIFICACION DE COMPONENTES PELIGROSOS													
NOMBRE DEL COMPONENTE	% PESO	No. ONU	No. CAS	CPT	CCT	P	IPVS	GRADO DE RIESGO					
				mg/m ³	mg/m ³	mg/m ³	mg/m ³	S	I	R	ESP	E.P.P.	
Hidróxido de Sodio	48.5	1824	1310-73-2	-	-	2	10	3	0	1	ALC	Traje completo de hule	
IV. PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS													
1. ESTADO FISICO	Líquido Viscoso			13. CAPACIDAD CALORIFICA	No Relevante								
2. COLOR	Blanquecino			14. DENSIDAD DE VAPOR (aire = 1)	No Aplica								
3. OLOR	Sin olor			15. DENSIDAD RELATIVA (agua = 1)	1.530 (15.6° C y 50% peso)								
4. TEMPERATURA DE EBULLICION	145° C (al 50% peso)			16. DENSIDAD DEL GAS SECO	No Aplica								
5. TEMPERATURA DE FUSION	10° C (al 50% peso)			17. DENSIDAD DEL LIQUIDO	1.530 gr/cc (15.6° C y 50% peso)								
6. TEMPERATURA DE INFLAMACION	No Aplica			18. RELACION GAS / LIQUIDO	No Aplica								
7. TEMPERATURA DE AUTOIGNICION	No Aplica			19. COEFICIENTE DE EXPANSION	No Aplica								
8. L.S. INFLAMABILIDAD-EXPLOSIVIDAD	No Aplica			20. SOLUBILIDAD EN AGUA	100% Soluble								
9. L.I. INFLAMABILIDAD-EXPLOSIVIDAD	No Aplica			21. PRESION DE VAPOR	6.3 mmHg (40° C, 50% peso)								
10. CALOR DE COMBUSTION	No Aplica			22. % DE VOLATILIDAD	No Aplica								
11. CALOR DE VAPORIZACION	No Aplica			23. VEL. DE EVAPORACION (butilacetato=1)	No Aplica								
12. CALOR DE FUSION	No Relevante			24. TEMPERATURA DE DESCOMPOSICION	No Aplica								
V. RIESGOS DE FUEGO O EXPLOSION													
A. MEDIO DE EXTINCION: CO ₂ : X NIEBLA DE AGUA: X ESPUMA: X PQS: X OTRO: No usar agentes extintores halogenados													
B. EQUIPO DE PROTECCION PERSONAL: Use ropa de hule (traje completo, botas, guantes y mandil), careta, goggles y casco de seguridad.													
C. PROCEDIMIENTO Y PRECAUCIONES ESPECIALES EN EL COMBATE DE INCENDIOS: Aísle de 25 a 50 metros para derrames pequeños y de 800 metros en todas direcciones si un carro tanque o pipa se ve involucrada en un incendio. Aléjese si se presentan ruidos, deformaciones o decoloración en los recipientes. Evalúe los riesgos y haga su plan de ataque. Enfriar los recipientes y tanques de almacenamiento con niebla de agua. No aplique el agua directamente o al interior de los recipientes. La sosa cáustica o hidróxido de sodio en cualquiera de sus presentaciones comerciales, es un material no combustible, no inflamable y no explosivo. Usar agua en un incendio donde se involucre la sosa cáustica, pudiera generar calor por la dilución de la sosa y que en un momento dado pudiera agravar las condiciones del incendio.													
D. CONDICIONES QUE CONDUCEN A OTRO RIESGO ESPECIAL: Evite el contacto directo con la piel, ingestión o inhalación. Es un material altamente corrosivo para cualquier tejido orgánico vivo. Evite fugas o derrames o formación de nieblas en el medio ambiente de trabajo.													
E. PRODUCTOS DE LA COMBUSTION TOXICOS O NOCIVOS PARA LA SALUD: Ninguno													
VI. RIESGOS DE REACTIVIDAD													
A. SUSTANCIA: ESTABLE: X INESTABLE: EXTREMADAMENTE INESTABLE:													
B. CONDICIONES A EVITAR: No almacene ni transporte sosa cáustica al 48.5% peso de concentración con las siguientes sustancias incompatibles, evite el uso de agua ya que al diluirse la sosa se generan grandes cantidades de calor.													
C. INCOMPATIBILIDAD (Sustancias a Evitar): Reacciona violentamente con hidrocarburos clorados, acetileno, acroleína, aluminio, amoniaco, trifluoruro de cloro, ácido acético, acetaldehído, anhídrido acético, acrilonitrilo, alcohol alílico, cloruro alílico, clorhidrina, hidroquinona, anhídrido maleico, pentóxido de fósforo, cloronitrotoluenos, ácido clorosulfónico, 1,2-dicloroetileno, etileno, fósforo, ácido sulfúrico, alcohol metílico con tetraclorobenceno, alcohol metílico con triclorometano, tetrahidrofuranos, tricloroetileno, agua, cianuros, ácido clorhídrico, ácido fluorhídrico, ácido nítrico, nitrometano, nitroetano, nitroparafinas, nitropropano, pentanol, oleum, zinc, plomo, estaño.													
D. PRODUCTOS PELIGROSOS DE LA DESCOMPOSICION: Ninguno				POLIMERIZACION ESPONTANEA: PUEDE OCURRIR: No									
CONDICIONES A EVITAR: No almacene sosa cáustica con sustancias incompatibles													

VII. RIESGOS A LA SALUD (TOXICIDAD)			
VII.1 Efectos a la Salud por Exposición Aguda			
Límite de Exposición	ppm	mg/m ³	Tipo de Organismos que se Sometieron a la Exposición del Agente Químico
LMPE ó TLV: CPT ó TWA	-	-	Exposición promedio ponderada en 8 horas de trabajo para humanos sin efectos adversos a la salud
LMPE ó TLV: CCT ó STEL	-	-	Exposición única a corto tiempo (15 min) en 8 horas de trabajo para humanos, sin efectos adversos
LMPE ó TLV: P ó C	-	2	Exposición única e instantánea que no se debe rebasar para humanos en sus 8 horas de trabajo
IPVS ó IDLH: CT _{exp} ó TC _{LD}		10	Concentración tóxica baja por inhalación reportada para humanos en una hora de exposición
IPVS ó IDLH: DT _{exp} ó TD _{LD}			No disponible
LC ₅₀			N.D.
LD _{50 oral}	500 mg / Kg		Dosis letal mas baja reportada en ratas o conejos
LC ₅₀			N.D.
LD ₅₀			N.D.
Rutas Potenciales de Ingreso al Organismo			
A. INHALACION: La inhalación de nieblas de sosa de 2 a 8 mg/m ³ puede causar ligeras irritaciones en las vías respiratorias. Concentraciones superiores pueden causar quemaduras más severas del tracto respiratorio (edema), resuello muy ruidoso, daños a pulmones como edema y neumonía química, falla respiratoria.			
B. INGESTION: Los niveles de efectos tóxicos pueden ser desde irritación hasta severas quemaduras de labios, boca, lengua, garganta, esófago y estómago después de pocos minutos de haber tragado la sosa, respiración corta y agitada, piel fría, salivación profusa, dolor abdominal, náuseas y vómito con sangre. Una aparente recuperación puede detenerse por la perforación del esófago o perforación gástrica desarrollando mediastinitis, peritonitis, fiebre intensa y acidosis metabólica. La muerte puede ocurrir por shock, asfixia por edema glótico o infección por neumonía			
C. OJOS (contacto): Principal riesgo de exposición. Los niveles de efectos tóxicos pueden ser desde irritación, severas quemaduras de cornea, conjuntiva y tejido epitelial, quemosis, fotofobia o visión limitada a la percepción de la luz, desintegración y desprendimiento del epitelio de la conjuntiva y de la cornea, edema corneal, ulceración y opacidad, isquemia limbal, adhesión de los párpados con el globo ocular, sobrecrecimiento de cornea por vascularización de membranas y opacidad corneal permanente. Daños de las estructuras intraoculares (retina) y perforación del globo ocular es raro que ocurran.			
D. PIEL (contacto y absorción): Mayor riesgo de exposición. Los niveles de efectos tóxicos pueden ser desde irritación y dolor, dermatitis irritante primaria, múltiples quemaduras con pérdida temporal de cabello, deterioro del material queratinoso, edema intracelular, quemaduras profundas y corrosión del tejido y ulceraciones profundas (destrucción de piel y tejidos). Exposiciones a nieblas o polvos cáusticos pueden causar múltiples ulceraciones o quemaduras pequeñas y pérdida temporal de cabello.			
VII.2 Efectos a la Salud por Exposición Crónica			
SUSTANCIA CONSIDERADA COMO: CANCERIGENA: No TERATOGENICA: No MUTAGENICA: No OTRO: Irritante Corrosiva			
POR LA DEPENDENCIA U ORGANISMO: STPS (NOM-010-STPS-1999): X OSHA: X NIOSH: X ACGIH: X OTRO: EPA			
VII.3 Información Complementaria			
El contacto repetido con esta sustancia y a bajas concentraciones puede causar dermatitis crónica y ulceraciones de los pasajes nasales. No se conocen otros efectos a largo plazo sobre los organismos vivos. El límite de exposición a nieblas de sosa cáustica por OSHA (PEL), ACGIH (TLV), NIOSH (REL) y DFG (MAK) es de 2 mg/ m ³ . Los órganos blanco de la sosa cáustica son principalmente la piel, ojos y sistema respiratorio. La LD ₅₀ intraperitoneal en ratones es de 40 mg/kg/día. En términos de la dosis total los cáusticos alcalinos han matado humanos adultos que los han ingerido en cantidades menores de 10 gramos.			
VII.4 Emergencias y Primeros Auxilios			
A. INHALACION: Mueva a la víctima a un lugar con aire fresco. Puede suministrar oxígeno húmedo con borbotsador. Si la respiración ha cesado administre respiración artificial. Consulte a un médico de inmediato.			
B. INGESTION: Si la persona está consciente de a beber agua fría, leche o leche de magnesia en cantidades de 228.6 ml (8 onzas) para adultos y 114.3 (4 onzas) para niños con el objeto de diluir y neutralizar la sosa. No induzca el vómito. Canalice a la víctima para lavados gástricos. Obtenga atención médica de inmediato.			
C. OJOS (contacto): Lave los ojos con abundante agua corrediza ocasionalmente girando el globo ocular y abriendo y cerrando los párpados con el objeto de lavar perfectamente toda la superficie del ojo. Haga el lavado al menos durante 30 minutos. Consulte a un médico de inmediato.			
D. PIEL (contacto y absorción): Retire la ropa contaminada inmediatamente y lave la piel con abundante agua corrediza mínimo durante 30 minutos de preferencia bajo una regadera de emergencia. Puede lavarse posteriormente con una solución diluida de ácido bórico o vinagre. Obtenga atención médica de inmediato.			
E. OTROS RIESGOS A LA SALUD: Sustancia con pH alcalino, fuertemente corrosivo a todos los tejidos por contacto, inhalación o ingestión provocando quemaduras de segundo y tercer grado en pocos segundos.			
F. ANTIDOTO (dosis en caso de existir): No determinado			
G. INFORMACION PARA ATENCION MEDICA PRIMARIA: Evaluaciones médicas deben ser hechas al personal a partir de cuando presentan signos o síntomas de irritación de piel, ojos o tracto respiratorio alto. Cada emergencia médica es única dependiendo del grado de exposición a la sosa cáustica, pero algunos tratamientos médicos exitosos fueron los siguientes:			
a) De inmediato deberán aplicarse los primeros auxilios recomendados con anterioridad.			
b) Para ingestión de sosa cáustica con quemaduras graves, practique un estudio completo de sangre. Considere la inserción de un tubo orogástrico o nasogástrico, pequeño y flexible para la succión del contenido gástrico. Evalúe quemaduras por medio de una endoscopia o laparotomía. Si hay signos y síntomas de perforación y sangrado realice pruebas de funcionalidad renal, PT, INR, PTT y tipo sanguíneo. Si lo considera administre corticosteroides, paracetamol y antibióticos. Secuelas de la ingestión de sosa cáustica pueden ser fistulas traqueoesofágicas y aortoesofágicas, estricturas de boca, esófago y estómago así como carcinoma esofagal.			
c) Para quemaduras en ojos si el daño es menor aplique soluciones oftálmicas tópicas, antibióticos o analgésicos sistémicos. Si hay quemaduras graves considere retirar diariamente los despojos del tejido necrosado y aplicación de atropina local, antibióticos, esteroides, ACTH sistémico, vitaminas, antiácidos, enzimas proteolíticas, acetazolamida, timolol, ácido ascórbico al 2%, citratos, EDTA, cisteína, NAC, penicilamina, tetraciclina, hidrocortururo de proparacaina para irrigación, lentes de contacto suaves, evitando la opacidad corneal y logrando la visión en el ojo.			
d) Para inhalación de aerosoles o polvos con sosa cáustica suministre oxígeno húmedo y conecte a la víctima a un monitor de estrés respiratorio. Si hay tos o dificultad para respirar, evalúe el desarrollo de hypoxia, bronquitis, neumonía o edema y siga suministrando oxígeno húmedo por intubación endotraqueal. Si se desarrollan broncoespasmos administre beta adrenérgicos.			

Fichas Internacionales de Seguridad Química

NIQUEL **ICSC: 0062**
Octubre 2001

Níquel metálico

CAS: 7440-02-0 Ni
 RTECS: OR5950000 Masa atómica: 58.7
 CE Índice Anexo I: 028-002-00-7
 CE / EINECS: 231-111-4



TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Inflamable en forma de polvo. Puede desprender humos tóxicos, en caso de incendio.		Arena seca, NO utilizar dióxido de carbono. NO utilizar agua.
EXPLOSIÓN	Las partículas finamente dispersas forman mezclas explosivas en el aire.	Evitar el depósito del polvo; sistema cerrado, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión del polvo.	

EXPOSICIÓN		¡EVITAR LA DISPERSIÓN DEL POLVO! ¡EVITAR TODO CONTACTO!	
Inhalación	Tos, Jadeo.	Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo.
Piel		Guantes de protección. Traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar y lavar la piel con agua y jabón.
Ojos		Gafas de protección de seguridad o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
Ingestión		No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca.

DERRAMES Y FUGAS	ENVASADO Y ETIQUETADO
Recoger con aspirador el material derramado. Recoger cuidadosamente el residuo, trasladarlo a continuación a un lugar seguro. (Protección personal adicional: respirador de filtro P2 contra partículas nocivas).	Clasificación UE Símbolo: Xn R: 40-43 S: (2-)22-36

RESPUESTA DE EMERGENCIA	ALMACENAMIENTO
	Separado de ácidos fuertes.

IPCS
International
Programme on
Chemical Safety



Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © IPCS, CE 2005

VÉASE INFORMACIÓN IMPORTANTE AL DORSO

Fichas Internacionales de Seguridad Química

NÍQUEL

ICSC: 0062

DATOS IMPORTANTES

ESTADO FÍSICO; ASPECTO:

Sólido metálico en diversas formas.

PELIGROS FÍSICOS:

Es posible la explosión del polvo si se encuentra mezclado con el aire en forma pulverulenta o granular.

PELIGROS QUÍMICOS:

Reacciona violentamente, en forma de polvo, con polvo de titanio y perclorato potásico, y oxidantes como nitrato amónico, originando peligro de incendio y explosión. Reacciona lentamente con ácidos no oxidantes y más rápidamente con ácidos oxidantes. En incendios con presencia de níquel, pueden producirse gases y vapores tóxicos (como el carbonilo de níquel).

LÍMITES DE EXPOSICIÓN:

TLV: (fracción inhalable) 1,5 mg/m³ como TWA, A5 (no sospechoso de ser cancerígeno humano) (ACGIH 2004).
MAK: (Fracción inhalable) 5ah (sensibilización respiratoria y cutánea), Cancerígeno: categoría 1 (DFG 2004).

VÍAS DE EXPOSICIÓN:

La sustancia se puede absorber por inhalación del polvo.

RIESGO DE INHALACIÓN:

La evaporación a 20°C es despreciable; sin embargo, se puede alcanzar rápidamente una concentración nociva de partículas en el aire cuando se dispersa.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN:

Puede causar irritación mecánica. La inhalación del humo puede originar neumonitis.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA:

El contacto prolongado o repetido puede producir sensibilización de la piel. La exposición a inhalación prolongada o repetida puede originar asma. Los pulmones pueden resultar afectados por la exposición prolongada o repetida. Esta sustancia es posiblemente carcinógena para los seres humanos.

PROPIEDADES FÍSICAS

Punto de ebullición: 2730°C
Punto de fusión: 1455°C
Densidad: 8,9 g/cm³
Solubilidad en agua: ninguna

DATOS AMBIENTALES

NOTAS

A altas temperaturas, se formarán humos de óxido de níquel. Está indicado examen médico periódico dependiendo del grado de exposición. Los síntomas de asma no se ponen de manifiesto, a menudo, hasta pasadas algunas horas y se agravan por el esfuerzo físico. Reposo y vigilancia médica son, por ello, imprescindibles. Nadie que haya mostrado síntomas de asma debe entrar nunca en contacto con esta sustancia. Esta ficha ha sido parcialmente actualizada en abril de 2005: ver Límites de exposición.

INFORMACIÓN ADICIONAL

Límites de exposición profesional (INSHT 2011):

VLA-ED: 1 mg/m³

Notas: sensibilizante. Esta sustancia tiene establecidas restricciones a la fabricación, comercialización o al uso especificadas en el Reglamento REACH.


C1A (Sustancia carcinogénica de categoría 1A).

Nota legal

Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.

© IPCS, CE 2005

Fichas Internacionales de Seguridad Química

HIDROGENO		ICSC: 0001	
		Marzo 2002	
CAS:	1333-74-0	H ₂	
RTECS:	MW8900000	Masa molecular: 2.0	
NU:	1049		
CE Índice Anexo I:	001-001-00-9		
CE / EINECS:	215-605-7		

TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Extremadamente inflamable. Muchas reacciones pueden producir incendio o explosión.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con agua pulverizada, polvo, dióxido de carbono.
EXPLOSIÓN	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Utilídense herramientas manuales no generadoras de chispas. No manipular las botellas con las manos grasientas.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

EXPOSICIÓN			
Inhalación	Asfixia.	Sistema cerrado y ventilación.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.
Piel	Congelación grave.	Guantes aislantes del frío.	Proporcionar asistencia médica.
Ojos		Gafas de protección de seguridad.	
Ingestión			

DERRAMES Y FUGAS	ENVASADO Y ETIQUETADO
Eliminar toda fuente de ignición Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. Eliminar el vapor con agua pulverizada.	Clasificación UE Símbolo: F+ R: 12 S: (2)-9-16-33 Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 2.1
RESPUESTA DE EMERGENCIA	ALMACENAMIENTO
Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20S1049 Código NFPA: H 0; F 4; R 0;	A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco.

IPCS

International Programme on Chemical Safety

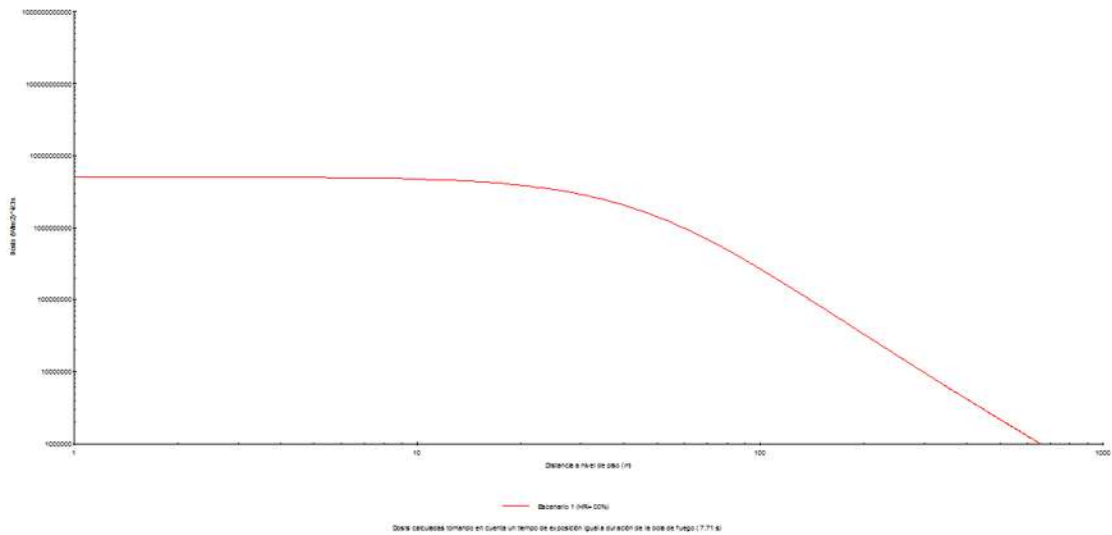
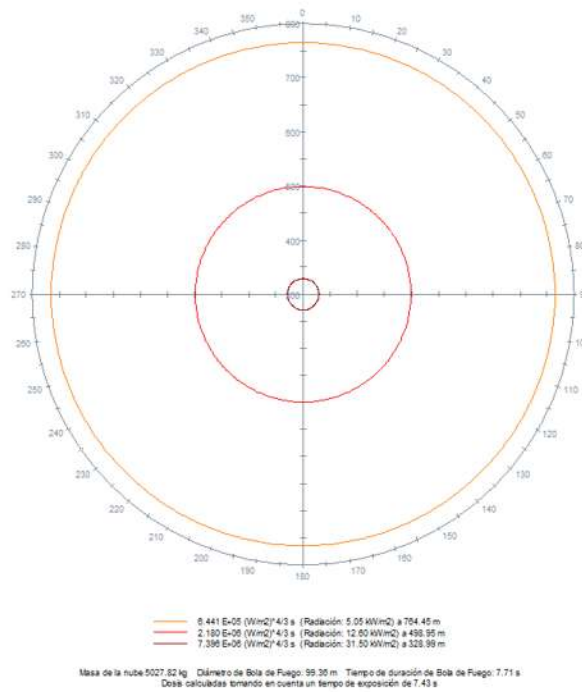


Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © IPCS, CE 2005

APENDICES

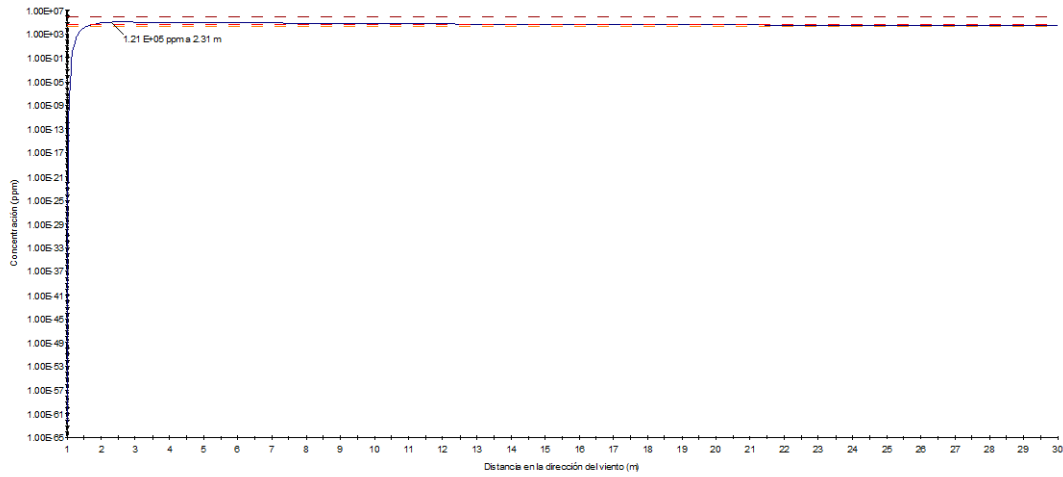
APENDICE D. SIMULACIONES

Perfil de radiación debido a BLEVE.

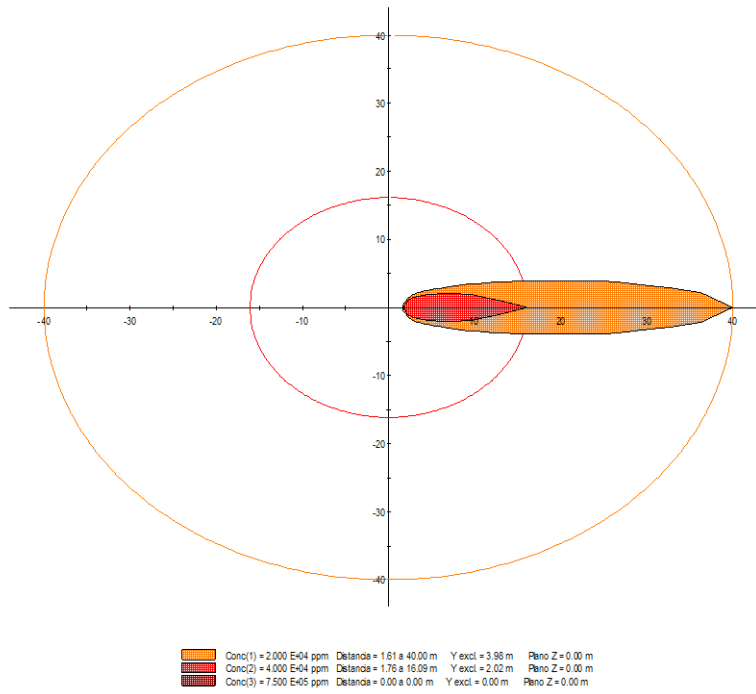


APENDICES

Perfil de radiación debido a FLASH FIRE

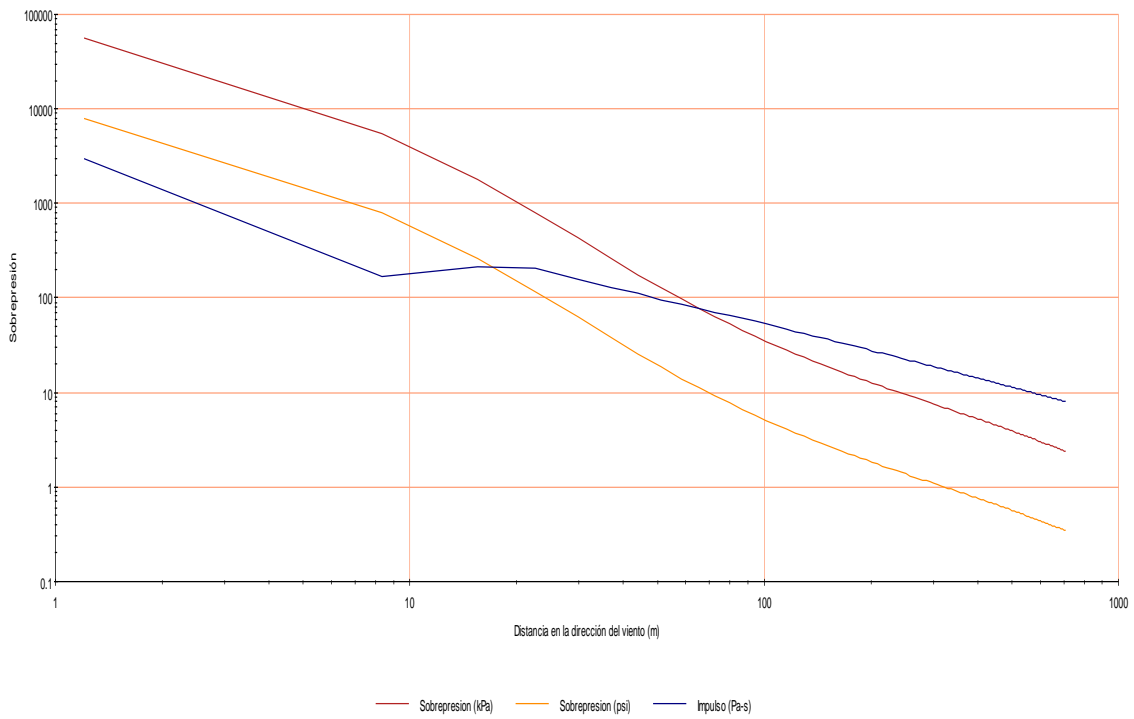
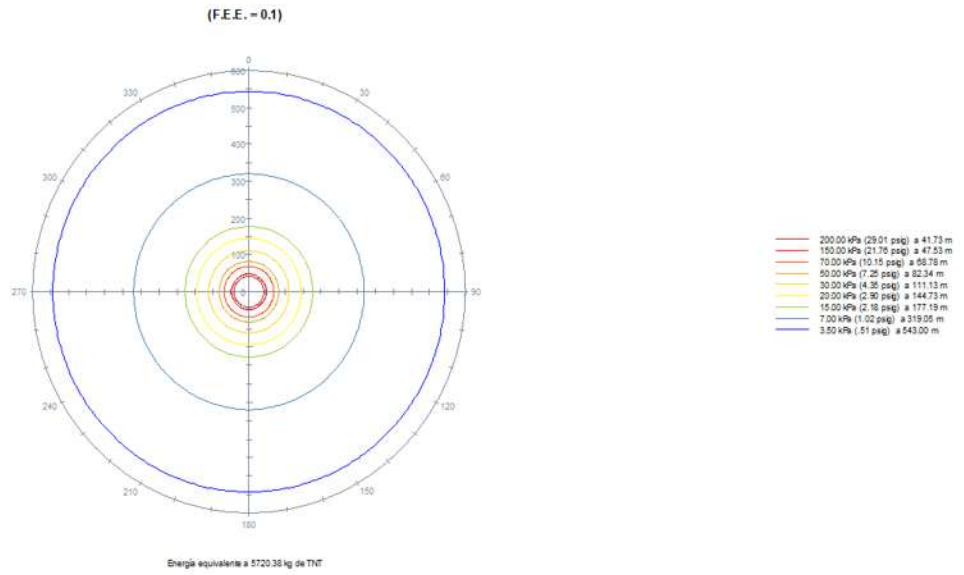


Concentración promedio en la dirección del viento a la altura de interés (0.00 m)
 Esenario no. 1 Estabilidad: Neutra Viento: 4.100 m/s a 10 m Temperatura: 25 °C Rugosidad: 0.8 m Humedad: 58 % Inverso MO: 0 m



APENDICES

Perfil de sobrepresión debido a VCE



APENDICES

Perfil de radiación JET FIRE

