

Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas

Facultad de Química y Farmacia

Departamento de Ingeniería Química



Título: Evaluación de los riesgos de accidentes graves en los procesos auxiliares y de producción de aceites básicos de la refinería “Sergio soto Valdés” de Cabaiguán.

Autor: Jorge Enrique González Herrera

Tutores: Dr. Félix Abel Goya Valdivia
Mc. Liliana Pérez León

Santa Clara, Junio del 2016

"Año 58 de la Revolución"

Una buena seguridad es no esperar que las cosas sucedan, sino preverse de lo que puede suceder para así no tener que arrepentirse.

Edewin Benavides el Vigi

Dedicatoria

“A mis padres y mi abuela que han sido la fuerza que impulsa mi vida”

Agradecimientos

Primero que todo quiero agradecer a mis padres y a la abuela que me crió por ser mis fuerzas de reserva, que siempre están ahí sin importar lo que pase.

A toda mi familia que me ayudó incondicionalmente: mis primos, mi tía, etc

A mis amigos del aula, especialmente a los que compartimos cuarto y al guajiro.

En fin esta tesis hubiera sido imposible de realizar sin toda la gente que directa o indirectamente, positiva o negativamente ha influido en mi vida.

Resumen

La tesis se desarrolla en la refinería “Sergio Soto Valdés”, ubicada en el perímetro industrial de la ciudad de Cabaiguán, se realiza una evaluación cualitativa y semicuantitativa preliminar de riesgos mediante la aplicación del *software Hazoptimizer 5.0* modificado, el Índice de Dow de Incendio y Explosión, el ¿What If? y la lista de chequeo con el objetivo de evaluar los riesgos que están presentes en el proceso productivo de la Planta de Aceites Básicos, las trampas de tartamamiento de residuos líquidos y el área de almacenamiento de combustibles, para ello se definen y caracterizan las áreas de riesgo y se describe el proceso tecnológico con potencialidades de ocasionar accidentes mayores, dentro de las áreas de riesgos definidas.

Se estima el riesgo global a partir de los resultados obtenidos del método *Hazoptimizer 5.0* para el área de riesgo AR1 aplicando el método semicuantitativo y el *Índice Dow de Incendio y Explosión (IIE)*, para el AR2 se le realiza un análisis ¿What If? y una lista de chequeo, en cambio al AR4 se le realiza el *Índice Dow de Incendio y Explosión (IIE)*, con estos métodos se definen los niveles de jerarquía de las unidades en cuanto a su nivel de riesgo. Como resultado de esta investigación se proponen a la dirección de la Empresa una serie procedimientos y actuaciones de prevención así como un grupo de inversiones a acometer a corto plazo que contribuirán a disminuir situaciones peligrosas a las personas, instalaciones y entorno natural. Además se evalúan desde el punto de vista económico estas inversiones demostrando su factibilidad de aplicación.

Summary

The thesis is developed in the "Sergio Soto Valdes" refinery, located in the industrial perimeter of the city of Cabaiguán, a qualitative and semi-quantitative evaluation preliminary risk is performed by applying the software Hazoptimizer 5.0 modified, the index Dow Fire & explosion, what if? and the checklist in order to assess the risks that are present in the production process of the plant base oils, traps of treatment liquid waste and storage area fuels, for this is defined and characterize areas risk and technological process is described potential to cause major accidents within the areas defined risks.

Global risk is estimated from the results of the Hazoptimizer 5.0 method for risk area AR1 using the semiquantitative method and the Dow Fire and Explosion Index (IIE), for AR2 is an analysis estimated what if? and a checklist, however the AR4 is performed by the Dow Fire and Explosion Index (IIE), with these methods the hierarchy levels of the units are defined in terms of their level of risk. As a result of this research are proposed to direction the company a prevention procedure and actions as well as a group of investments under short-time help to reduce dangerous situations for people, facilities and natural surroundings series. Furthermore they assessed from the economic point of view these investments demonstrate its feasibility of application.

Índice

Contenidos	Página
Introducción	3
Capítulo I: Fundamentación teórica de la investigación	9
1.1 Generalidades acerca de los hidrocarburos	9
1.2 Proceso de refinación de crudo, en la Refinería de Cabaiguán "Sergio Soto Valdés"	11
1.3 La accidentalidad industrial. Industria del petróleo	12
1.4 Análisis de riesgo	13
1.5 Métodos para el análisis de riesgo en plantas químicas	17
1.6 Conclusiones parciales	29
Capítulo II "Identificación de los factores de riesgo tecnológicos"	30
2.1. Análisis cualitativo de riesgos operacionales en la refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán	30
2.2. Definición de las Áreas de Riesgos en la Refinería "Sergio Soto Valdés"	30
2.3 Caracterización de las áreas de riesgos	33
2.4 Identificación de peligros mediante la Lista de comprobación y What If.	41
2.5 Método Hazop	44
2.6 Conclusiones parciales	47
Capítulo III "Evaluación de los riesgos de accidentes mayores".	48
3.1 Introducción	48
3.2 Cálculo del índice DOW de incendio y explosión	48
3.3 Conclusiones parciales del Índice de Dow y Explosión:	74
3.4 Propuesta de un plan de prevención para la minimización de riesgos	74
3.5 Medidas específicas para las desviaciones críticas identificadas en el análisis Hazop	76
3.6 Medidas de minimización de riesgos de incendio y explosión	77
3.7 Evaluación económica de las inversiones propuestas	77
3.8 Conclusiones parciales	80
Conclusiones	81
Recomendaciones	82
Bibliografía	

Introducción

Del petróleo se obtienen una gran variedad de compuestos, por encima de los 2.000 productos. Los que se sacan del proceso de refinación se llaman derivados y los hay de dos tipos: los combustibles, como la gasolina, diésel, el gas propano-butano o GLP, etc.; y los petroquímicos, tales como polietileno, benceno, etc.

Todos estos procesos de separación, para la obtención de los derivados del petróleo suponen un riesgo potencial, además no se debe pasar por alto, que una parte de estos productos son combustibles de aquí que su manipulación, transporte y almacenamiento tampoco esté exenta de riesgos. El riesgo existe, y ya que éste no puede ser eliminado del todo, lo que hay que hacer en primer lugar es reducirlo mediante un correcto diseño de las plantas y aplicando las medidas de seguridad correspondientes en cada paso del proceso. Aun así, el riesgo nunca va a ser cero, por lo que será necesario conocerlo a fondo en cada caso concreto para así tratar de planificar medidas que contribuyan a minimizar el mismo en el caso de que se produzca un accidente.

La mayor parte de los impactos medioambientales analizados en las publicaciones científicas tienen su origen en el desarrollo cotidiano de actividades humanas como producción y uso de energía, industria, transporte y agricultura. No obstante, la salud humana, la integridad de las instalaciones y el medio ambiente también pueden verse seriamente afectados por accidentes tecnológicos graves.

Estos accidentes conforman un caso aparte en el problema medioambiental. Son especialmente preocupantes debido a la escala potencial de sus efectos (de ahí el interés que suscitan en los medios de comunicación y en el público), a su carácter imprevisible (de ahí que se perciban como una falta de control, así como la dificultad de garantías de previsión), y a las incertidumbres respecto a sus posibles consecuencias.

En específico, la Industria Petroquímica, se caracteriza por tener pocos accidentes pero, cuando se producen, su severidad (alcance y efectos) es elevada. Esto da lugar a que los aspectos de seguridad tengan una gran importancia y deban ser objeto de una intensa atención por parte de los profesionales vinculados a esta.

A lo largo de los años se han producido accidentes industriales con graves efectos sobre las personas, medio ambiente y bienes entre los que podemos mencionar, entre otros, los de Flixborough (1974), Seveso (1976), San Juanico (1984), Bhopal (1984) en los que se produjeron muertes múltiples y graves pérdidas patrimoniales, uno relacionado con el almacenamiento de derivados del petróleo fue el sucedido en México D.F. en Noviembre de 1984 donde ocurrió una explosión de varios contenedores con G.L.P, causando un elevado número de pérdidas de vidas humanas y daños materiales y medioambientales valorados en varios miles de dólares.

A partir de estos y otros grandes accidentes la preocupación por la seguridad en las instalaciones industriales ha experimentado un crecimiento espectacular, especialmente en las empresas más avanzadas partiendo de la indiscutible necesidad de producir y trabajar sobre la base de la seguridad inherente. El desarrollo de marcos legislativos específicos sobre seguridad, de normas técnicas y reglamentos, la puesta en marcha de mecanismos administrativos de control y el incremento de publicaciones y estudios sobre el tema, son una evidencia de la mayor relevancia social que han adquirido en los últimos tiempos los aspectos de seguridad industrial.

Aunque las estadísticas sobre acontecimientos históricos puedan dar alguna indicación sobre posibles acontecimientos en el futuro, la complejidad de las causas que están en el origen de éstos (relacionados con factores sociales y medioambientales complejos, así como otros factores relacionados con el desarrollo industrial, la complejidad de los procesos, el control y la disciplina tecnológica) impide toda predicción sobre la ocurrencia, el cuándo y el dónde de futuros sucesos. Estas incertidumbres, junto con las correspondientes a la naturaleza y a la magnitud de los impactos resultantes, obligan a considerar los accidentes industriales graves como fuentes significativas de “riesgo” a efectos de evaluación de la seguridad para cada instalación con peligro mayor.

La evaluación de la seguridad es un estudio de todas las operaciones de manipulación de sustancias peligrosas. Incluirá un análisis de las consecuencias de la inestabilidad del proceso o de cualquier transformación significativa de las variables que intervienen en el mismo. Contempla la ubicación relativa de las sustancias peligrosas. Evalúa también las consecuencias de fallos comunes. Además, en la evaluación se identificarán las posibles consecuencias para la población externa de los accidentes mayores identificados, lo que determinará si puede iniciar o continuar en funcionamiento el proceso o la propia fábrica.**(OIT 2001).**

En Cuba se le da gran importancia a los desastres que se pueden derivar de un accidente en una planta donde se manipulen sustancias peligrosas, debido los daños que se le puede causar a las personas que se encuentren en el lugar y a la carga económica que pueden representar los accidentes tecnológicos, tanto por la incapacidad del personal involucrado, como por los daños materiales y medioambientales que estos ocasionan.

En concordancia con el marco legal internacional, la legislación cubana por el Decreto Ley No.309 del **(Cuba 2013)**, y a través Resolución No.148 del **(Citma 2013)**, establece los requisitos básicos para el manejo de los riesgos a la seguridad de procesos en instalaciones industriales con peligro de accidente mayor con vistas a reducir la probabilidad de ocurrencia de accidentes mayores, mitigar sus consecuencias y proporcionar un alto nivel de protección a la salud humana, al medio ambiente y a la integridad de las instalaciones.

En **(Citma 2013)** se define como accidente mayor, a cualquier incidente del proceso, como puede ser, una gran fuga, derrame, incendio o explosión, que se produce como resultado de la pérdida de control sobre un determinado proceso durante la operación de una instalación; y que supone un grave peligro para la salud humana y el medio ambiente, ocasionando un grave daño, ya sea inmediato o retardado; tanto dentro como fuera de la instalación, y que involucra uno o más productos químicos peligrosos. Con la potencialidad de ocasionar de conjunto o por separado cualquiera de los sucesos siguientes: a) Muerte, lesiones graves o discapacidad total o permanente a una o más personas como resultado de la pérdida de control de procesos. b) Daño grave al medio ambiente, entendido como pérdida, disminución, deterioro o menoscabo significativo, inferido al medio ambiente o a uno o más de sus componentes. c) Daño severo a la integridad de la instalación o a sus partes componentes.

Existen, en nuestro país, cuatro refinerías cuyo objetivo fundamental es la refinación del petróleo, estas son “Níco López” en Ciudad de La Habana, “Sergio Soto Valdés” en Cabaiguán, “Hermanos Díaz” en Santiago de Cuba y “Camilo Cienfuegos” en Cienfuegos. El presente trabajo se desarrolla en la “Sergio Soto Valdés”, la que está ubicada en el municipio de Cabaiguán provincia de Sancti Spíritus.

Problemática general

La pérdida de control sobre los procesos relacionados con el uso, procesamiento, producción, disposición y almacenamiento de productos químicos peligrosos en instalaciones con peligro mayor puede provocar la ocurrencia de accidentes mayores que conlleven a desastres que afecten la salud humana, la integridad de las propias instalaciones y el medio ambiente; todo lo cual hace necesario prestar una especial atención al control de los riesgos a la seguridad de

éstos procesos, durante todo el ciclo de vida de las instalaciones y, particularmente, durante la etapa de operación de las mismas.

Por otra parte, en **(Citma 2013)**, las instalaciones fijas de producción de hidrocarburos se consideran instalaciones con peligro mayor, por lo que sin dudas las refinerías de petróleo deben ser objeto de estudio para la evaluación de la seguridad en sus procesos tecnológicos, no sólo por el interés científico indiscutible que despierta la complejidad e incertidumbre en el análisis de los riesgos de accidentes tecnológicos graves, sino también por las exigencias legales de la autoridad reguladora y la responsabilidad social que implica para los titulares de las instalaciones.

La refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán ha evaluado la seguridad en los procesos ante accidentes tecnológicos graves, según se exige en **(Citma 2013)**, pero no existe una valoración íntegra de los procesos auxiliares y la planta de aceites básicos.

Para fundamentar la anterior afirmación, a continuación se resumen los resultados de los cuatro estudios, anteriores a **(Citma 2013)**, en la temática de análisis de riesgos realizados en la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán, como se puede observar a continuación, en los resúmenes de los cuatro casos, el alcance de estos estudios se limitó al proceso de descarga y tratamiento de combustibles y destilación atmosférica y al vacío.

El primero de los trabajos en la temática, es una investigación de la autora, **(Pérez 2011)**, realiza un estudio al proceso de destilación atmosférica de la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán utilizando los métodos Qué pasa si? y la Lista de comprobación, reportando como resultado que los principales peligros, identificados en el proceso de refinación de petróleo, conllevan fundamentalmente, al riesgo de incendio, intoxicación y explosión; dado por las características de peligrosidad de las sustancias y la posibilidad real de fallos en los sistemas automáticos de control (*sobrepresión y escape*) y por la elevada probabilidad de errores humanos.

Luego, en el trabajo de **(Hernández 2012)** se evalúa desde el punto de vista técnico y de seguridad el proceso de destilación atmosférica de la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán vinculando la simulación con el software *Aspen Plus* y el análisis de riesgo por la metodología de Análisis de Peligro Operacional (*HAZOP, por sus siglas en inglés*).

En la investigación de **(Denis 2012)** se le da continuidad a los dos estudios anteriores, estimando el riesgo global de la unidad de destilación atmosférica mediante el método semicuantitativo del *Índice Dow de Incendio y Explosión*, definiendo los niveles de jerarquía de las unidades en cuanto a su nivel de riesgo, seleccionando las de mayor peligrosidad. Evalúa

también las consecuencias de un posible accidente en el tanque de nafta, utilizando el software ALOHA.

Finalmente (**Pérez 2015**) realiza una evaluación cualitativa preliminar de riesgos mediante la aplicación del software Hazoptimizer 5.0 modificado, en el proceso de refinación del petróleo, para ello se definen y caracterizan las áreas de riesgo de la refinería y se describen los procesos tecnológicos con potencialidades de ocasionar accidentes mayores, dentro de las áreas de riesgos definidas.

Se estima el riesgo global a partir de los resultados obtenidos del método *Hazoptimizer 5.0* para el área de riesgo AR1. Aplicando el método semicuantitativo, *Índice Dow de Incendio y Explosión (IIE)*, se definen los niveles de jerarquía de las unidades en cuanto a su nivel de riesgo, seleccionando la de mayor peligrosidad. Se proponen a la dirección de la Empresa una serie procedimientos y actuaciones de prevención así como un grupo de inversiones a acometer a corto plazo que contribuirán a disminuir situaciones peligrosas a las personas, instalaciones y entorno natural. Además se evalúan desde el punto de vista económico estas inversiones demostrando su factibilidad de aplicación.

Problema científico

La evaluación integral de la seguridad de los procesos tecnológicos ante accidentes graves de la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán existente, requiere la identificación de los peligros potenciales, el análisis de los riesgos y las consecuencias de la inestabilidad de los procesos auxiliares y de la Planta de Aceites Básicos.

Hipótesis del trabajo

Con la aplicación de métodos científicos de evaluación de riesgo como el Hazoptimizer 5.0 modificado, el *Índice Dow de Incendio y Explosión (IIE)*, *Lista de Verificación* y *What If?* es posible proporcionar la información necesaria para determinar cuáles medidas de control adoptar en todos los procesos en cuestión y para el necesario funcionamiento del sistema de gestión de la seguridad en relación con los accidentes mayores en la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán.

Objetivo general

Obtener una mejora de las condiciones de funcionamiento en los procesos tecnológicos como el de la Planta de Aceites Básicos y los procesos auxiliares de la refinería “Sergio Soto Valdés” para la prevención de accidentes mayores o mitigación de sus consecuencias, cuyo resultado

es la protección de los trabajadores, la población y el medioambiente frente a los peligros inherentes de esta instalación industrial.

Objetivos específicos:

1. Realizar un análisis del “*estado del arte*” de los conceptos y metodologías en relación al análisis de riesgo en refinerías de petróleo, partiendo del estudio documental y bibliográfico, acerca de los factores de riesgos específicos para este tipo de industria, y consulta de bases de datos y artículos sobre accidentes mayores en este tipo de proceso.
2. Identificar de los factores de riesgo (peligros) con la potencialidad de ocasionar accidentes mayores que están presentes o podrían llegar a estar presentes en el proceso de producción de aceites y los procesos auxiliares, con independencia de la probabilidad de ocurrencia o las medidas de control existentes.
3. Evaluar el riesgo de accidentes mayores en el proceso de producción de aceites y procesos auxiliares, abarcando los escenarios de riesgos más probables con potencialidad de provocar o contribuir a provocar accidentes mayores.

Tareas de investigación

Para lograr los objetivos del trabajo se plantean las siguientes tareas:

1. Revisión bibliográfica sobre los factores de riesgos específicos y los posibles accidentes tecnológicos graves en refinerías de petróleo, así como de las metodologías en relación con el análisis de riesgo en este tipo de industria.
2. Definición y caracterización de las áreas de riesgo de la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán.
3. Selección y descripción de los procesos tecnológicos con potencialidades de ocasionar accidentes mayores, dentro de las áreas de riesgos definidas y caracterizadas en el punto anterior.
4. Aplicación de métodos de identificación de factores de riesgos en correspondencia con las características del proceso de producción de aceites básicos y el proceso auxiliar seleccionado por sus potencialidades de ocasionar accidentes mayores.
5. Establecer los niveles de jerarquía de las unidades del proceso de producción de aceites básicos y el área de almacenamiento de combustibles, mediante el cálculo del índice de riesgo.

6. Proponer a la dirección de la empresa, ciertos criterios básicos para desarrollar un plan de prevención de seguridad.
7. Evaluar la factibilidad económica de las medidas a introducir a corto plazo por la entidad.

Estructura del Informe de Investigación

Capítulo I “*Fundamentación teórica de la investigación*”. En éste se establecen los referentes teóricos y metodológicos sobre el proceso de evaluación de riesgos de accidentes tecnológicos graves y las medidas de seguridad en los procesos de refinación de petróleo y su gestión a través de métodos científicos de análisis, además de caracterizar el estado actual del tema.

Capítulo II “*Identificación de los factores de riesgo tecnológicos*”. En éste se identifican los peligros en los procesos auxiliares y producción de aceites básicos con potencialidad de ocasionar accidentes mayores en la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán”.

Capítulo III “*Evaluación de los riesgos de accidentes mayores*”. En éste se evalúan los riesgos en los procesos auxiliares y de producción de aceites básicos de la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán”. Se analizan los resultados obtenidos en la aplicación de los métodos de análisis, y se proponen medidas para la operación segura.

Capítulo I: Fundamentación teórica de la investigación

1.1 Generalidades acerca de los hidrocarburos

Los hidrocarburos son compuestos orgánicos de hidrógeno y carbono, cuya densidad, punto de ebullición y punto de congelación varían en proporción a su peso molecular. A pesar de que sus elementos son siempre el hidrógeno y el carbono, los hidrocarburos forman diferentes compuestos, debido a la atracción del carbono con otros átomos (y consigo mismo), las moléculas más pequeñas son gaseosas hasta el butano, las siguientes son líquidas y las más grandes son sólidas.

El petróleo se define etimológicamente de dos palabras latinas PETRA (roca) y OLEUM (aceite), es decir aceite de piedra.

El petróleo es una mezcla compleja de un enorme número de compuestos químicos, generalmente llamados hidrocarburos. En su estado natural, su apariencia varía desde un líquido claro blanquecino de consistencia muy liviana, a un color castaño o verdoso, hasta llegar a un material asfáltico pesado, casi sólido, de coloración negra. También se encuentran en pequeñas cantidades, entre cero y el cinco por ciento (0-5%), de azufre, oxígeno y nitrógeno, dependiendo de su origen. **(Mantilla 2006)**

1.1.1 Características y propiedades del petróleo

El petróleo es un líquido aceitoso de color generalmente ámbar, proviene del latín petroleous, que a su vez se deriva de las voces latinas petra (piedra) y oleous, aceite, sus componentes principales son el carbono y el hidrógeno, aunque puede contener azufre, oxígeno, agua y trazas de otros componentes como sales y metales. En condiciones de producción pueden generarse líquidos o en su caso gases que se desprenden del mismo y de acuerdo a la composición del hidrocarburo. Su origen está relacionado con procesos de sedimentación y transformación a lo largo de millones de años. Este proceso complejo en el interior de la tierra descompuso las materias orgánicas de diverso origen como el fitoplancton, zooplancton, materias animales y vegetales que se reunieron en grandes lechos, además de condiciones favorables de capas de rocas y sedimentos hasta transformar estas materias en hidrocarburos a lo largo de millones de años.

Su composición química depende de la presencia de ciertos componentes químicos en el petróleo, así como de la unión de éstos en elementos más complejos. Su importancia radica en las características particulares que cada uno de estos elementos le añade al petróleo. Así tenemos que se puede clasificar en: nafténicos, parafínico y mixtos.

El componente principal del parafínico es la parafina. Son muy fluidos y de color claro. Proporcionan una mayor cantidad de nafta (usada para obtener solventes de pintura, productos de lavado al seco o gasolinas) y lubricantes.

En el caso de los nafténicos sus componentes principales son los naftenos y los hidrocarburos aromáticos. Son petróleos muy viscosos y de coloración oscura. Generan una gran cantidad de residuos tras el proceso de refinación.

En el caso del petróleo cubano existente solamente el nafténico con diferentes densidades.

Del petróleo se producen todos los tipos posibles de combustibles líquidos (gasolina, queroseno, combustible para motores diésel, turbinas de gas y calderas), aceites lubricantes y especiales, lubricantes plásticos, parafina, carbono técnico, betunes de petróleo y otros productos comerciales. **(Erij 1988, Speight 2006)**

En la industria petrolera, la palabra "crudo" se refiere al petróleo en su forma natural no refinado, tal como se extrae de la tierra. Esta variedad de hidrocarburos forma una serie que va desde el asfalto grueso y pesado, o cera sólida a temperaturas ordinarias, hasta los aceites muy volátiles, tales como los que se encuentran en la gasolina, técnicamente incluye también hidrocarburos gaseosos; bajo presiones suficientemente altas... (como en el caso del gas propano encerrado en bombonas de gas doméstico) ...estos gases son también líquidos, y bajo las presiones extremadamente altas que son creadas por la naturaleza en el subsuelo, todos estos hidrocarburos se encuentran generalmente presentes al principio en forma de petróleo crudo líquido. **(www.alipso.com 2016)**

1.1.2 Procesos y operaciones básicos de refino

Los procesos y operaciones de refino de petróleo se clasifican básicamente en: separación, conversión, tratamiento, formulación y mezcla, operaciones auxiliares y operaciones fuera de proceso. **(OIT 2001)**. Entre los métodos de tratamiento se cuentan la eliminación o separación de componentes aromáticos y naftenos, y la eliminación de impurezas y contaminantes indeseables.

Al destilar el petróleo se obtienen las fracciones, o sea, los destilados cuyas temperaturas de selección y rendimiento difieren. A su vez, cada una de las fracciones puede ser sometida a una destilación fraccionada en intervalos más estrechos de temperaturas, obteniéndose diferentes clases de destilados. La destilación del petróleo se lleva a cabo a presión atmosférica. El residuo puede someterse al fraccionamiento en el vacío, para evitar la desintegración de los hidrocarburos a una alta temperatura. Los destilados del residuo de atmosférica sirven de materia prima para la obtención de aceites lubricantes. **(Mujlionov 1979, David 1996, Fahim 2010)**.

El punto de inflamación depende de la composición por fracciones de los derivados del petróleo. Cuantos más bajos son los límites de destilación del petróleo, tanta más baja es la temperatura de inflamación. En término medio, la temperatura de inflamación de las gasolinas se encuentra dentro de los límites desde 30 hasta 40⁰C, la de los querosenos de 30 a 60⁰C, la de los combustibles para motores diésel de 30 a 90⁰C y la de los aceites del petróleo de 130 a 320 ⁰C. **(Arguimbau 1950, Verde 1961)**

1.2 Proceso de refinación de crudo, en la Refinería de Cabaiguán “Sergio Soto Valdés”

El proceso de refinación de crudo, específicamente en la Refinería de Cabaiguán “Sergio Soto Valdés” se lleva a cabo de la siguiente forma: La materia prima (petróleo crudo), principalmente de los pozos de Pina y Matanzas, antes de ser almacenada en los tanques de recepción de crudo reciben un tratamiento previo con el fin de reducir la corrosión, el taponamiento y la formación de incrustaciones en el equipo, ya que suele contener agua, sales inorgánicas, sólidos en suspensión y trazas metálicas solubles en agua. Después de ser previamente tratado el crudo se inyecta a la planta de destilación atmosférica y vacío mediante las bombas de inyecta a planta, inicialmente pasa al banco de intercambiadores de calor pasando por cada uno de ellos, aquí se calienta aproximadamente hasta 190 ⁰C.

El crudo calentado pasa al horno donde se eleva la temperatura en un rango de 320 a 340 ⁰C, posteriormente a la torre de destilación atmosférica, donde se obtienen diferentes productos como por ejemplo la nafta, el queroseno, el diésel y el fuel de fondo. El queroseno y el diésel pasan (por separado) a los despojadores para ajustar el punto de inflamación y despojarlo de los ligeros que puedan contener, seguidamente a los intercambiadores de calor para ceder su temperatura al crudo y a los enfriadores y de aquí a los tanques de almacenamiento de producto. Por otra parte, la nafta cuando sale por el tope de la torre de destilación atmosférica, pasa a los condensadores, luego al tambor separador de nafta. Posteriormente se prosigue como en el queroseno y el diésel. El producto de fondo de destilación atmosférica (crudo reducido o fuel oíl) se inyecta al horno correspondiente a la destilación al vacío, donde se eleva la temperatura del fuel oíl hasta 390 ⁰C aproximadamente, de aquí pasa a la torre de destilación al vacío donde se obtienen diferentes cortes como por ejemplo el corte R3 (corresponde: aceite transformador y aceite sigatoka), corte R2 (corresponde: fuel medio y fuel ligero), corte R1 (corresponde: fuel pesado o asfalto). Estos cortes reciben el mismo tratamiento del queroseno, diésel y la nafta, pero a condiciones de vacío. **(Erij 1988, CubaPetróleo 2015).**

1.3 La accidentalidad industrial. Industria del petróleo

En la Industria química de procesos (**Tabla 1.1**) se producen accidentes; un suceso se puede catalogar como accidente si es inesperado, inevitable e indeseado, de entre los que se pueden destacar los escapes tóxicos, explosiones e incendios, teniendo como causas más comunes los fallos de material (una rotura en un depósito de almacenamiento), errores en la operación (operar por encima de los límites de presión o temperatura), perturbaciones externas y fallos humanos. (**Santamaría 1994, Ibarra 2014**)

Tabla 1.1 Principales industrias químicas de procesos.

Principales Industrias Químicas de Procesos:
1. Plantas donde se fabrican o manipulan sustancias químicas, entre las que destacan: Amoníaco; Cloro; Hidrógeno; Benceno; Propano; Butano; Propileno; Etileno; Estireno; Cloruro de vinilo; Ácido Sulfúrico; PVC; Ácido Acético; Otros.
2. Refinerías de petróleo: Gas Licuado de Petróleo (GLP) y derivados (gasolina, fuel oil, queroseno).
3. Refinerías de gas natural.
4. Almacenamiento de sustancias químicas.
5. Industria farmacéutica.

Después de los accidentes de Flixborough, 1974, Seveso, 1976, Bhopal, 1984 (**Heurística 2010**) y algunos otros, la preocupación por la seguridad en las instalaciones industriales ha experimentado un crecimiento espectacular, especialmente en las sociedades avanzadas. El desarrollo de marcos legislativos específicos sobre seguridad como son las *Directivas de Seveso I y II*, (**BOE 1991, Pérez 1992, BOE 1995**), y un sinfín de normas técnicas y reglamentos (**Larrea 1994, Cortés 1996**), la puesta en marcha de mecanismos administrativos de control y el incremento de publicaciones y estudios sobre el tema, son una evidencia de la mayor relevancia social que han adquirido en la última década los aspectos de seguridad industrial. Con el desarrollo y la industrialización año tras año se han ido incrementando significativamente la fabricación, comercio y consumo de productos de alto valor añadido que requieren procesos industriales cuya complejidad y sofisticación va en aumento (**Alonso 1993**). Y ello conlleva a la utilización de sustancias a menudo reactivas y peligrosas, y procesos con márgenes de seguridad más estrechos y algunas veces en condiciones extremas de operación. (**Baker 2003**).

A lo largo de los años en todo el mundo, han sucedido infinidad de accidentes, desde accidentes en pequeñas industrias hasta en grandes industrias pertenecientes a prestigiosas compañías. En todos los casos han causado pérdidas, ya sea de bienes materiales o vidas humanas, así como graves daños al medio ambiente. **(Bodurtha 1980, King 1990)**.

La industria del petróleo está sometida a riesgos de toda especie, cuyo origen puede ser debido a deficiencias técnicas, como averías en el equipamiento tecnológico, a causas naturales imprevisibles, como las tormentas o los incendios, las explosiones, las fallas operacionales o por errores humanos. Un resumen de accidentes industriales relacionados con la industria petrolera acaecidos en el mundo en los últimos años se presenta en la **Tabla 1.2** del **Anexo A**, como se puede apreciar las causas principales de los mismos son las fallas operacionales o los errores humanos.

1.3.1 Accidentalidad en industrias del petróleo cubanas

Según plantea el **(Insht 1995, Robaina 1995)** en Cuba, los accidentes ocupan el cuarto lugar entre las primeras causas de mortalidad general y en estudios de morbilidad laboral se han encontrado entre las primeras 5 causas de incapacidad. En los últimos años, los sectores de la economía más afectados han sido, la industria, la construcción y el transporte de acuerdo con lo planteado por el **(Nacional 2005)**.

Las industrias del petróleo cubanas no quedan exentas de tales accidentes, a continuación, se muestra en la **Tabla 1.3** del **Anexo A** algunos accidentes reportados en la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán, como causas fundamentales están las ya mencionadas en el acápite anterior, estas son: los fallos de material (rotura de tuberías, o en depósito de almacenamiento), errores en la operación, perturbaciones externas y fallos humanos.

1.4 Análisis de riesgo

1.4.1 Riesgo: definición y tipos

En la literatura consultada aparecen diversas definiciones de riesgo se pueden mencionar como las más completas las dadas por **(Santamaría 1994, Storch 1998, Casal 1999)**, en este trabajo se hace referencia a la dada por **(Casal 1999)** donde plantea que el riesgo es: “situación que puede conducir a una consecuencia negativa no deseada en un acontecimiento”, o bien “probabilidad de que suceda un determinado peligro potencial” (entendiendo por peligro una situación física que puede provocar daños a la vida, a los equipos o al medio), o aún, “consecuencias no deseadas de una actividad dada, en relación con la probabilidad de que ocurra”.

Un tratamiento riguroso del riesgo requiere una definición más precisa que permita su cuantificación. Una definición que cumple estos requisitos y que es utilizada por muchos profesionales es la basada en el producto de la frecuencia prevista para un determinado suceso por la magnitud de las consecuencias probables:

Riesgo = frecuencia x consecuencias

Es interesante matizar la diferencia entre riesgo y peligro. Puede definirse el peligro como aquello que puede producir un accidente o un daño. El riesgo, sin embargo, estaría asociado a la probabilidad de que un peligro se convierta realmente en un accidente con unas consecuencias determinadas. Debido a la gran variedad de riesgos, se han propuesto diversas clasificaciones.

Los accidentes mayores en las industrias químicas pueden producir tres tipos de fenómenos según **(Laitinen 1992)** y en concordancia con lo planteado en(<http://www.unizar.es/guiar/1/>) los fenómenos pueden ser térmicos, químicos o mecánicos.

Riesgos de tipo térmico: Según **(Jensen 1996)** dentro de los riesgos térmicos a los que puede estar sometida una industria química se encuentran los incendios y radiaciones térmicas.

En un incendio, en las proximidades del punto donde se desarrolla la llama se produce la transmisión del calor tanto por convección, como por radiación y conducción. En contraposición, a partir de una cierta distancia del foco del incendio, la transmisión de calor se efectúa exclusivamente por radiación, disminuyendo su intensidad al aumentar dicha distancia.

Riesgos de tipo químico: Probabilidad de que se produzca un daño a la salud o el medio ambiente, como consecuencia de la exposición o emisión, a una sustancia química determinada. El nivel de riesgo, no depende, pues, solamente de la toxicidad intrínseca de la sustancia, sino también de la forma de utilizarla, de la concentración en el ambiente y en el organismo humano **(trabajo 2002)**. Los diferentes riesgos de tipos químico pueden ser la fuga o vertido incontrolado de sustancias tóxicas o contaminantes.

Riesgos de tipo mecánico: Dentro de los riesgos mecánicos a los que puede estar sometida una industria química se encuentran: las ondas de presión y proyectiles, ambos relacionados con las explosiones, así lo considera **(Creus 1992)**.

Las ondas de presión consisten en compresiones y expansiones alternativas del aire atmosférico, que se traducen en efectos mecánicos transitorios sobre los elementos inertes o los seres vivos. Son provocadas generalmente por explosiones o por el equilibrado rápido entre una masa de gases a presión elevada y la atmósfera que la envuelve.

Los proyectiles, que son otro de los efectos perjudiciales de tipo mecánico: según **(Leslie 1991)** son cualquier fragmento sólido, que proceda de las inmediaciones del punto en el que se ha producido una explosión y que esté dotado de gran cantidad de movimiento. **(Ferruz 1999)**.

La explosión, es el fenómeno en el cual se produce una gran cantidad de energía en un espacio de tiempo muy corto. Los principales tipos de explosiones que se pueden dar son: *explosión física* (estallido) y *explosión química* (explosión). **(proteccioncivil.org 2016)**

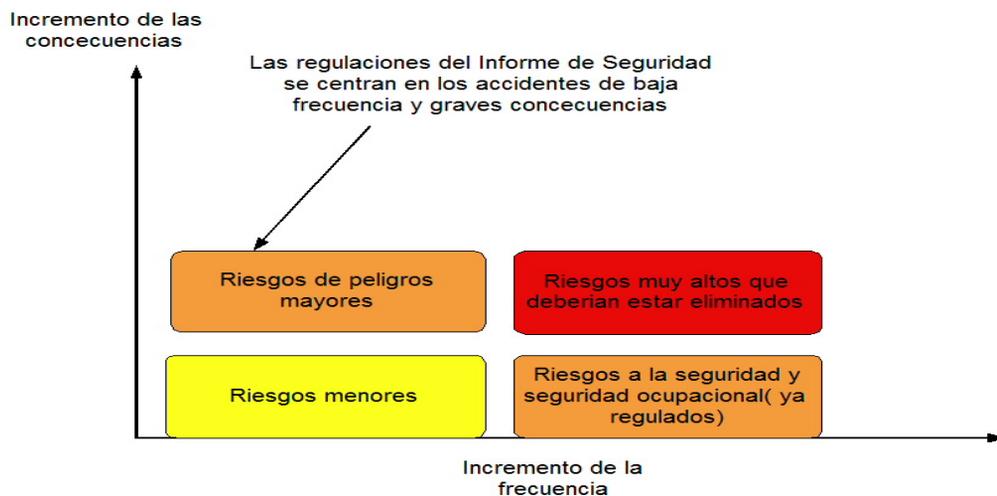
Según **(Mañas 1993)** una explosión confinada o estallido puede originar fragmentos del depósito. Por el contrario, una explosión no confinada origina fragmentos sólidos de las inmediaciones al punto en el que se ha producido la explosión.

1.4.2 Regulaciones para el análisis de riesgo en Cuba

En Cuba en los últimos años se les ha prestado una mayor atención a los problemas de la seguridad tecnológica y es de esta forma que aparece ya la Guía Reguladora para la preparación de informes de seguridad para instalaciones con peligro mayor, en lo adelante **(Citma 2009)**.

Las instalaciones que manejan sustancias químicas peligrosas en grandes cantidades tienen la potencialidad de ocasionar accidentes mayores, cuyas consecuencias pueden ser significativas en términos de vidas humanas, daño al medio ambiente y pérdidas materiales. Estas instalaciones se les conoce comúnmente como Instalaciones con Peligro Mayor (IPM).

La frecuencia relativamente baja de ocurrencia de los accidentes mayores **(Figura 1.1)** puede llegar a provocar que las organizaciones responsabilizadas con la operación de las mismas no le presten la debida atención a la posibilidad de ocurrencia de tales sucesos; cuando se compara con el nivel de prioridad que reciben aspectos, tales como, la prevención de accidentes individuales (caídas, resbalones o tropezones) que constituyen sucesos de una alta frecuencia de ocurrencia, pero de menores consecuencias **(Figura 1.1)**, o incluso los propios aspectos relacionados con la operación diaria de la instalación (conflicto seguridad – producción).



Fuente: GRIS-1.2, 2009

Figura 1.1 Énfasis de las regulaciones de Informe de Seguridad

La Resolución No. 148 del 2013 “*Reglamento sobre la gestión de los riesgos a la seguridad de procesos en instalaciones industriales con peligro mayor*”. plantea en su artículo 3 que un accidente mayor es cualquier incidente del proceso, como puede ser, una gran fuga, derrame, incendio o explosión, que se produce como resultado de la pérdida de control sobre un determinado proceso durante la operación de una instalación; y que supone un grave peligro para la salud humana y el medio ambiente, ocasionando un grave daño, ya sea inmediato o retardado; tanto dentro como fuera de la instalación, y que involucra uno o más productos químicos peligrosos .

Con la potencialidad de ocasionar de conjunto o por separado cualquiera de los sucesos siguientes:

- a. Muerte, lesiones graves o discapacidad total o permanente a una o más personas como resultado de la pérdida de control de procesos.
- b. Daño grave al medio ambiente, entendido como pérdida, disminución, deterioro o menoscabo significativo, inferido al medio ambiente o a uno o más de sus componentes, que:
 - i. Sea permanente o a largo plazo, cuya recuperación excede del término de tres años,
 - ii. Provoque la pérdida o disminución de la capacidad del ambiente para proporcionar bienes y servicios ambientales.
- c. Daño severo a la integridad de la instalación o a sus partes componentes.

Peligro Mayor: Propiedad de ser fuente potencial (o potencialidad) de ocurrencia de accidentes mayores. (Citma 2013).

Según el artículo 4 de la Resolución 148 del 2013 Reglamento sobre la gestión de los riesgos a la seguridad de procesos en instalaciones industriales con peligro mayor, se consideran instalaciones con peligro mayor, a los efectos del presente reglamento, las siguientes:

1. De perforación de petróleo y gas en tierra y costa afuera, incluidas las unidades móviles de perforación costa afuera y barcos de perforación.
2. De producción costa afuera incluidas:
 - a. Instalaciones flotantes de producción, almacenamiento y descarga de hidrocarburos.
 - b. Instalaciones fijas de producción de hidrocarburos.
 - c. Ductos para el trasiego de hidrocarburos costa afuera.
3. Pozos de hidrocarburos costa afuera o emplazados en tierra, tanto exploratorios como de producción.
4. De almacenamiento de gas natural y gas licuado del petróleo, sin incluir las facilidades de combustible doméstico a la población.
5. Para el almacenamiento, descarga, producción y procesamiento de hidrocarburos emplazados en tierra.
7. Los ductos para el transporte de hidrocarburos y otros productos químicos peligrosos.
8. De la industria química, petroquímica y minería, incluyendo plantas de producción de amoníaco, cloro, fertilizantes y procesamiento de minerales.
9. Para el almacenamiento y la disposición final de desechos químicos peligrosos.
10. Toda otra instalación industrial en la que se utilicen, procesen, produzcan o almacenen productos químicos peligrosos, en cantidades y del tipo que puedan ocasionar un accidente mayor.

Del análisis del artículo anterior se puede asegurar que Refinería de Cabaiguán “Sergio Soto Valdés” es una industria con peligro de accidente mayor.

1.5 Métodos para el análisis de riesgo en plantas químicas

Para poder decidir si el riesgo asociado a una actividad es aceptable o no, se requiere estimar de alguna manera el nivel de peligro potencial, en términos del daño a las personas, a los bienes y al ambiente, así como la probabilidad de que tal peligro se materialice. Para ello, se debe llevar a cabo un análisis de riesgo, cuyos resultados permitan tomar las medidas de gestión y/o tecnológicas que se requiera.

De forma general y teniendo en cuenta el criterio de **(Lagadec 1983, Casal 1999, Zaror 2003)** se puede definir el análisis de riesgo como:

Análisis de Riesgo: Es el proceso de estimar la magnitud del riesgo y decidir si dicho riesgo es aceptable o tolerable.

La importancia del análisis de riesgo, en el contexto de un sistema de gestión de seguridad y salud ocupacional, es evidente. Constituye la herramienta que permite identificar los peligros, cuantificar los riesgos y decidir si estos son tolerables, además de evaluar la efectividad de acciones alternativas para reducir los riesgos. **(Santamaría 1994, Casal 1999).**

1.5.1 Etapas del análisis de riesgo

Teniendo en cuenta lo planteado por **(Santamaría 1994, Zaror 2003)**, un análisis de riesgos orientado a la prevención de accidentes implica, las etapas siguientes:

<i>Etapas del análisis de riesgo</i>	<i>Preguntas a resolver</i>
Identificación de los peligros y de los eventos que pueden llevar a la materialización de tales peligros.	<i>¿Qué accidentes pueden ocurrir?</i>
Análisis de los mecanismos que dan lugar a estos eventos.	<i>¿Por qué y cómo pueden suceder?</i>
Estimación de los efectos (severidad) debido a la materialización de dichos eventos.	<i>¿Cuáles son las consecuencias?</i>
Estimación de la probabilidad de ocurrencia de tales eventos.	<i>¿Con qué frecuencia podría ocurrir un accidente?</i>
Estimar el riesgo y determinar su aceptabilidad o tolerabilidad.	<i>¿Es aceptable o tolerable el riesgo?</i>

1.5.2 Métodos de identificación de peligros

La identificación de peligros es una de las etapas fundamentales en el análisis de riesgo. En opinión del autor todos aquellos peligros que no sean debidamente identificados, no serán considerados como objeto de estudio posterior y, por lo tanto, no se tomarán medidas para reducir sus riesgos asociados.

En la literatura especializada se encuentra diferentes formas de clasificar los peligros. Dichas tipologías constituyen una excelente ayuda en el ejercicio de identificar los peligros potenciales, asociados a las actividades de una industria. Dentro de este contexto, es útil clasificar los peligros de acuerdo a su naturaleza física/química: peligros de fuego y explosión, peligros

asociados a materiales tóxicos, corrosivos y reactivos, de naturaleza mecánica, de naturaleza eléctrica, asociados a compuestos radioactivos y a materiales biológicamente activos.

Las circunstancias peligrosas y el tipo de accidentes que podrían tener lugar pueden ser identificadas en base a la información sobre el tipo de materiales y las condiciones de operación. Dichos datos se pueden obtener sin dificultad, ya que forman parte de la información base de cualquier proyecto o actividad industrial.

Las circunstancias peligrosas en una planta industrial incluyen:

- Almacenamiento de cantidades importantes de sustancias peligrosas.
- Transporte y procesamiento en condiciones de presión y temperatura extremas.
- Transporte y procesamiento de sustancias peligrosas (insumos químicos, productos, subproductos, compuestos intermedios, residuos).
- Reacciones químicas (exotérmicas o endotérmicas), muy sensibles a parámetros del proceso o impurezas (sistemas catalíticos, baja energía de activación, sensibles a pH).
- Sistemas de Alto Voltaje.
- Presencia de sustancias radioactivas.

Existen varias clasificaciones de las sustancias, dependen del organismo que las emita, por ejemplo la Organización Internacional del Trabajo (OIT), la Organización de las Naciones Unidas (ONU) las clasifica de forma más general y según la clasificación de sustancias peligrosas usada en (<http://www.unizar.es/guiar/1/>) son consideradas sustancias peligrosas aquellas que son explosivas, comburentes, extremadamente inflamables, fácilmente inflamables, inflamables, muy tóxicas, tóxicas, nocivas, corrosivas, irritantes, sensibilizantes, carcinogénicas, mutagénicas, tóxicas para la reproducción y las peligrosas para el medio ambiente. **(OPS/OMS 1996, OIT 2001)**.

En Cuba existen leyes, decretos leyes y resoluciones que definen las características y los procedimientos seguros para el manejo de las sustancias. **(social 1977, MTSS 2002, MTSS 2007)**. La norma cubana **(trabajo 2002)** las clasifica igual a la **OIT** referida al efecto que tienen las sustancias sobre las personas.

Sustancias peligrosas son aquellas que, por su cantidad, concentración, o por sus características químicas, físicas o biológicas, pueden afectar la salud humana o producir daños al medio ambiente o a la propiedad. **(trabajo 2002)**.

La Agencia de Protección Ambiental de EEUU (EPA) define una sustancia peligrosa si ella posee alguna de las siguientes características: reactividad, inflamabilidad, corrosividad o toxicidad. **(Pnuma/lpcs 1999)**.

1.5.2 Clasificación de los métodos para la evaluación de riesgos

Existen una gran variedad de métodos para la evaluación de riesgo, los cuales son clasificados por los autores de formas diferentes. Según **(Storch 1998, Zaror 2003)** se clasifican en:

Métodos cualitativos para el análisis de riesgo: Estos emplean diferentes herramientas lógicas y auxiliares, algunos de ellos establecen estructuras lógicas secuenciales, causa/riesgos/efectos que, además de identificar, sirven como trampa para el análisis semicuantitativo o cuantitativos posteriores. Entre los que se encuentran:

- Análisis preliminar de riesgos
- Análisis mediante listas de comprobación (Check List)
- Análisis histórico de riesgos
- Análisis ¿Qué pasa si ¿(What if)
- Análisis de los modos de fallo y sus efectos
- Análisis funcional de operabilidad
- Análisis cualitativo mediante árboles de fallo
- Análisis cualitativo mediante árboles de sucesos
- Análisis de causa y consecuencias

Método semicuantitativo para el análisis de riesgos: Estos emplean técnicas de análisis crítico que emplean índices globales del potencial de riesgo estimado a partir de las estadísticas. Incluye:

- Análisis de riesgo con evaluación del riesgo intrínseco
- Análisis de los modos de fallo, efectos y criticidad
- Método de Dow: Índice de fuego y explosión
- Método de ICE: Índice de Mond

Métodos cuantitativos para el análisis de riesgos: Estos se basan en la aplicación de técnicas de análisis crítico que incluyen estructuras y cálculos para establecer la probabilidad de sucesos complejos (siniestros) a partir de los valores individuales de la probabilidad de fallo que corresponde a los elementos (equipos y humanos) implicados en los procesos industriales.

También es debatido por autores como **(Ramos 1990, Santamaría 1994, Posada 1999)** proponiendo la siguiente clasificación: *métodos Comparativos* donde incluyen las listas de

comprobación, el análisis histórico de accidentes y las normas y códigos de diseño; los métodos generalizados entre los que se destacan el análisis de peligro y operatividad (*Hazop*), “¿Qué sucedería sí...?” (*What if?*) el análisis de modalidades de falla y sus efectos (FMEA), el análisis de árbol de fallas (FTA) y el análisis de árbol de eventos (ETA) y por último los índices de riesgos destacan, entre otros el índice DOW (de Fuego y Explosión), el índice ICI Mond, el índice de exposición química y el índice de peligro de una sustancia.(*Insht 1983, Insht 1995*).

Tomando en consideración que uno de los procesos que se desea evaluar es el de producción de aceites básicos, donde se trabaja con sustancias inflamables y parámetros de operación que alcanzan altas temperaturas se propone para la evaluación preliminar de riesgo de este proceso la utilización del método *Hazop* pues es un método de gran utilidad como paso previo para centrar la atención del analista en las unidades más críticas del proceso y decidir posteriormente las que deban ser analizadas con mayor profundidad, para lo cual se pretende utilizar el Índice DOW de incendio y explosión. En el caso del tratamiento de residuales líquidos, al ser tan sencillo el funcionamiento de este solo se identificarán las carencias del proceso mediante una lista de verificación y un *What If?* para identificar y proponer medidas a los peligros existentes. Para el área de almacenamiento de combustibles al no ser un proceso tecnológico solo se le analizará mediante un Índice DOW de incendio y explosión.

A continuación, se describirán los métodos a desarrollar.

1.5.3 Breve explicación de los métodos a utilizar

1.5.3.1 Lista de Comprobación

Una **lista de comprobación** es una guía que permite revisar un proceso e identificar mediante preguntas establecidas carencias de seguridad o áreas que requieren un estudio más profundo. (*APA 1980*).

1.5.3.2 Análisis ¿Qué Sucedería Sí...? (What if?)

El Análisis ¿Qué sucedería sí...? permite conducir un examen sistemático de una operación o un proceso en base a preguntas de ese tipo. Es una técnica de gran utilidad para la identificación de peligros.

Este análisis requiere de un completo conocimiento del proceso a evaluar. Se debe preparar una lista de preguntas del tipo ¿Qué sucedería sí...? aplicadas a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operación de la planta.

A pesar de ser un método aparentemente sencillo, requiere de bastante preparación y comprensión del proceso. La calidad de las respuestas depende de los niveles de conocimiento sobre los fenómenos involucrados, las respuestas esperadas frente a perturbaciones en las variables claves, las relaciones causa-efecto, etc. (Santamaría 1994, Zaror 2003).

1.5.3.3 Método Hazop

Hazop (Hazard and Operability analysis): El estudio *Hazop* es una técnica estructurada y sistematizada de análisis de riesgos que permite identificar peligros potenciales y problemas operacionales en procesos químicos, generalmente documentados a través de diagramas de procesos e instrumentos.

Industrias en las que se emplea la técnica Hazop

Inicialmente el estudio tipo *Hazop* fue “inventado” por de *Imperial Chemical Industries PLC (ICI)* en el Reino Unido, pero la técnica sólo empezó a ser empleada más ampliamente en la industria de *procesos químicos* después del desastre de Flixborough en el que una explosión en una planta química mató a 28 personas. Empleando un intercambio general de ideas y personal, el sistema fue adoptado luego por la *industria del petróleo*, que tiene un potencial similar de grandes desastres. A ello siguieron las industrias de alimentos y agua, en donde el potencial de riesgo es igualmente grande, pero de una naturaleza diferente, teniendo los problemas más que ver con la contaminación que explosiones o liberación de sustancias químicas perjudiciales. **(Leslie 1991, Laitinen 1992).**

La definición dada por la *Chemical Industry Association (Cias51)* en su guía es:

“La aplicación de un examen crítico, formal y sistemático a un proceso o proyecto de ingeniería de nueva instalación, para evaluar el riesgo potencial de la operación o funcionamiento incorrecto de los componentes individuales de los equipos, y los consiguientes efectos sobre la instalación como conjunto.”

El análisis *Hazop* es una técnica deductiva para la identificación, evaluación cualitativa y prevención del riesgo potencial y de los problemas de operación derivados del funcionamiento incorrecto de un sistema técnico. El análisis pretende, mediante un protocolo relativamente sencillo, estimular la creatividad de un equipo de expertos con diferente formación para encontrar los posibles problemas operativos

Realización del estudio: se realiza bajo una dinámica de grupo, es decir, representantes de cada área, tales como procesos, máquinas, seguridad, y suministradores de los diversos componentes, se reúnen y desarrollan el estudio en base a la experiencia.

- *Aplicación de la técnica Hazop:* se centra en el análisis de las desviaciones de las variables o parámetros característicos de la operación de una instalación respecto de la intención del proceso. La técnica *Hazop* utiliza palabras clave (no, más, menos, etc.) que aplicadas a los parámetros de proceso (caudal, presión, temperatura, etc.) dan lugar a desviaciones (más caudal, menos presión, etc.) de la intención o condición normal de proceso. Una vez determinadas las desviaciones de las variables de proceso, se determina la lista de posibles causas que las provocan, el escenario (opcional) que se puede derivar y sus consecuencias.

A continuación, se analizarán detalladamente cada una de las etapas del análisis Hazop. (Cruz 2009, Acosta 2011, Baybutt 2015).

Definición de nodos: El proceso se divide en partes más pequeñas (o subsistemas) denominados “Nodos”. El facilitador o líder de equipo del estudio *Hazop*, a partir de su experiencia, y teniendo en cuenta los aspectos y criterios de la empresa, debe hacer una propuesta de división del proceso en distintos nodos y elaborar una lista ordenada de los mismos.

Definición de la intención del nodo: Aquí se describe la operación segura que se espera del nodo, indicando los rangos operativos normales de los parámetros más significativos (caudal, presión y temperatura, etc.).

Selección de los parámetros de proceso: El facilitador realizará una propuesta de los parámetros a considerar en cada nodo del estudio, y el grupo decidirá cuales se consideran aplicables finalmente. Los parámetros se tratan de variables que se pueden medir o detectar y que describen ciertos aspectos físicos del proceso. En caso de desviación respecto a las condiciones fijadas en el descriptivo de intención, pueden llevar al proceso a una condición peligrosa en ausencia de salvaguardas.

Selección de palabras guía: El análisis queda representado casi exclusivamente por un reducido conjunto de palabras guía estandarizada (SI/NO/MÁS/MENOS/OTRO/INVERSO/.)

Planteamiento de las desviaciones: El líder de grupo debe generar las desviaciones combinando las palabras guía con los parámetros de proceso: Palabra guía + Parámetro = Desviación

Planteamiento de causas: La determinación de las causas de las desviaciones es la parte más determinante del estudio *Hazop*, ya que es sobre lo que se debe actuar en primer lugar. La identificación de causas se realizará en bloque para cada desviación propuesta. Las causas deben estar definidas con el suficiente nivel de detalle en su formulación para identificar adecuadamente las consecuencias.

Escenarios y consecuencias: Un escenario es una situación identificada en un proceso que puede ocasionar daño en caso de que se desarrolle completamente y sin control. Un escenario puede expresarse como una situación de accidente con consecuencias evidentes. Una vez establecidos cada uno de los escenarios es necesario identificar cada una de las consecuencias a partir de la siguiente clasificación: efectos sobre la salud de los trabajadores, efectos sobre la salud del público situado en el exterior del emplazamiento, impacto medioambiental y daño a la propiedad incluyendo pérdida de imagen de la compañía.

Análisis de las salvaguardas: Para cada uno de los escenarios detectados será necesario identificar de forma exhaustiva todas las salvaguardas existentes en la instalación e identificar en la medida de lo posible sobre qué actúan: causas, eventos habilitadores, mitigación de consecuencias.

En el **Anexo B Figura 1.2** se muestra en diagrama de bloque los pasos antes descritos.

Existen varios *softwares* que asisten en la realización del estudio. Son bases de datos donde se documenta la información en forma ágil y ordenada, y permiten originar reportes completos y de fácil seguimiento. Incluyen librerías generales que se pueden utilizar de guía durante el análisis, pero de ninguna manera son herramientas “inteligentes” ya que toda la información debe ser generada por el equipo (**Baybutt 2015**).

Estos riesgos, además de detectarlos con buenos métodos, es necesario analizar su severidad y probabilidad de ocurrencia utilizando Matrices de Riesgo “RAM” que luego se involucra en un estudio *Hazop* y así contar con mejores criterios para priorizar las acciones que se deben implementar para eliminar o minimizar dichos riesgos. Es mucho más económico para las industrias, prevenir, valorar y atender los riesgos desde un comienzo del proyecto, que tener que tomar acciones correctivas cuando ya se entra a la etapa de operación.

Matriz de riesgo: La matriz de riesgo tiene una gran relevancia, por cuanto ella refleja la política de la empresa en relación con la ponderación que le entrega a los riesgos presentes en la operación e instalaciones. Es posible aplicar esta matriz a diferentes tipos de consecuencias como son las que afectan a las personas, el medio ambiente, la integridad de las instalaciones o el patrimonio, sea este de tipo económico u otros activos de carácter intangible, como es la imagen de la empresa frente a sus clientes, la sociedad, sus trabajadores y organismos reguladores

Para este análisis se definieron cuatro zonas de seguridad operativa, en ellas se ubicaron cada uno de los peligros identificados en dependencia de la magnitud esperada de sus consecuencias y de la frecuencia probable de ocurrencia, obteniéndose la matriz de riesgo con

la probabilidad de ocurrencia del daño asociado a la gravedad esperada para cada uno de los factores, según las zonas descritas a continuación:

Zona roja: Es la **zona inadmisibles** de las consecuencias de los accidentes, situada en la parte superior derecha de la matriz, bien por la severidad de los mismos o bien por la frecuencia en que puedan ocurrir. No se puede admitir un factor de riesgo cuyas consecuencias queden en esta zona, por eso se considera esta zona, como la de mayor prioridad de actuación (**actuación inmediata**). Se debe eliminar o disminuir sus consecuencias, por tanto, aquellos puntos situados en ella deben ser objeto de actuaciones, para tratar de disminuir su frecuencia de ocurrencia o minimizar las consecuencias del accidente probable.

Zona naranja: Situada entre la diagonal de la matriz (zona amarilla) y la zona roja. Corresponde a los factores de riesgo con consecuencias “**importantes**”, es decir, aquellos que, aunque técnicamente responden a un nivel de protección que garantiza en gran medida una seguridad aceptable, las posibilidades de un desarrollo de un evento indeseado, son altas sin llegar a ser inadmisibles. Esta **zona es de transición a corto plazo**, y la evolución positiva o negativa del factor depende de la actuación para minimizarlos.

Zona amarilla: Situada en la diagonal de la matriz. Corresponde a los riesgos con consecuencias “**aceptadas**”, es decir, aquellos que técnicamente responden a un nivel de protección que garantiza una seguridad relativamente aceptable, donde las posibilidades de un desarrollo de un evento indeseado, están reducidas. Esta **zona es de transición a mediano o largo plazo**, y la evolución positiva o negativa del factor depende de la actuación para minimizarlos.

Zona verde: Situada en la parte inferior izquierda de la matriz. Corresponde a los factores de riesgo con consecuencias aceptables, debido a su baja frecuencia de ocurrencia o a su insignificante efecto. Dentro de la **zona admisible** que es la de más bajo riesgo, aunque se debe conocer de la existencia de estos riesgos no se requiere de medidas para minimizarlos.

1.5.3.4 Índices de Riesgo: Índice Dow de Incendio y Explosión (IIE)

El Índice DOW de Incendio y Explosión (IIE) permite jerarquizar los riesgos asociados a incendios y explosiones, de diferentes unidades. El método se puede aplicar tanto a unidades individuales (ej.: bomba, compresor, tanque de almacenamiento, reactor), como a agrupaciones de unidades de proceso que representen una clara unidad funcional. Las unidades se seleccionan de acuerdo a su impacto potencial, debido al tipo de materiales que procesan, la cantidad de compuestos peligrosos (presión, temperatura, pH), historial de problemas de seguridad, etc. El Índice Dow se calcula para todas las unidades pertinentes, a partir de factores

que reflejan las características de los materiales utilizados y de las condiciones del proceso: el factor de material y el factor de riesgo:

$$\text{Índice DOW de Incendio y Explosión} = (\text{Factor de Material}) \times (\text{Factor de Riesgo})$$

Factor de material: Éste es un número comprendido entre 1 y 40, asignado a un compuesto, de acuerdo a su potencial intrínseco para liberar energía en un incendio o en una explosión. Estos parámetros incluyen: calor de reacción (combustión), índices de reactividad química, índices de peligrosidad para la salud, inflamabilidad, punto de destello (flash), entre otros. **(FM)**

Factor de riesgo de la unidad: Es un número, calculado como el producto de dos factores de riesgo: **(F₃)**

Riesgos generales del proceso (considera por ejemplo la presencia de reacciones exotérmicas o la realización de carga y descarga). **(F₁)**

Riesgos especiales del proceso (ejemplo: la operación cerca del intervalo de inflamabilidad o a presiones distintas de la atmosférica). **(F₂)**. **(Zaror 2003)**.

El procedimiento seguido para determinar el índice DOW, se describe en varias bibliografías como **(Soriano 1998, Storch 1998, Gómez 2012)** pero de manera general los pasos a seguir son los definidos anteriormente.

El procedimiento a seguir se resume en la **Figura 1.3, Anexo B**, la cual es un esquema de la metodología de cálculo del Índice de Incendio y Explosión.

La aplicación del método permite cuantificar numéricamente:

- Un *nivel de riesgo*, que se establece a través de un valor numérico denominado índice de *incendio y explosión* y que normalmente se sitúa en el rango de 1-200 (rango que comprende diferentes calificativos de peligro, que van de "ligero" a "severo").
- Un *área de exposición*, identificada con un círculo de radio proporcional al índice de incendio y explosión y que normalmente se sitúa en el rango 0-50m.
- El *máximo daño probable*, evaluado como coste económico del accidente debido a la pérdida de instalaciones. Se evalúa como una fracción del coste de las instalaciones afectadas por el área de exposición.
- Los *máximos días probables de indisponibilidad*, desde el momento de accidente hasta el momento en que puede reanudarse la producción.

- El *daño derivado de la pérdida de producción*, como producto de los días de indisponibilidad de la planta por el valor perdido de la producción. Se sugiere utilizar un factor multiplicador de 0.7 para tener en cuenta ciertos rendimientos de los costes fijos.

A continuación, se describe detalladamente el procedimiento para el cálculo del índice de DOW.

1. Selección de las áreas y etapas del proceso.
2. Determinación del factor del material: El factor del material da una medida de la intensidad de liberación de energía de una sustancia o mezcla de las mismas. En la **Tabla 1.4** del **Anexo D** se reportan los valores del Factor material (FM) para algunas sustancias. Método de Dow del (**Storch 1998**).
3. Cálculo del factor de riesgo general del proceso (F1): Para el análisis de las condiciones generales del proceso que pueden modificar el riesgo de la instalación en estudio se consideran una serie de factores los cuales se penalizan en función del material procesado, los equipos, parámetros del proceso y otros aspectos relacionados con la tecnología.
4. Cálculo del factor de riesgo especial del proceso (F2): Los riesgos especiales del proceso son factores que contribuyen de forma determinante a la probabilidad de un incidente con pérdidas. Consisten en condiciones específicas del proceso que han demostrado por sí mismas que son las causas principales de incidentes de incendio y/o explosión.
5. Determinación del factor de riesgo (F3)

$$F_3 = F_1 * F_2 \quad (\text{Ec 1.1})$$

6. Cálculo del IIE. $IIE = F_3 * FM$ (Ec 1.2)

Tabla 1.5 Clasificación de criterios según el índice IIE.

1 a	60	<i>Ligero</i>
61 a	96	<i>Moderado</i>
97 a	128	<i>Intermedio</i>
128 a	158	<i>Intenso</i>
≥	159	<i>Severo</i>

7. Se determina el factor de daño (FD), a partir de los factores de materiales (FM) y el de riesgo del proceso (F3), mediante la gráfica de la **Figura 1.4 Anexo D**. El factor de daño representa el tanto por uno (del valor en \$) que se estima destruido dentro del radio de exposición (RE) (que se definirá en el punto siguiente de esta descripción).

8. Obtención del radio de exposición (RE) a los efectos del fuego y explosión debidos a un accidente en la unidad considerada. El área de exposición (AE) será:

$$AE=3.14(RE)^2 \quad (\text{Ec. 1.3})$$

9. Se establece el factor de escala (FE), que representa el tanto por uno del área (superficie) expuesta respecto a la superficie total de la planta (AP):

$$FE=-AE/AP \quad (\text{Ec 1.4})$$

10. Se hace una valoración económica del valor de reposición del equipo (VRE) incluido dentro del área expuesta.

a) Estimación absoluta: $VRE = 0,82 \times IOE$ (Ec 1.5)

Siendo IOE el valor del capital inmovilizado original contenido en el área expuesta, que puede obtenerse en los registros contables de la compañía o del proyecto. El coeficiente 0,82 es para descontar elementos (obra civil, preparación de terreno, gastos de proyecto, etc.) que no se destruyen.

b) Estimación relativa: se hace considerando la fracción de la planta (y de su valor) que resulta afectada: $VRE= 0,82 \times FE \times IOTP,$ (Ec 1.6)

donde IOTP es el valor del capital inmovilizado total de la planta (completa).

11. Se obtiene el valor básico (\$) del *daño máximo probable a la propiedad (DMPP o)*:

$$DMPP o = FD \times VRE \quad (\text{Ec 1.7})$$

12. Se cuantifica la influencia beneficiosa de las medidas de protección existente o prevista en la unidad considerada. Ello se hace mediante un factor de bonificación (FB) obtenido por producto de los coeficientes globales definidos, según la **Tabla 1.6 del Anexo D.**

$$FB = C1 \times C2 \times C3 \quad (\text{Ec 1.8})$$

13. Se bonifica la influencia de las medidas de protección obteniéndose el *daño máximo probable a la propiedad (DMPP)*:

$$DMPP = DMPP o \times FE, \quad (\text{Ec 1.9})$$

que se expresa en unidades monetarias (MM \$)

14. Se determina el valor diario de la producción interrumpida (VDP) debido a la parada y expresado en unidades monetarias: $VDP= PA/365,25 \times PVP,$ donde PA es la producción anual y PVP los precios de venta de los productos.

1.6 Conclusiones parciales

1. Del análisis de la literatura consultada se encontró que las causas de los principales accidentes industriales relacionados con la industria petrolera acaecidos en el mundo en los últimos años y también en la industria del petróleo en Cuba, fueron los fallos de material (rotura de tuberías, o en depósito de almacenamiento), errores en la operación, y fallos humanos.
2. La legislación cubana (**Citma 2013**), define ya a las instalaciones fijas de producción de hidrocarburos como instalaciones con peligro mayor, de aquí que las refinerías de petróleo deben ser objeto de estudio para la evaluación de la seguridad en sus procesos tecnológicos, dado por la complejidad e incertidumbre en el análisis de los riesgos de accidentes tecnológicos graves, por las exigencias legales de la autoridad reguladora y por la responsabilidad social de la empresa.
3. La selección del método *Hazop* para la evaluación preliminar de riesgos en la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán es acertada pues es una técnica cualitativa que brinda un listado de posibles causas y/o efectos de cada peligro además al conjugarla con la matriz de riesgo se llega a una evaluación preliminar de los mismos.
4. El índice Dow de IE permite valorar de forma semicuantitativa los riesgos de accidente mayor de incendio y explosión además que permite cuantificar numéricamente.

Capítulo II “Identificación de los factores de riesgo tecnológicos”

Para poder realizar un análisis de riesgo es imprescindible tener un amplio conocimiento del proceso en estudio, obtener información acerca del mismo y de esta forma evaluar las sustancias utilizadas, las operaciones, los equipos y procesos auxiliares, teniendo presente entre otros muchos aspectos: la clasificación de las sustancias, las condiciones de operación, estado constructivo de las instalaciones, etcétera.

Para poder decidir si el riesgo asociado a una actividad es aceptable o no, se requiere estimar de alguna manera el nivel de peligro potencial, en términos del daño a las personas, a los bienes y al ambiente, así como la probabilidad de que tal peligro se materialice. Para ello, se debe llevar a cabo un análisis de riesgo, cuyos resultados permitan tomar las medidas de gestión y/o tecnológicas que se requiera.

2.1. Análisis cualitativo de riesgos operacionales en la refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán

En el presente capítulo se realiza una evaluación preliminar de riesgos de los procesos operacionales de la refinería utilizando los métodos Lista de Comprobación, What If? aplicándolo a las trampas de residuales líquidos, y el *Hazoptimizer 5.0* modificado, por especialistas del Centro de Estudio de Química Aplicada (CEQA), para la evaluación de los riesgos operacionales en la Planta de Aceites Básicos, con el objetivo de identificar riesgos potenciales y problemas operacionales presentes en los diferentes procesos. Además se desarrolla la matriz de riesgo ubicando en las zonas el total de desviaciones analizadas.

2.2. Definición de las Áreas de Riesgos en la Refinería "Sergio Soto Valdés"

En principio, a los efectos de identificar los peligros probables, se declaran 9 áreas generales de riesgo, teniendo en cuenta los productos que se elaboran, almacenan y los que reciben algún tipo de tratamiento en las diferentes unidades de los procesos analizados, quedando como se muestra en la **Tabla 2.1.**

Como se observa en la **Tabla 2.1.** se tienen en cuenta todas las áreas de riesgo de la refinería que no han sido sometidas a análisis en tesis anteriores, pero solamente en el presente trabajo se analizan un grupo de ellas seleccionadas en función de las características y cantidades de las sustancias que manipulan y de los procesos tecnológicos que se realizan.

Tabla 2.1 Definición de las áreas de riesgo de la refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán.

ÁREAS GENERALES DE RIESGO	UNIDADES DE PROCESO	NODOS
AR-1. <i>Planta de aceites básicos</i>	Unidad 1. Llenado de la refinadora R-501	Nodo 1. Llenado de la refinadora R-501 <i>Parámetros: flujo, presión, temperatura, nivel, % de agua en el aceite.</i>
	Unidad 2. Refinación del aceite, con Ácido Sulfúrico.	Nodo 2. Refinadora para el tratamiento con ácido sulfúrico: R-501. Parámetro: Temperatura (del aceite), concentración (del ácido sulfúrico), tiempo agitación, flujo de aceite y de agua. Nodo 2a. Adición de ácido sulfúrico. <i>Parámetros: flujo, presión, temperatura, nivel.</i> Nodo 2b. Baño de arrastre <i>Parámetros: flujo, presión, temperatura, nivel, tiempo</i>
	Unidad 3. Neutralización, con Hidróxido de Sodio.	Nodo 3. Neutralizadora: N-501. Parámetro: Temperatura (del aceite), concentración (de hidróxido de sodio), tiempo, flujo
	Unidad 4. Lavado, con agua Industrial.	Nodo 4. Neutralizadora N-502. Parámetro: Temperatura (del aceite y del agua), tiempo de adición de agua, flujo de aire, tiempo de agitación.
	Unidad 5. Secado, con aire seco.	Nodo 5. Neutralizadora N-503. Parámetro: Temperatura, tiempo agitación.
	Unidad 6. Refinación con arcilla decolorante.	Nodo 6. Digestores para el tratamiento con arcilla decolorante: D-501 y D-502. Parámetro: Flujo, tiempo, vacío en el digestor, temperatura del aceite en el digestor.
	Unidad 7. Filtración 31	Nodo 7. Banco de filtros prensa: FP-501, FP-502, FP-503 y FP-504. Parámetro: Flujo, temperatura.
	Unidad 8. Adición de aditivo	Nodo 8. Adición de aditivo

	antioxidante. (solamente para el aceite Transformador).	antioxidante. Parámetro: Tiempo, flujo
	Unidad 9. Envasado del aceite transformador en bidones	Nodo 9. Envasado del aceite transformador en bidones. Parámetros: Tiempo de secado con nitrógeno, flujo de aceite a secar, presión de nitrógeno. Nodo 9a. Envasado del aceite transformador en bidones. Parámetros: Presión de nitrógeno, tiempo de secado del bidón.
	Unidad 10. Tratamiento al gudrón	Nodo 10. Tanque mezclador del gudrón ácido: M-500. Parámetros: Cantidad de sosa. Nodo 10a. Tanque de lavado de gudrón TK-10. Parámetros: Cantidad de agua, temperatura, tiempo de decantación
AR-2. Sistema de tratamiento de residuales líquidos	Unidad 11. Trampa Central	Nodo 11. Trampa Central. Parámetro: Flujo
	Unidad 12. Trampa destino final	Nodo 12. Trampa destino final. Parámetro: Flujo
	Unidad 13. Trampa del TK 46	Nodo 13. Trampa del TK 46. Parámetro: Flujo
AR-3. Sistema de generación de vapor	Unidad 14. Calderas B-604, B-605, B-606, B-607	Nodo 14. Caldera B-604. Parámetro: Presión, nivel, temperatura
		Nodo 15. Caldera B-605. Parámetro: Presión, nivel, temperatura
		Nodo 16. Caldera B-606. Parámetro: Presión, nivel, temperatura
		Nodo 17. Caldera B-607. Parámetro: Presión, nivel, temperatura
Unidad 15. Tanque (TK) de insumo fuel oíl	Nodo 18. Tanque de insumo fuel oíl. Parámetro: Temperatura, presión, flujo	
AR-4. Almacenamiento de combustibles	Unidad 16. Cubeto A (TK 47,62,63,65,66,67)	Nodo 19. Cubeto A (TK 47, 62, 63, 65, 66, 67). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 17. Cubeto B (TK 39, 40)	Nodo 20. Cubeto B (TK 39, 40). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 18. Cubeto C (TK 20, 52,	Nodo 21. Cubeto C (TK 20, 52, 53).

	53)	Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 19. Cubeto D (TK 7, 12, 18)	Nodo 22. Cubeto D (TK 7, 12, 18). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 20. Cubeto E (TK 11, 9)	Nodo 23. Cubeto E (TK 11, 9). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 21. Cubeto F (TK 41, 42,43, 44)	Nodo 24. Cubeto F (TK 41, 43, 42, 44). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 22. Cubeto G (TK 54, 55, 56, 57, 48,49, 60, 61, 68)	Nodo 25. Cubeto G (TK 54, 55, 56, 57, 48,49, 60, 61, 68). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 23. Cubeto H (TK 45)	Nodo 26. Cubeto H (TK 45). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 24. Cubeto I (TK 13, 14, 21, 23, 37)	Nodo 27. Cubeto I (TK 13, 14, 21, 23, 37). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 25. Cubeto J (TK 19, 64, 29, 31, 38, 30, 24, 25, 26, 32)	Nodo 28. Cubeto J (TK 19, 64, 29, 31, 38, 30, 24, 25, 26, 32). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 26. Cubeto K (TK 50, 51)	Nodo 29. Cubeto K (TK 50, 51). Parámetro: Temperatura, flujo
	Unidad 27. Cubeto L (TK46)	Nodo 30. Cubeto L (TK46) Parámetro: Temperatura, flujo
AR-5. Laboratorio químico	Unidad 28. Laboratorio químico	Nodo 31. Laboratorio químico
AR-6. Mantenimiento	Unidad 29. Mantenimiento	Nodo 32. Mantenimiento
AR-7. Almacén de GLP	Unidad 30. Almacén de GLP	Nodo 33. Almacén de GLP
AR-8. Transcupet	Unidad 31. Transcupet	Nodo 34. Transcupet
AR-9. Cubalub	Unidad 32. Cubalub	Nodo 35. Cubalub

2.3 Caracterización de las áreas de riesgos

AR1 Planta de aceites básicos (Ver Figura 2.1 Anexo B)

- *Unidad 1. Llenado de la Refinadora R-501.*

La materia prima para la elaboración de aceites básicos, se obtiene de uno de los cortes de la torre de destilación al vacío, almacenándose en los tanques destinados a ello. Esta es succionada mediante bombas P-501 o P-502, las cuales la envían a la refinadora R-501. Una vez aquí se le realizan las siguientes pruebas de laboratorio, para verificar que la materia prima esté en óptimas condiciones para procesarla. Los análisis son los siguientes: Agua y Sedimentos (BSW); Agua por Destilación; Viscosidad Cinemática a 40°C; Viscosidad Cinemática a 100°C; Temperatura Inflamación; N°. de Neutralización; Color y Densidad a 15°C.

- *Unidad 2. Refinación del aceite con ácido sulfúrico*

La primera etapa del proceso consiste en secar con ácido sulfúrico la materia prima, a temperatura ambiente, agitándose la mezcla aceite-ácido con aire seco tanto como sea posible durante una hora. Luego se deja decantar el gudrón ácido (producto de la reacción del ácido con el aceite), durante dos horas. La segunda etapa del proceso de refinación del aceite con ácido sulfúrico es con este al 96% de pureza como mínimo, con el objetivo de eliminarle al aceite una serie de compuestos indeseables como son: hidrocarburos aromáticos, resinas asfálticas, compuestos de azufre y nitrógeno, entre otros, se realiza a temperatura ambiente, con la agitación máxima permisible con aire seco a presión de 2.5 kgf/cm² durante 10 minutos. El tiempo de agitación será de una hora y luego ocho (8) horas de decantación del gudrón ácido. La segunda adición del ácido sulfúrico se hace a las mismas condiciones de la anterior citada. La tercera adición disminuye el contenido de ácido, con agitación con aire seco por espacio de ocho (8) minutos, tiempo de agitación una hora y decantación del gudrón ácido de ocho (8) horas. Luego de estos cortes de adición de ácidos se procede al baño de arrastre con agua industrial. Se lava el aceite ácido con agua a temperatura ambiente, y un tiempo de agitación moderada durante cinco (5) minutos, se deja decantar durante tres (3) horas.

- *Unidad 3. Neutralización con hidróxido de sodio*

Una vez terminada la decantación en la refinadora, el aceite ácido es succionado por la bomba P-506 para enviarlo a una de las tres (3) neutralizadoras existentes (regularmente la neutralizadora N-501). La solución de neutralización se prepara con agua industrial, solución acuosa de hidróxido de sodio que debe estar entre un 6-10% de concentración. La adición de la sosa se hace de forma lenta, con moderada agitación de la mezcla aceite ácido-álcalis durante una hora máximo. El proceso de adición de la sosa comienza cuando el aceite alcanza los 55°C y debe finalizar al llegar a los 60°C como máximo. El objetivo de esta etapa es neutralizar el ácido sulfúrico libre que quedó sin reaccionar y que viene con el aceite obtenido del tratamiento con este producto, además se eliminan ácidos nafténicos y algunos compuestos sulfurados.

- *Unidad 4. Lavado con agua industrial*

El lavado con agua industrial o baño de arrastre, se hace necesario para eliminar el hidróxido de sodio remanente del aceite neutralizado, para ello se calienta agua industrial en el TB-503, siempre a una temperatura mayor que la del aceite neutro que está en la neutralizadora. Los lavados se adicionan desde el TB-503 con la bomba P-510 y una vez terminada la adición se repone el agua del TB con la bomba P-511 para calentar el próximo lavado. Durante el proceso de lavado del aceite neutralizado (neutralizadora N-502), este se mantiene a una

temperatura de 65-70°C. Para la realización de los lavados se requiere que el agua tenga una temperatura por encima de la que posee el aceite para evitar emulsiones en el mismo. El agua se calienta por contacto directo con el vapor, y es bombeada después de tener la temperatura requerida hacia las neutralizadoras, donde es dispersada con duchas para facilitar el contacto entre las fases. El agua para el primer lavado se adiciona sin agitación y el tiempo de decantación es de una hora. Se realizan de igual manera tres (3) lavados y la purga de los mismos se realiza hasta que se observe presencia de aceite o jabones pastosos. El cuarto lavado se realiza con agitación moderada y luego una hora de decantación. Seguirán haciéndose lavados como este último hasta que el agua sea clara y/o tome color rosado frente al indicador fenoltaleína.

- *Unidad 5. Secado con aire seco*

Posterior al lavado con agua industrial se analiza una muestra de aceite y si no posee contenido alguno de cenizas totales se procede a la etapa de secado del aceite con aire seco (neutralizadora N-503), el aire seco también se aprovecha para agitar moderadamente la masa de aceite a una temperatura mantenida a 80°C para eliminar toda la humedad presente. Este proceso se realiza con aire seco, agitación moderada y temperatura entre 80 y 85°C durante tres (3) horas, se toma una muestra y se realiza el análisis de agua por destilación. Si el valor del análisis es cero se cierra el aire y se termina el secado, si no es cero se continúa secando.

- *Unidad 6. Refinación con arcilla decolorante*

Luego de comprobar por ensayos de laboratorio que el aceite está seco se procede a la refinación con arcilla decolorante (digestores D-501 o D-502). Junto a la arcilla se le adiciona hidróxido de cal en dependencia del grado de acidez que posea. La mezcla de aceite, arcilla y cal se realiza a una temperatura de 100°C durante 1 hora, con una presión de vacío de trabajo de 0.5 kgf/cm² mediante eyectores de vapor, con el objetivo de succionar la tierra infusorio. Durante todo este proceso, se mantiene la agitación mecánica en el digestor para evitar la sedimentación del sólido y buscar un mejor contacto entre las fases. El objetivo fundamental de la tierra o arcilla decolorante es mejorar el color del aceite, adsorbiendo las partículas que le confieren coloración oscura, para cumplir las especificaciones de calidad. Concluido el tiempo en el digestor, el aceite se comienza a recircular a través de la bomba P-519 ó P-520 con el objetivo de endulzar las líneas que van a los filtros.

- *Unidad 7. Filtración*

Para filtrar se utilizan igualmente las bombas P-519 ó P-520 y se mantiene todo el sistema de recirculación. Los filtros son de tipo prensa, preparados anteriormente teniendo en cuenta la cantidad de aceite a filtrar y la cantidad de tierra adicionada. El aceite resultante o filtrado se almacena en tanques soterrados y la torta obtenida de la filtración, consistente en tierra impregnada en aceite se vierte. Al aceite filtrado se le realizan pruebas de laboratorio para determinar que sus parámetros de calidad estén dentro de las especificaciones.

- *Unidad 8. Adición de aditivo antioxidante.*

Después de bombeado el aceite filtrado hacia el TK-54 ó TK-55 se procede a medir el volumen en tanque y calcular la cantidad de aditivo a adicionar.

Se vierte la cantidad de aditivo en el TB-501, se cierra herméticamente y se comienza a recircular con la bomba P-503 por una hora en este para disolver el aditivo de tipo antioxidante (la cantidad a añadir es del 3% peso), la temperatura que debe poseer el aceite en esta etapa será de 85°C como máximo. La mezcla aceite-aditivo se recircula en el TK-54 ó TK-55, durante cinco (5) horas alcanzando una temperatura de 50°C, permitiendo con ello un mayor grado de mezcla y por tanto de aditivación.

- *Unidad 9. Envasado del aceite transformador en bidones.*

Al concluir el proceso de producción de aceite transformador dieléctrico cumpliendo con los parámetros de calidad requeridos se procede al envasado o embidonado del mismo. Este se realiza en un local acondicionado para ello, donde se encuentran los bidones con previa rotulación. Para el llenado de los mismos se procede a desalojar el oxígeno contenido su interior mediante una adición durante dos (2) minutos de nitrógeno líquido refrigerante, impidiendo de esta manera la oxidación del aceite dentro de los bidones durante su etapa de almacenamiento. Se procede a tapar y sellar los bidones, ubicándolos según su fecha de producción para su posterior comercialización.

- *Unidad 10. Tratamiento del gudrón ácido*

El tratamiento al gudrón ácido se realiza en el mezclador M-500, para ello se adiciona fuel oíl desde el TB-516, a través de la bomba P-522, al mezclador M-500, hasta que el volumen de fuel oíl alcance la altura del registro. Posteriormente se descarga el gudrón desde la refinadora R-501 y se conectan los agitadores. Además se adiciona hidróxido de sodio con la bomba dosificadora P-509, esto se realiza hasta lograr que la acidez sea menor o igual a 10mg KOH/g. Se toma muestra cada una hora para el análisis luego que el número de neutralización tenga un valor inferior a 100mg KOH/g. Después se bombea con la P-516 o P-517 hacia el TK-10.

- *Lavado del gudrón en el TK-10.*

Después de neutralizado el gudrón en el M-500, se pasa para el TK-10 a través de la bomba P-516 o P-517.

Para el 0.5%.

Antes de neutralizado el 0.5% en el M-500, se adiciona agua durante 30 minutos (10m³ aproximadamente) del TK-50, con la bomba P-514 al TK-10. Seguidamente se comienza con el calentamiento del agua abriendo la válvula de entrada de vapor al TK-10 hasta alcanzar 70°C. Cuando esté neutralizado el 0.5% se bombea hacia el TK-10 donde se agita la mezcla gudrón-fuel oíl-agua por una hora y se deja decantar cuatro (4) horas, el residuo es purgado a la cisterna quedando en el TK-10 el producto gudrón-fuel oíl.

Para el uno o el 2.0%.

Se procede de igual forma solo variando la cantidad de agua a añadir en el TK-10 que sería para estos casos durante 40 minutos (15m³ aproximadamente).

AR2 Sistema de tratamiento de residuales líquidos.

Del proceso productivo se generan residuales líquidos debido a:

- Derrames de crudo por llenado y descarga de los vagones de ferrocarril.
- Derrame del crudo en áreas de almacenamiento.
- Derrame de los diferentes productos (crudo, fuel oil, diesel, queroseno, nafta, cortes de vacío, asfalto) en el área de producción.
- Derrame de sustancias utilizadas en los tratamientos de los productos como sosa carbonato, demulsificante, inhibidor de la corrosión; en el tratamiento de agua para uso industrial, el cloruro de sodio
- Residuos generados en talleres de reparación de equipos y del mantenimiento que se realiza en el área de funcionamiento del equipo en determinadas ocasiones.
- Derrame de combustibles en los cargaderos, descargaderos y tanques de almacenamiento.
- Agua del lavado de los equipos.

El sistema para el tratamiento de los residuales líquidos consiste en tres trampas recolectoras (Trampa central, Trampa destino final y Trampa del 46) localizadas estratégicamente en los lugares por donde se vierte agua al exterior.

- *Unidad 11. Trampa central(Ver figura 2.2 anexo B)*

Esta Trampa es una trampa de grasa, la cual se encuentra en el área correspondiente a las plantas de destilación atmosférica y al vacío, a ella se vierten los residuales correspondientes a dichas plantas, su funcionamiento está basado en la diferencia de densidades de los hidrocarburos y el agua, cuenta con una estación de bombeo para recolectar los hidrocarburos separados la cual se opera de forma manual. Los residuales restantes de la separación en esta trampa pasan a la Trampa destino final.

- *Unidad 12. Trampa destino final(Ver figura 2.3 anexo B)*

La trampa de residuales está localizada en el área de salida de la refinería, al noreste de la misma recibiendo un gasto aproximado máximo de 60m³/d, los residuales provienen de:

- Recepción y embarque por ferrocarriles (Chucho Reca, Chucho Corrales)
- Cargaderos para camiones cisterna.
- Una parte de área de tanques para almacenamiento de productos.
- Plantas de destilación atmosférica y vacío.
- Trampa Central

La Trampa Destino Final cuenta con un depósito de separación de hidrocarburos y agua mediante la separación natural por densidades, además cuenta con un recolector de hidrocarburo, con una estación de bombeo para recoger los hidrocarburos y enviarlos a el tanque (TK) de *slop (es el tanque al que se envían los productos fuera de especificaciones)*, la misma se opera de forma manual, cuenta como tratamiento final antes del vertimiento con los filtros de aserrín para la captación de los hidrocarburos cuando logren sobrepasar la etapa de separación por densidad, obligándolos a que pasen todos los efluentes por él.

Esta trampa vierte sus desechos mediante un colector que va al arroyo Cabaiguán el cual es afluente del arroyo Paraíso.

- *Unidad 13. Trampa del TK-46(Ver figura 2.4 anexo B)*

El funcionamiento de esta trampa está basado en la diferencia de densidades entre los hidrocarburos y el agua y un sistema de filtros que facilita la separación de los hidrocarburos, aceites y grasa, se encuentra ubicada al sur de la Refinería, aledaña al TK-60 y TK-61, que almacenan crudo y del tanque para *slop*.

A esta trampa llega un gasto aproximado máximo de 100m³/d y recibe los residuales provenientes de:

- Una parte del área de tanques para almacenamiento de la Refinería.
- Planta de fregado y taller de la División de Transcupet.
- Área donde se encuentra ubicada la División de la Empet.
- Pluviales del Almacén de Aceites perteneciente a Cubalub.

Esta trampa vierte los residuos que salen de la misma hacia un arroyo que bordea la zona sur de Refinería.

AR3 Sistema de generación de vapor.

- *Unidad 14. Calderas (B-604, B-605, B-606, B-607)*

La planta tiene cuatro (4) calderas de tubos de fuego, dos de 4.5t/h, una de 6.5t/h y una de 10t/h. Estas utilizan en la combustión fuel oil y pueden alcanzar una presión máxima de 10kgf/cm² de vapor saturado a una temperatura de 180°C. El agua tratada que se alimenta a la caldera debe tener dureza igual a cero, alcalinidad de 1200 ppm máximo y 3500 ppm de sólidos disueltos, ésta circula por el interior de los tubos de calefacción, absorbe el calor necesario para su evaporación hasta convertirse en vapor saturado y el resto se mantiene en fase líquida en los rangos de niveles permisibles. El elemento de calentamiento es fuel oil en un quemador donde se logra la mezcla oxígeno-combustible, los gases de la combustión circulan por la parte interior de los tubos de calefacción en los que ceden el calor al sistema y finalmente salen por la chimenea. El vapor producido en las calderas es almacenado en el domo y posteriormente distribuido por el manifold a través de las líneas principales a los siguientes equipos:

- Línea a planta de proceso. El vapor pasa por una válvula neumática que mantiene una presión constante de 80 lb/plg² (5.6kgf/cm²) y es distribuido a los siguientes consumidores: Bombas reciprocantes, hornos, torres de destilación atmosférica y al vacío y despojadores.
- Línea al TK-31 y bomba del sistema de tratamiento de agua.
- Línea a planta de Aceites Básicos.
- Serpentin del tanque de residuo neutralizado (gudrón)

- Serpentes de las neutralizadoras y los digestores
- Eyector que se utiliza para hacer vacío. El vapor de escape es liberado a la atmosférica.
- Línea a TK-8 de insumo a calderas y hornos. Pasa a través del serpentín elevando la temperatura del P.C.L el condensado liberado por la trampa es llevado a la zanja.
- Línea de chucho “Corrales”, de esta se alimentan: a) Laboratorio y b) Bombas reciprocantes de descarga de crudo. El escape es liberado a la atmósfera.

Área 4. Almacenamiento de combustible

Esta área cuenta con 55 tanques de almacenamiento agrupados en cubetos que se nombran desde: Cubeto A, hasta el Cubeto K. Para un mejor entendimiento de esta área se presenta la tabla 2.2:

Tabla 2.2: Tanques correspondientes al área de almacenamiento

No	No. Tk	Producto	Capacidad (m ³)	Densidad 15 ^o C (g/cm ³)	Viscosidad 40 ^o C (mm ² /s)	Punto de inflamación (°C)	Temp (°C)
1	Rec.1	Recipiente -Diésel 1	1,9	0,815-0,865	1,6-5,3	-	
2	TK-12	Recipiente Diésel	7,6	0,815-0,865	1,6-5,3	-	
3	6	descarga crudo	71,6	0,9213-0,9994	35-1500	-	
4	7	Agua Residual	98,1				
5	8	PCM a calderas	41,1				
6	9	Agua calderas	192				
7	11	Asfalto 50-70	854	-	-	230	130
8	12	Agua a tratamiento	373,5				
9	13	Asfalto	1 071	-	-	230	
10	14	Asfalto	1 069	-	-	230	
11	15	Líquido asphaltico	87				
12	18	Nafta	301	0,734	-	-	
13	19	Nafta-Sosa	182,3				
14	20	Aceite usado	113,9				
15	21	Agua a tratamiento	187,3				
16	23	Agua	728				
17	24	Crudo(Pina)	4 000	0,9213-0,9994	35-1500	-	
18	25	Crudo(Matanzas)	4 000	“	35-1500	-	
19	26	Agua cruda	1 561,3				
20	29	Nafta Mezcla	770				
21	30	Trat. De Crudo	712,0				
22	31	Tratamiento crudo	796,7	0,9766			50
23	32	Crudo(Pina)	4 800	0,9213-0,9994	35-1500	-	

24	37	Solvente	991,7	0,89	-	-	50
25	38	Diésel	1 000	0,815-0,865	35-1500	-	
26	39	Fuel	2 036				
27	40	Crudo(Matanzas)	2 048	0,9213-0,9994	35-1500	-	60
28	41	Quero	995	1-1,9	-	-	
29	42	Diésel	991	0,815-0,865	1,6-5,3	-	
30	43	Diésel	831,8	“	“	-	
31	44	Diésel	996	“	“	-	
32	45	Diésel	993,8	“	“	-	
33	46	Crudo(Pina)	10 341,1	0,9213-0,9994	35-1500	-	65
34	47	aceite usado	184,2				
35	48	Fuel	2 045				
36	49	Fuel	2 057,6				
37	50	Agua neutralizadora	93,0				
38	51	Agua reposición	119,2				
39	52	Agua lavado	257				
40	53	Corte Lateral	392	0,92	12	135-145	
41	54	Aceite Transformador	388,8	0,93	17-24	165	
42	55	Aceite de transformador	390,4	0,93	17-24	165	
43	56	Sigatoka	388,5	0,92	12	135	
44	57	Corte Lateral	390	0,92	12	135-145	
45	60	Crudo(Pina)	2 049,2	0,9213-0,9994	35-1500	-	50
46	61	Crudo(Matanzas)	2 145,0	“	35-1500	-	
47	62	Nafta	101	0,734	-	-	
48	63	Nafta	184,5	0,734	-	-	
49	64	Nafta Producción	183			-	
50	65	Nafta	183,2	0,734	-	-	
51	66	Nafta	184	0,734	-	-	
52	67	Gasolina mercado	390	-	-	-	
53	68	Slop	1 004,2				
54	TB522	Aceite Dieléctrico	95,1	0,93	17-24	165	
55	TB518	Aceite Secado Trans.	74,3	0,92	12	-	
		TOTAL	39777,669				

2.4 Identificación de peligros mediante la Lista de comprobación y What If.

Ya identificadas y descritas las áreas de riesgo a procesar en el epígrafe anterior y a partir del estudio detallado del proceso, entrevistas, sesiones de trabajo con especialistas de la empresa, se realiza la identificación de peligros, como primer paso del análisis de riesgo.

Para analizar el proceso de tratamiento de residuales líquidos se utilizaron dos métodos fundamentales, la **Lista de comprobación** y el **What if?**, seleccionados por:

Ambos se basan en cuestionarse cuál puede ser el resultado de procesos indeseados o desviaciones en el proceso que puedan provocar consecuencias adversas.

El resultado es un listado de posibles escenarios de incidentes - accidentes, sus consecuencias y posibles soluciones para la disminución del riesgo.

Su resultado es sencillo y tiene la característica de que depende de la experiencia y resultados.

La lista de verificación aplicada se fundamentó en los siguientes aspectos: localización, materiales, equipos, proceso, instrumentación y control, acciones de emergencia y mantenimiento a los equipos del proceso. (Ver **Anexo C Tabla 2.3** y en el **Anexo C Tabla 2.4** se reportan la Lista de Chequeo y el What if? utilizado).

A continuación se resumen, los resultados obtenidos de la aplicación del Análisis Preliminar de Peligros, la Lista de Chequeo y el What if? a las áreas en estudio.

Localización

La refinería “Sergio Soto Valdés” se localiza en la provincia de Sancti-Spíritus, municipio de Cabaiguán, Carretera Céspedes # 1 final, tiene una ubicación geográfica desfavorable para el para el vertimiento de residuos líquidos ya que se encuentra rodeada al N, NE, NW y SE por el pueblo de Cabaiguán y al SW limita con la línea férrea y campos de cultivo.

Peligros

- La industria se localiza dentro del perímetro urbano, lo que implicaría en caso de accidentes graves la afectación de la población aledaña.
- Los residuales líquidos afectan a la población y al medio ambiente.
- No existen en esta industria drenajes adecuados para desechos líquidos.
- No se encuentra señalizado el sentido de las líneas de flujo del proceso.
- Las trampas carecen de accesos y salidas de emergencia

Materiales, Equipos y Proceso

Materiales

Peligros

- Al no cambiarse el filtro de virutas el agua residual contendrá mayor cantidad de hidrocarburos y se contaminarán más las aguas.

Equipos

Peligros

- No se realizan los trabajos de mantenimientos necesarios a los equipos de las trampas, debido a la falta de recursos.
- Aunque existe protección contra incendio y funciona correctamente, se hace necesario ya su modernización. La actualización del sistema contra Incendios implica, no solamente la implementación de un sistema moderno de detección y alarma, sino, la capacitación constante del personal para garantizar su correcta funcionalidad y efectividad.
- No existe un riguroso control periódico de espesores y grado de corrosión tanto exterior como tuberías, ya que el equipo de medición de espesor existente se encuentra en mal estado, lo que puede provocar falla por:
 - Rotura de cualquiera de los componentes mecánicos del equipo.
 - Rotura por fatiga del material.

Proceso

Peligros

- Las trampas están expuestas al medio, por lo que fuertes lluvias pueden provocar un desborde de estas y contaminar el medio circundante.
- Incumplimiento del Plan de Mantenimiento, limpieza inadecuada de las áreas de tratamiento.
- Rotura, fisura, o cualquier fuga incontrolada de petróleo.
- Salidero de combustible en las tuberías.
- No funciona de forma adecuada el tratamiento de los residuales que se generan. El mal funcionamiento de la planta ha provocado el derrame de hidrocarburos hacia el arroyo ubicado al Sureste de la refinería provocando la acumulación de películas de combustible superiores a 1 cm.
- Emisión de sustancias contaminantes.
- Peligro de Incendio y explosión producto de:
 - Descargas eléctricas, producto de rayos, ya que no existe un sistema de pararrayos.
 - Colillas de cigarro encendidas o cualquier otra fuente de ignición.
- Caída para los operadores y auxiliares hacia las trampas.

Instrumentación y control

Peligros

- Se carece de instrumentos de medición adecuados en las trampas.
- Falla de las bombas.

- Deterioro de las válvulas de seguridad del sistema de bombeo.
- No se revisa de forma regular estado de las trampas y sus accesorios.
- No existe un control riguroso de los espesores de las tuberías.

Acciones de emergencia

Peligros

- Se encuentra desactualizado el material de emergencia.
- Existen los planes de emergencia, pero es necesario su actualización constante y lograr involucrar a las autoridades y población en general en los planes externos.

Mantenimiento

Es fundamental en esta instalación industrial por los productos que se manejan ya que generan un alto grado de corrosión en los equipos, además por los años de trabajo que tienen los mismos.

Peligros

- Incumplimiento del plan de mantenimiento debido a la carencia de los materiales necesarios.
- Incumplimiento con el período de mantenimiento de los equipos y accesorios por las causas anteriores.
- Existe peligro de incendio o explosión en el proceso, por deterioro de los materiales de los equipos debido a la corrosión.
- Se encuentran identificados los riesgos potenciales de la instalación, pero se plantea la necesidad de la realización de un análisis de riesgo.

Otras deficiencias de carácter general detectadas

- No se encuentran señalizadas las cercas perimetrales que alerten del peligro de incendio.

2.5 Método Hazop

Las siguientes consideraciones, referidas a la gravedad de las consecuencias probables y a la frecuencia de ocurrencia de un accidente, se asumieron por consenso del equipo de trabajo, teniendo en cuenta las particularidades de la Refinería, conocimiento teórico y la experiencia práctica de los especialistas y técnicos en la operación de las plantas de proceso.

Gravedad

- *Daño catastrófico*: Muertes (>1); Decenas de heridos (>20); Cientos de evacuados (>300). Contaminación seria con efectos externos. Afectaciones serias a la producción, parada de la

Planta >24 horas o afectaciones a la capacidad de producción (>2%). Pérdidas >50 mil dólares.

- Daño muy serio: Una muerte; Varios heridos (<20); Evacuados (<300). Contaminación seria con efectos locales. Parada de la Planta de ocho (8) a 24 horas. Pérdidas: >200 y <500 mil dólares.
- Daño serio: Algunas heridas serias, lesiones incapacitantes a uno o varios trabajadores. Contaminación simple con efectos externos. Parada de la Planta de cuatro a ocho horas. Pérdidas: >10 mil y <200 mil dólares.
- Daño limitado: Heridas menores, pérdidas de días de trabajo por lesión (más de un trabajador). Contaminación simple con efectos locales. Parada de la Planta de uno a cuatro horas. Pérdidas: >mil y <10 mil dólares.
- Daño insignificante: Molestias menores, efectos locales, no produce contaminación. No se afecta la producción. Pérdidas: <mil dólares.

Frecuencia

- Frecuente: Ocurre frecuente, con gran facilidad e independiente de la voluntad del hombre.(**1mes**)
- Posible: Exposición permanente al factor de riesgo en cuestión por falta de medios o medidas de seguridad y/o posibilidad de ocurrencia de un hecho al estar en un medio propicio para ello.(**>1mes 1 año**)
- Raro: Ocurre raras veces, generalmente por descuido y falta de atención por parte del hombre.(**>1 5 años**)
- Extremadamente raro: Posible que ocurra en la vida útil de la Planta, pero con probabilidad remota al estar tomadas las medidas que eviten el desarrollo de la misma.(**>5 10 años**)
- Improbable: Puede ser asumido como algo que no pasará, pero ocurre por causas no explicadas en análisis preliminar desde el punto de vista técnico.(**>10 años**)

2.5.1 Análisis de los resultados obtenidos del análisis Hazop

En el (**Anexo C**), se presentan las tablas extraídas de un libro Excel ver **Tabla 2.5** donde se presenta el análisis *Hazop* por áreas de riesgo, se evalúan un total de 57 desviaciones a partir de las combinaciones de parámetros con las palabras guía, se determinan las causas y salvaguardas, se estima la frecuencia y consecuencia y se evalúa el riesgo para cada una de

las combinaciones, con estos resultados se elaboró la matriz de riesgo general que se muestra en la **Figura 2.6**.

Este análisis cualitativo permitió identificar los riesgos y ubicarlos en los diferentes niveles de importancia convencionalmente definidos: **A**; **B**; **C**; **D**; **O** (*Niveles de importancia en orden decreciente*).

Tabla 2.6: Resumen del panorama general de riesgo en la Planta de Aceites Básicos perteneciente a la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán.

Nivel de Importancia	Cantidad de factores de riesgos
A	0
B	6
C	36
D	15
0	0
Total	57

A continuación, se presenta las matriz de riesgo para la Planta de Aceites Básicos y se evalúa el riesgo al combinar los valores de consecuencia por el eje de las x, y de frecuencia por el eje y.

ÁREA DE RIESGO No.4						
0	0	0	0	0	1 mes	5
2	28	6	0	0	>1 mes 1 año	4
0	13	8	0	0	>1 5 años	3
0	0	0	0	0	>5 10 años	2
0	0	0	0	0	>10 años	1
Daño Insignificante	Daño Limitado	Daño serio	Daño muy serio	Catastrófico		
1	2	3	4	5		
CONSECUENCIAS						

Figura 2.6 Matriz de riesgo correspondiente al AR1: Planta de Aceites Básicos

En la matriz de riesgo correspondiente al AR1: Planta de Aceites Básicos (**Figura 2.6**) se evalúan 57 desviaciones, no habitan desviaciones en la zona roja, pero de ellas 6 están en la zona anaranjada, zona de transición a corto plazo, aquí las posibilidades de desarrollo de un evento indeseado, son altas sin llegar a ser inadmisibles, y la evolución positiva o negativa del factor depende de la actuación para minimizarlos, en la zona amarilla se tienen 36 desviaciones y en la zona verde un total de 15 por lo que se puede afirmar que en esta área de riesgo el mayor número de desviaciones caen en la zona amarilla, zona de riesgos con consecuencias “**aceptadas**”, aunque se debe conocer la existencia de estos no se requiere de medidas para minimizarlos. De las seis que aparecen en la zona naranja se proponen medidas para reducir sus riesgos de aparición en el capítulo 1.

2.6 Conclusiones parciales

1. La aplicación del software *Hazopotimizer* modificado permitió la identificación de los factores de riesgo, así como la evaluación cualitativa de los riesgos. Al obtener la matriz de riesgo general del proceso se logra ordenar o priorizar las acciones preventivas y la asignación de los recursos para minimizar las consecuencias de accidentes probables o disminuir la probabilidad de ocurrencia de los mismos.
2. De la aplicación del método Hazop se puede observar que en la Planta de Aceites no aparecen riesgos serios, aunque a todos se le proponen medidas de prevención.

Capítulo III “Evaluación de los riesgos de accidentes mayores”.

3.1 Introducción

Para estimar el riesgo global de las áreas en estudio (AR1 y AR4) y poder jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel de riesgo se decide aplicar el método del Índice DOW de Incendio y Explosión, (IIE) método semicuantitativo, que a través de un valor numérico en un rango de uno a 200, define diferentes calificativos de riesgo, que van desde ligero a severo.

Se decide aplicar este índice (IIE) al Área de riesgo AR1: Planta de Aceites Básicos debido a que la planta de aceites maneja grandes cantidades de combustibles durante su proceso de fabricación y el Área de riesgo AR4: Almacenamiento de Combustibles, al poseer tanques que almacenan gran cantidad de combustible lo convierte en un importante riesgo de explosión.

3.2 Cálculo del índice DOW de incendio y explosión

Consideraciones:

- ✓ Para el índice de Dow se tomaron las siguientes consideraciones:
 - Al diésel se le asignó 16 de factor de material
 - Al asfalto y al corte lateral 4 como el aceite lubricante
 - A la nafta se le dio el valor de 16 por su similaridad con la gasolina
 - Al slop se le asignó 10 el mismo que al crudo
 - Al quero se le dio 10
 - Por orden de corrosividad está la nafta, quero, diésel, corte lateral, fuel, aceite.
 - Para la planta de aceites básicos se tomará como base de corrosión la cantidad residual de ácido sulfúrico.

- ✓ Valores que se le darán a los productos para la corrosión:
 - Nafta :0.75
 - Quero:0.55
 - Diésel:0.50
 - Corte lateral:0.40
 - Fuel:0.30
 - Crudo Matanzas:0.45
 - Trat de crudo: 0.30
 - Crudo Pina:0.20
 - Aceite:0.10
 - Slop: 0.25
 - Solvente: 0.60

- Asfalto: 0.15
- Nafta-sosa: 0.25
- Gasolina: 0.10

A continuación, a partir de los pasos descritos en el Capítulo 1 se realiza el cálculo del índice de DOW.

1. Selección de las áreas y etapas del proceso

Las áreas y etapas del proceso sometidas a este análisis se determinan a partir de la tabla 2.1, donde se definen las áreas de riesgo y sus nodos.

Área de riesgo AR1: Planta de Aceites Básicos (Refinadora, neutralizadoras, digestores, filtros prensa y Mezclador M-500)

Área de riesgo AR4: Almacenamiento de Combustibles (Cubetos de A hasta L).

2. Determinación del factor del material

Para el caso de estudio se utilizan los datos reportados en el **Anexo D Tabla 1.4** Factor material (FM) de algunas sustancias y las que no se encuentran se toma su FM según su semejanza con los que aparecen, donde para el petróleo crudo, nafta, diésel, gasolina, slop se seleccionó un FM=16, para los aceites, asfalto, corte lateral: FM=4, para el quero, fuel, solvente FM=10.

3. Cálculo del factor de riesgo general del proceso (F1): En la Tabla 3.1 y Tabla 3.2 correspondientes al cálculo de F1 para cada área de riesgo analizada.

Tabla 3.1 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad: Planta de Aceites Básicos.

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	Refinadora	Neutralizadoras	Digestores	Filtros Prensa	Mezclador M-500
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		4	4	4	4	4
Valor Base		1				
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.75	0.30	0.30	0.00	0.75
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.85	2.40	2.40	2.10	2.85

Tabla 3.2.1 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto A).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-47	TK-62	TK-63	TK-65	TK-66	TK-67
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		4	16	16	16	16	16
Valor Base	1						
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45	2.45	2.45	2.45	2.45	2.45

Tabla 3.2.2 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto B).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-39	TK-40
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		10	16
Valor Base	1		
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.85	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45	2.45

Tabla 3.2.3 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto C).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-20	TK-52	TK-53
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		4	0	4
Valor Base	1			
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00	0.00

Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.85	0.00	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35	0.00	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25	0	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45	1.00	2.45

Tabla 3.2.4 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto D).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-7	TK-12	TK-18
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		0	0	16
Valor Base	1			
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.00	0.00	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.00	0.00	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.00	0.00	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		1.00	1.00	2.45

Tabla 3.2.5 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto E).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-9	TK-11
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		0	4
Valor Base	1		
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.00	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.00	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.00	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		1.00	2.45

Tabla 3.2.6 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto F).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-41	TK-42	TK-43	TK-44
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		10	16	16	16

Valor Base	1				
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.85	0.85	0.85	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25	0.25	0.25	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45	2.45	2.45	2.45

Tabla 3.2.7 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto G).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-48	TK-49	TK-54	TK-55	TK-56	TK-57	TK-60	TK-61	TK-68
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		10	10	4	4	4	4	16	16	16
Valor Base		1								
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45								

Tabla 3.2.8 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto H).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-45
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		16
Valor Base	1	
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45

Tabla 3.2.9 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto I).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-13	TK-14	TK-21	TK-23	TK-37
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		4	4	0	0	10
Valor Base	1					
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.85	0.85	0.00	0.00	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35	0.35	0.00	0.00	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25	0.25	0.00	0.00	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45	2.45	1.00	1.00	2.45

Tabla 3.2.10 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto J).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-19	TK-24	TK-25	TK-26	TK-29	TK-30	TK-31	TK-32	TK-38
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		16	16	16	0	16	16	16	16	16
Valor Base		1								
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.85	0.85	0.85	0.00	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35	0.35	0.35	0.00	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25	0.25	0.25	0.00	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45	2.45	2.45	1.00	2.45	2.45	2.45	2.45	2.45

Tabla 3.2.11 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto K).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-50	TK-51
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		0	0
Valor Base		1	
Reacciones químicas exotérmicas	0,30-1,25	0.00	0.00
Reacciones endotérmicas	0,20-0,40	0.00	0.00
Condiciones de manejo y conducción de productos	0,25-1,05	0.00	0.00
Condiciones de ventilación	0,25-0,90	0.00	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.00	0.00
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.00	0.00

RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)	1.00	1.00
------------------------------------	------	------

Tabla 3.2.12 Factor de riesgo general del proceso F1 para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto L).

Crterios de penalizaci3n y variables de c3lculo	Penalizaci3n	TK-46
FACTOR DEL MATERIAL (FM)		16
Valor Base	1	
Reacciones qu3micas exot3rmicas	0,30-1,25	0.00
Reacciones endot3rmicas	0,20-0,40	0.00
Condiciones de manejo y conducci3n de productos	0,25-1,05	0.85
Condiciones de ventilaci3n	0,25-0,90	0.00
Condiciones de accesos para equipos de emergencia.	0.35	0.35
Drenajes capaz de evacuar un derrame y el agua contra incendio y control de derrames	0,25-0,50	0.25
RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)		2.45

Como se puede apreciar en las tablas anteriores los valores obtenidos de F1 para cada uno de los equipos de las 3reas de riesgo analizadas (AR1 y AR4) son similares siendo ligeramente mayores para el AR1 (Planta de Aceites B3sicos) debido a la existencia de reacciones qu3micas exot3rmicas, donde el mayor valor corresponde al horno con un valor de 2.85. La diferencia en los valores radica en la penalizaci3n que se le asigna a cada objetivo, la existencia de reacciones o no.

4. C3lculo del factor de riesgo especial del proceso (F2): Son las condiciones espec3ficas del proceso que han demostrado por s3 mismas que son las causas principales de incidentes de incendio y/o explosi3n. En las Tabla 3.3 y Tabla 3.4 se muestran los resultados para las 3reas de riesgo AR1 y AR4.
5. Determinaci3n del factor de riesgo (F3): Los resultados aparecen reportados en las Tabla 3.3 y Tabla 3.4.
6. C3lculo del IIE, los resultados se muestran en la Tabla 3.5 donde se puede apreciar que solo en dos casos el IIE alcanza la categor3a de severo y es para ambas 3reas en el horno, adem3s de forma general el AR4 es la de m3s alto grado de riesgo, dado por los valores de IIE, en comparaci3n con el AR1.

Tabla 3.3 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad Planta de Aceites Básicos.

	Penalización	Refinadora	Neutralizadoras	Digestores	Filtros Prensa	Mezclador M-500
Valor base	1					
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:						
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.75	0.60	0.40	0.25	0.75
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.50	0.50	0.50	0.50	0.70
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		4.40	4.25	4.05	3.90	4.60
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		13	10	10	8	13
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		52	40	40	32	52

Tabla 3.4.1 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto A).

	Penalización	TK-47	TK-62	TK-63	TK-65	TK-66	TK-67
Valor base	1						
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:							
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.10	0.75	0.75	0.75	0.75	0.10
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		3.20	3.85	3.85	3.85	3.85	3.20
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		8	9	9	9	9	8
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		32	144	144	144	144	128

Tabla 3.4.2 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto B).

	Penalización	TK-39	TK-40
Valor base	1		
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:			
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.50	0.50

Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.30	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.30	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.30	0.45
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.50	0.50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros	0,15-1,15	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.50	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		3.40	3.55
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		8	9
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		80	144

Tabla 3.4.3 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto C).

	Penalización	TK-20	TK-52	TK-53
Valor base	1			
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00	0.00	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00	0.50
Operación cerca del límite de inflamabilidad:				
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.50	0.00	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.30	0.00	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.30	0.00	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.75	0.00	0.40
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.50	0.50	0.50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.50	0.00	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		3.85	1.50	4.00
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		9	2	10
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		36	0	40

Tabla 3.4.4 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto D).

	Penalización	TK-7	TK-12	TK-18
Valor base	1			
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00	0.00	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:				
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.00	0.00	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.00	0.00	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.00	0.00	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.00	0.00	0.75
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.00	0.00	0.50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.00	0.00	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		1.00	1.00	3.85
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		1.00	1.00	9
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		0	0	144

Tabla 3.4.5 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto E).

	Penalización	TK-9	TK-11
Valor base	1		
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:			
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.00	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.00	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00

Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.00	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.00	0.15
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.00	0.50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros)	0,15-1,15	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.00	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		1.00	3.25
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		1	8
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		0	32

Tabla 3.4.6 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto F).

	Penalización	TK-41	TK-42	TK-43	TK-44
Valor base	1				
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0,00	0,00	0,00	0,00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0,5	0,00	0,00	0,00	0,00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:					
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0,5	0,50	0,50	0,50	0,50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0,3	0,30	0,30	0,30	0,30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0,8	0,00	0,00	0,00	0,00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Baja temperatura	0,25-2,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0,30	0,30	0,30	0,30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0,55	0,50	0,50	0,50
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0,50	0,50	0,50	0,50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros)	0,15-1,15	0,00	0,00	0,00	0,00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0,00	0,00	0,00	0,00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0,5	0,50	0,50	0,50	0,50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		3,65	3,60	3,60	3,60
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		9	9	9	9
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		90	144	144	144

Tabla 3.4.7 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto G).

	Penalización	TK-48	TK-49	TK-54	TK-55	TK-56	TK-57	TK-60	TK-61	TK-68
Valor base	1									
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00	0.50	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:										
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.30	0.30	0.10	0.10	0.10	0.40	0.20	0.45	0.25
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)	3.40	3.40	3.70	3.20	3.20	3.50	3.30	3.55	3.35	
RIESGOS DEL PROCESO (F3)	8	8	9	8	8	9	8	9	8	
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)	80	80	36	32	32	36	128	144	128	

Tabla 3.4.8 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto H).

	Penalización	TK-45
Valor base	1	
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00

Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:		
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.50
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros)	0,15-1,15	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		3.60
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		9
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		144

Tabla 3.4.9 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto I).

	Penalización	TK-13	TK-14	TK-21	TK-23	TK-37
Valor base	1					
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:						
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.50	0.50	0.00	0.00	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.30	0.30	0.00	0.00	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.30	0.30	0.00	0.00	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.15	0.15	0.00	0.00	0.60
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.50	0.50	0.00	0.00	0.50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros)	0,15-1,15	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.50	0.50	0.00	0.00	0.50

RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)	3.25	4.25	1.00	1.00	3.70
RIESGOS DEL PROCESO (F3)	8	10	1.00	1.00	9.00
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)	32	40	0	0	90

Tabla 3.4.10 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto J).

	Penalización	TK-19	TK-24	TK-25	TK-26	TK-29	TK-30	TK-31	TK-32	TK-38
Valor base	1									
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0,5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:										
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0,5	0,50	0,50	0,50	0,00	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0,3	0,30	0,30	0,30	0,00	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0,8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Baja temperatura	0,25-2,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0,30	0,30	0,30	0,00	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0,25	0,20	0,45	0,00	0,75	0,30	0,30	0,20	0,50
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0,50	0,50	0,50	0,00	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros)	0,15-1,15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0,5	0,50	0,50	0,50	0,00	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)	3,35	3,30	3,55	1,00	3,85	3,40	3,40	3,30	3,60	
RIESGOS DEL PROCESO (F3)	8	8	9	1	9	8	8	8	9	
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)	128	128	144	0	144	128	128	128	144	

Tabla 3.4.11 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto K).

	Penalización	TK-50	TK-51
Valor base			1
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:			
Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.00	0.00
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.00	0.00
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.00	0.00
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.00	0.00
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.00	0.00
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros	0,15-1,15	0.00	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.00	0.00
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		1.00	1.00
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		1.00	1.00
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		0	0

Tabla 3.4.12 Factor de riesgo especial del proceso (F2) para la Unidad de Almacenamiento de Combustibles (Cubeto L).

	Penalización	TK-50
Valor base	1	
Materiales tóxicos	0,20-0,80	0.00
Operación en presiones inferiores a la atmosférica por posible entrada de aire y formación de atmósferas inflamables o explosivas). Presión subatmosférica (<500 mm Hg)	0.5	0.00
Operación cerca del límite de inflamabilidad:		

Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables	0.5	0.50
Fallo de equipo de instrumentación, equipo o purga.	0.3	0.30
Siempre en el intervalo de inflamabilidad	0.8	0.00
Explosión de polvo	0,25-2,00	0.00
Baja temperatura	0,25-2,00	0.00
Cantidad de productos inflamables: Sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento	0,20-0,30	0.30
Corrosión y erosión	0,10-0,75	0.20
Pérdidas de fluido combustible por fugas de juntas y cierres	0,10-0,75	0.50
Uso de calentadores con llama, Utilización de generadores de calor con combustión (generadores de fluido térmico y otros	0,15-1,15	0.00
Uso de equipos de intercambio con aceite térmico	0,15-1,15	0.00
Equipo rotativo (agitadores, compresores, bombas)	0.5	0.50
RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F2)		3.30
RIESGOS DEL PROCESO (F3)		8
ÍNDICE DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (IFE)		128

7. Se determina el factor de daño (FD), mediante la gráfica de la Figura 1.4 Anexo D.
8. Obtención del radio de exposición (RE) mediante la gráfica de la Figura 1.5 del Anexo D.
9. Se establece el factor de escala (FE), según ecuación 1.4 del epígrafe 1.6.4 del capítulo 1.
10. Se hace una valoración económica del valor de reposición del equipo (VRE) incluido dentro del área expuesta, utilizando la estimación absoluta.
11. Se obtiene el valor básico (\$) del daño máximo probable a la propiedad (DMPPo) según ecuación 1.7 del epígrafe 1.6.4 del capítulo 1.
12. Se calcula el factor de bonificación (FB) obtenido por producto de los coeficientes globales definidos, según la Tabla 1.6 del Anexo D.
13. Se obtiene entonces el daño máximo probable a la propiedad (DMPP), según ecuación 1.9 del epígrafe 1.6.4 del capítulo 1.
14. Se determina el valor diario de la producción interrumpida (VDP) debido a la parada y expresado en unidades monetarias: que para este caso se estima que, las pérdidas por parada de la planta en un día, alcanzarían el valor de \$315 824, esto se calculó considerando la producción de nafta, fuel oíl, diésel, corte lateral, asfalto, y el DMSRV (destilado medio, solvente reductor de viscosidad).

3.2.1 Análisis de los resultados de la aplicación del Índice DOW

Todo los pasos descritos anteriormente fueron desarrollados en una Hoja de Cálculo en Excel, logrando automatizar este procedimiento, de esta forma se logró cuantificar el nivel de riesgo, y se obtuvieron los resultados de ponderación que aparecen desarrollados en el en las **Tabla 3.3** y **Tabla 3.4** donde se desglosan los cálculos ya mencionados para el **AR1**: Planta de Aceites Básicos (Refinadora, neutralizadoras, digestores, filtros prensa y Mezclador M-500) y **AR4**: Almacenamiento de combustibles (Cubetos: A, B, C, D, E, F, G, H, I, J, K, L).

El Índice DOW de Incendio y Explosión (IIE) calculado a las áreas de riesgo AR1 y AR4, permitió jerarquizar por equipos los riesgos asociados a incendios y explosiones, en cada uno de ellos, como se puede apreciar en las **Tabla 3.5** y **Tabla 3.6** y en las **Figura 3.1** y **Figura 3.2**.

Al comparar los resultados obtenidos al aplicar el IIE para el AR1 y el AR4, se observa que los valores de IIE son muy superiores en el AR4 ya que en algunos tanques el índice de Dow llega a ser intermedio, incluso importante en el caso de los tanques: 62, 63, 40, 18, 42, 43, 49, 24, 25, que todos estos llegan a tomar valores de 144 de IIE debido mayormente al poder corrosivo de los productos que almacenan.

Tabla 3.5 Calculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Planta de Aceites Básicos.

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	Refinadora	Neutralizadoras	Digestores	Filtros Prensa	Mezclador M-500
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	13,90	10,89	10,89	8,89	13,90
El área de exposición (AE), (m ²)	$AE = 3,14 (RE)^2$	606,77	372,58	372,58	248,03	606,77
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	30,00	90,00	12,00	36,00	15,00
Factor de escala FE	$FE = \frac{AE}{AP} * 100$	0%	0%	0%	0%	0,4%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	VRE = 0,82 x IOE	\$322.713,17	\$968.139,52	\$361.448,98	\$142.861,93	\$41.351,65

Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$393.552,65	\$1.180.657,95	\$440.791,44	\$174.221,86	\$50.428,84
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Valor básico DMPPo (\$)	DMPPo= FD x VRE	\$10.786,37	\$32.359,10	\$12.081,07	\$4.775,02	\$1.421,84
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,94	0,79	0,80	0,80	0,93
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,94	0,82	0,90	0,90	0,98
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	FB = C1 x C2 x C3	0,825	0,604	0,670	0,670	0,850
Daño máximo probable a la propiedad DMPP, (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$8.896,71	\$19.529,32	\$8.095,71	\$3.199,81	\$1.209,02

Tabla 3.6.1 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto A).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-47	TK-62	TK-63	TK-65	TK-66	TK-67
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	8,89	36,96	36,96	36,96	36,96	32,95
El área de exposición (AE), (m ²)	AE = 3,14 (RE) ²	248,03	4289,93	4289,93	4289,93	4289,93	3409,46
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132,84 m ² (Área total de la Refinería)	36,84	20,20	36,90	36,51	36,48	55,72
Factor de escala FE	FE=(AE/AP)*100	0%	3%	3%	3%	3%	2%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	VRE = 0,82 x IOE	\$33.885,37	\$7.822,82	\$18.509,25	\$14.884,16	\$17.098,85	\$45.769,02
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$41.323,62	\$9.540,03	\$22.572,26	\$18.151,41	\$20.852,26	\$55.815,88
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,03	0,65	0,65	0,65	0,65	0,65

Valor básico DMPPo (\$)	DMPPo= FD x VRE	\$1.132,58	\$5.073,45	\$12.004,07	\$9.653,03	\$11.089,36	\$29.683,22
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,94	0,79	0,80	0,87	0,87	0,93
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,98	0,82	0,94	0,94	0,94	0,98
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	FB = C1 x C2 x C3	0,859	0,604	0,698	0,759	0,759	0,850
Daño máximo probable a la propiedad DMPP, (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$973,09	\$3.061,92	\$8.379,28	\$7.328,25	\$8.418,66	\$25.240,24

Tabla 3.6.2 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto B).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-39	TK-40
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	20,92	36,96
El área de exposición (AE), (m ²)	AE = 3,14 (RE) ²	1374,17	4289,93
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	203,20	204,80
Factor de escala FE	FE=(AE/AP)*100	1%	3%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	VRE = 0,82 x IOE	\$89.975,77	\$89.975,77
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$109.726,55	\$109.726,55
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,25	0,65
Valor básico DMPPo (\$)	DMPPo= FD x VRE	\$22.763,87	\$58.353,25
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,94	0,79
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,98	0,82
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	FB = C1 x C2 x C3	0,859	0,604
Daño máximo probable a la propiedad DMPP, (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$19.558,21	\$35.217,27

Tabla 3.6.3 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto C).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-20	TK-52	TK-53
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	9,89	0,00	10,89
El área de exposición (AE), (m ²)	AE = 3,14 (RE) ²	307,15	0,00	372,58
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	22,78	0,00	56,00
Factor de escala FE	FE=(AE/AP)*100	0%	0%	0%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	VRE = 0,82 x IOE	\$17.685,52	\$0,00	\$1.201.967,09
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$21.567,71	\$0,00	\$1.465.813,53
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,03	0,10	0,03
Valor básico DMPPo (\$)	DMPPo= FD x VRE	\$591,12	\$0,00	\$40.174,55
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,94	0,00	0,80
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,98	0,00	0,94
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93	0,00	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	FB = C1 x C2 x C3	0,859	0,000	0,698
Daño máximo probable a la propiedad DMPP , (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$507,88	\$0,00	\$28.043,33

Tabla 3.6.4 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto D).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-7	TK-12	TK-18
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	0,00	0,00	36,96
El área de exposición (AE), (m ²)	AE = 3,14 (RE) ²	0,00	0,00	43,00
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	0,00	0,00	43,00
Factor de escala FE	FE=(AE/AP)*100	0%	0%	0%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	VRE = 0,82 x IOE	\$0,00	\$0,00	\$15.501,39
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$0,00	\$0,00	\$18.904,14
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,00	0,00	0,65
Valor básico DMPPo (\$)	DMPPo= FD x VRE	\$0,00	\$0,00	\$10.053,34

Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,00	0,00	0,80
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,00	0,00	0,94
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,00	0,00	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	$FB = C1 \times C2 \times C3$	0,000	0,000	0,698
Daño máximo probable a la propiedad DMPP , (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$0,00	\$0,00	\$7.017,60

Tabla 3.6.5 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto E).

Crterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-9	TK-11
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	0,00	8,89
El área de exposición (AE), (m ²)	$AE = 3,14 (RE)^2$	0,00	248,03
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	0,00	106,75
Factor de escala FE	$FE=(AE/AP)*100$	0,00	0%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	$VRE = 0,82 \times IOE$	0,00	\$295.300,02
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	0,00	\$360.121,98
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,00	0,03
Valor básico DMPPo (\$)	$DMPPo= FD \times VRE$	0,00	\$9.870,11
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,00	0,79
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,00	0,82
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,00	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	$FB = C1 \times C2 \times C3$	0,00	0,604
Daño máximo probable a la propiedad DMPP , (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$0,00	\$5.956,79

Tabla 3.6.6 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto F).

Crterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-41	TK-42	TK-43	TK-44
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	23,43	36,96	36,96	36,96

El área de exposición (AE), (m ²)	$AE = 3,14 (RE)^2$	1723,21	4289,93	4289,93	4289,93
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	124,38	123,88	103,98	124,50
Factor de escala FE	$FE=(AE/AP)*100$	1%	3%	3%	3%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	$VRE = 0,82 \times IOE$	\$49.018,65	\$49.018,65	\$49.018,65	\$49.018,65
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$59.778,84	\$59.778,84	\$59.778,84	\$59.778,84
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,25	0,65	0,65	0,65
Valor básico DMPPo (\$)	$DMPPo = FD \times VRE$	\$12.401,72	\$31.790,75	\$31.790,75	\$31.790,75
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,94	0,79	0,80	0,87
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,98	0,82	0,94	0,94
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93	0,93	0,93	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	$FB = C1 \times C2 \times C3$	0,859	0,604	0,698	0,759
Daño máximo probable a la propiedad DMPP, (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$10.655,28	\$19.186,31	\$22.191,13	\$24.134,45

Tabla 3.6.7 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto G).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-48	TK-49	TK-54	TK-55	TK-56	TK-57	TK-60	TK-61	TK-68
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	20,92	20,92	9,89	8,89	8,89	9,89	32,95	36,96	32,95
El área de exposición (AE), (m ²)	$AE = 3,14 (RE)^2$	1374,17	1374,17	307,15	248,03	248,03	307,15	3409,46	4289,93	3409,46
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	204,50	205,76	55,54	55,77	55,50	55,72	204,42	214,50	100,42
Factor de escala FE	$FE=(AE/AP)*100$	1%	1%	0%	0%	0%	0%	2%	2,6%	2,1%

Valor de reposición del equipo afectado VRE	VRE = 0,82 x IOE	\$87.411,27	\$87.411,27	\$35.960,01	\$35.960,01	\$35.960,01	\$35.960,01	\$83.854,82	\$81.292,70	\$151.163,29
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$106.599,11	\$106.599,11	\$43.853,67	\$43.853,67	\$43.853,67	\$43.853,67	\$102.261,97	\$99.137,44	\$184.345,48
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,25	0,25	0,03	0,03	0,03	0,03	0,65	0,15	0,15
Valor básico DMPPo (\$)	DMPPo= FD x VRE	\$22.115,05	\$22.115,05	\$1.201,93	\$1.201,93	\$1.201,93	\$1.201,93	\$54.383,54	\$12.031,32	\$22.372,17
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,94	0,79	0,80	0,87	0,87	0,93	0,87	0,93	0,93
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,98	0,82	0,94	0,94	0,94	0,98	0,98	0,98	0,98
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	FB = C1 x C2 x C3	0,859	0,604	0,698	0,759	0,759	0,850	0,791	0,850	0,850
Daño máximo probable a la propiedad DMPP, (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$19.000,76	\$13.346,84	\$838,99	\$912,46	\$912,46	\$1.022,02	\$43.006,38	\$10.230,47	\$19.023,50

Tabla 3.6.8 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad DMPP, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto H).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-45
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	36,96
El área de exposición (AE), (m ²)	AE = 3,14 (RE) ²	4289,93
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	124,23
Factor de escala FE	FE=(AE/AP)*100	3%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	VRE = 0,82 x IOE	\$49.018,62
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$59.778,80
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,65
Valor básico DMPPo (\$)	DMPPo= FD x VRE	\$31.790,73
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,94

Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,98
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	$FB = CI \times C2 \times C3$	0,859
Daño máximo probable a la propiedad DMPP , (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$27.313,88

Tabla 3.6.9 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto I).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-13	TK-14	TK-21	TK-23	TK-37
Radio de exposición RE, (m)	<u>Figura 1.5 del Anexo C</u>	8,89	10,89	0,00	0,00	23,43
El área de exposición (AE), (m ²)	$AE = 3,14 (RE)^2$	248,03	372,58	0,00	0,00	1723,21
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	26,04	16,27	0,00	0,00	123,96
Factor de escala FE	$FE=(AE/AP)*100$	0%	0%	0,00	0,00	0,01
Valor de reposición del equipo afectado VRE	$VRE = 0,82 \times IOE$	\$10.908,13	\$7.943,27	0,00	0,00	58438,45
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$13.302,60	\$9.686,91	0,00	0,00	71266,40
Factor de daño FD	<u>Figura 1.4 del Anexo C</u>	0,03	0,03	0,00	0,00	0,25
Valor básico DMPPo (\$)	$DMPPo = FD \times VRE$	\$364,59	\$265,50	0,00	0,00	14784,93
Factor C1 (Control del proceso)		0,94	0,79	0,00	0,00	0,87
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)	<u>Tabla 1.6 del Anexo C</u>	0,98	0,82	0,00	0,00	0,94
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93	0,93	0,00	0,00	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	$FB = CI \times C2 \times C3$	0,859	0,604	0,00	0,00	0,76
Daño máximo probable a la propiedad DMPP , (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$313,25	\$160,23	\$0,00	\$0,00	\$11.224,21

Tabla 3.6.10 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto J).

Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-19	TK-24	TK-25	TK-26	TK-29	TK-30	TK-31	TK-32	TK-38
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	32,95	32,95	36,96	0,87	36,96	32,95	32,95	32,95	36,96
El área de exposición (AE), (m ²)	AE = 3,14 (RE) ²	3409,46	3409,46	4289,93	2,36	4289,93	3409,46	3409,46	3409,46	4289,93
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	26,04	400,00	400,00	0,00	96,25	89,00	99,59	600,00	125,00
Factor de escala FE	FE=(AE/AP)*100	2%	2%	3%	0,00	3%	2%	2%	2,1%	3%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	VRE = 0,82 x IOE	\$10.908,13	\$225.682,86	\$866.023,32	20240,31	\$45.068,59	\$45.102,79	\$61.156,17	\$237.210,42	\$47.626,75
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$13.302,60	\$275.223,00	\$1.056.126,00	24683,30	\$54.961,70	\$55.003,40	\$74.580,70	\$289.281,00	\$58.081,40
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,65	0,65	0,65	0,10	0,65	0,65	0,65	0,65	0,65
Valor básico DMPPo (\$)	DMPPo= FD x VRE	\$7.074,40	\$146.365,26	\$561.654,23	2024,03	\$29.228,97	\$29.251,14	\$39.662,47	\$153.841,39	\$30.888,04
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,94	0,79	0,80	0,87	0,87	0,93	0,87	0,93	0,87
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,98	0,82	0,94	0,94	0,94	0,98	0,98	0,98	0,98
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	FB = C1 x C2 x C3	0,859	0,604	0,698	0,76	0,759	0,850	0,791	0,850	0,791
Daño máximo probable a la propiedad DMPP, (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$6.078,17	\$88.334,16	\$392.055,52	\$1.536,57	\$22.189,63	\$24.872,84	\$31.364,99	\$130.814,44	\$24.426,19

Tabla 3.6.11 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto K).

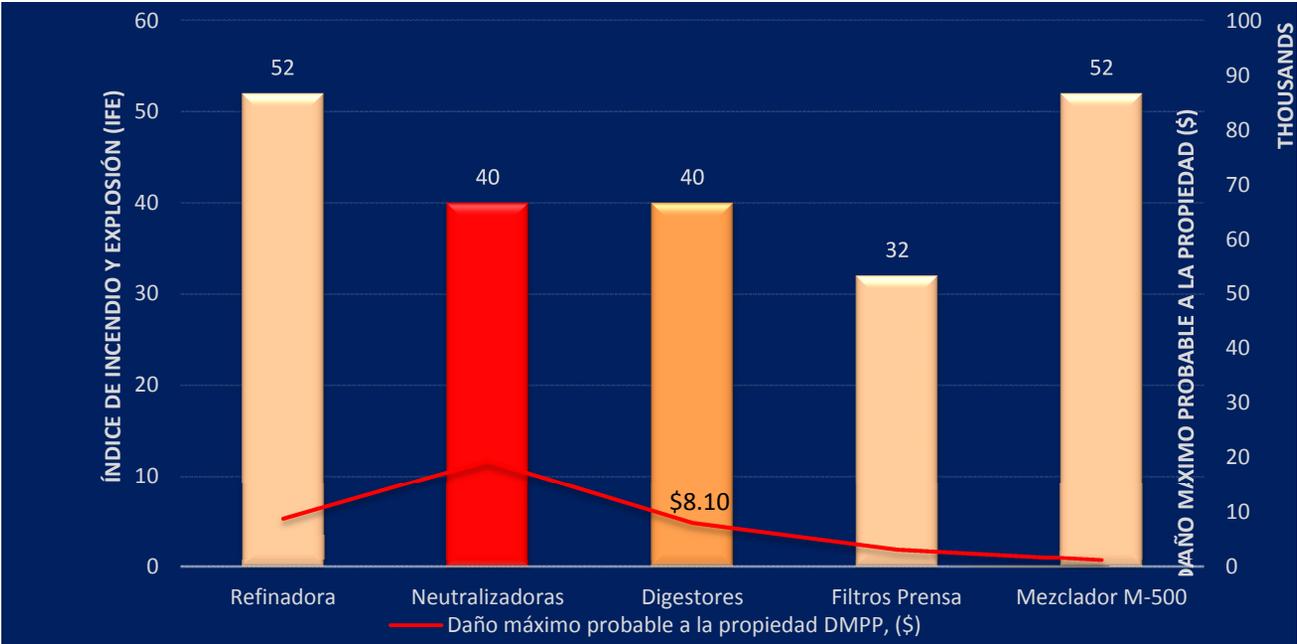
Criterios de penalización y variables de cálculo	Penalización	TK-50	TK-51
Radio de exposición RE, (m)	Figura 1.5 del Anexo C	0,00	0,00
El área de exposición (AE), (m ²)	$AE = 3,14 (RE)^2$	0,00	0,00
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	0,00	0,00
Factor de escala FE	$FE=(AE/AP)*100$	0,00	0,00
Valor de reposición del equipo afectado VRE	$VRE = 0,82 \times IOE$	0,00	0,00
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	0,00	0,00
Factor de daño FD	Figura 1.4 del Anexo C	0,00	0,00
Valor básico DMPPo (\$)	$DMPPo= FD \times VRE$	0,00	0,00
Factor C1 (Control del proceso)	Tabla 1.6 del Anexo C	0,00	0,00
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)		0,00	0,00
Factor C3 (Protección contra incendio)		0,00	0,00
Factor de bonificación por protecciones FB	$FB = C1 \times C2 \times C3$	0,00	0,00
Daño máximo probable a la propiedad DMPP , (\$)	DMPP = DMPPo x FB	\$0,00	\$0,00

Tabla 3.6.12 Cálculo del Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$) para la Unidad: Almacenamiento de Combustibles (Cubeto L).

Radio de exposición RE, (m)	Figura 7.2. Cap.7. Storch de Gracia (ecuación de tendencia)	32,95
El área de exposición (AE), (m ²)	$AE = 3,14 (RE)^2$	3409,46
Área que ocupan los sistemas (AP), (m ²)	AP=163132.84 m ² (Área total de la Refinería)	689,40
Factor de escala FE	$FE=(AE/AP)*100$	2%
Valor de reposición del equipo afectado VRE	$VRE = 0,82 \times IOE$	\$387.657,81
Valor de equipo afectado IOE (\$)	IOE	\$472.753,43
Factor de daño FD	Figura 7.1. Cap.7. Storch de Gracia (ecuación de tendencia)	0,65
Valor básico DMPPo (\$)	$DMPPo= FD \times VRE$	\$251.413,15
Factor C1 (Control del proceso)	C1 (según Tabla 7.6. Cap.7. Storch de Gracia)	0,94
Factor C2 (Seccionamiento de procesos)	C2 (según Tabla 7.6. Cap.7. Storch de Gracia)	0,98
Factor C3 (Protección contra incendio)	C3 (según Tabla 7.6. Cap.7. Storch de Gracia)	0,93
Factor de bonificación por protecciones FB	$FB = C1 \times C2 \times C3$	0,859
Daño máximo probable a la propiedad DMPP , (\$)	$DMPP = DMPPo \times FB$	\$216.008,56
Valor diario de la producción interrumpida VDP (\$)	VDP	\$315.824,00

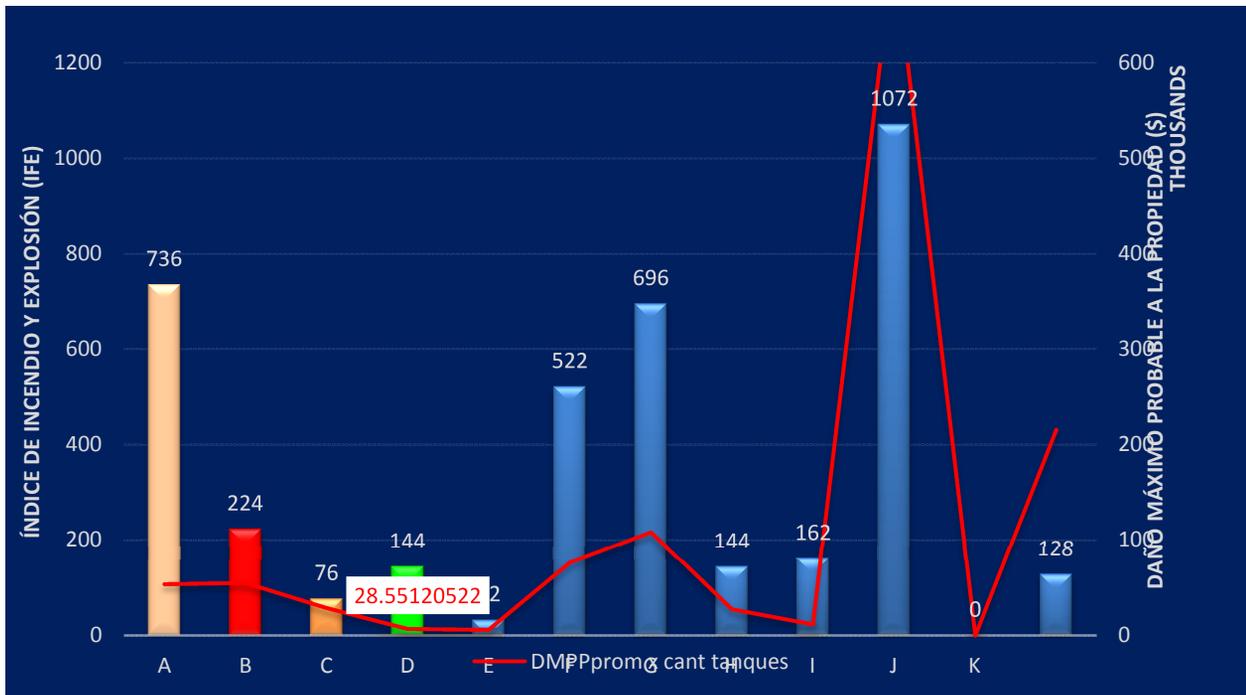
Mediante las tablas 3.6 se muestran los cálculos programados en Excel con el objetivo de calcular el daño máximo probable a la propiedad expresado en pesos, aquí se revelan los equipos que generarían más pérdidas en caso de un desastre.

Figura. 3.1: IIE vs DMPP correspondiente al Área: Planta de Aceites Básicos



Como se puede observar en esta gráfica el mayor peligro de incendio y explosión corresponde a la Refinadora y al Mezclador M-500 debido a las fuertes reacciones exotérmicas y al poder corrosivo del ácido sulfúrico que hay en las corrientes que tratan estos dos equipos. En cuanto al DMPP el mayor valor corresponde a las neutralizadoras, ya que son tres de estas y trabajan en conjunto, además de su alto valor debido a su enorme tamaño y el acero al carbón de que están hechas.

Figura: 3.2: IIE vs DMPP por cantidad de tanques correspondiente al Área: Almacenamiento de Combustibles.



En la figura 3.2 se muestran cuales cubetos son los más peligrosos y los que más daños económicos traen consigo. Como se puede observar el Cubeto J es el más peligroso y el que más daños económicos trae, ya que tiene nueve tanques, de ellos dos de 4000m³ y uno de 4800m³ de capacidad.

3.3 Conclusiones parciales del Índice de Dow y Explosión:

- ✓ Del análisis del AR1 se observa que todos los equipos de esta área tienen un índice ligero de incendio y explosión, por lo que representa un peligro aceptable.
- ✓ El análisis del AR4 muestra el alto riesgo que representa, alcanzando máxima peligrosidad el Cubeto J.

3.4 Propuesta de un plan de prevención para la minimización de riesgos

Como consecuencia de los riesgos a los que se está expuesto en el AR1: Planta de Aceites Básicos, AR2: Tratamiento de residuales líquidos y el AR4: Almacenamiento de combustibles se propone desarrollar y aplicar una serie de procedimientos y actuaciones para la prevención de accidentes mayores o mitigación de sus consecuencias, cuyo resultado será la protección de los trabajadores, la población y el medioambiente frente a los peligros inherentes de esta instalación industrial.

En cuanto al AR1, aunque quedó demostrado que no representa un alto riesgo si se hace necesario tomar un conjunto de medidas que garanticen la continuidad, calidad y seguridad de los procesos. Para esto se plantean medidas tomadas del método Hazop que se presentan en el epígrafe 3.4.

La evaluación de riesgos del AR2 descrita en el capítulo anterior no identifica un riesgo serio en alguna trampa y las medidas a tomar para minimizar los peligros existentes son generales, como por ejemplo la mejor capacitación del personal, realizar los mantenimientos según lo planeado, etc.

Después del análisis desarrollado al área de riesgo AR4 se demuestra mediante el Índice de Dow que algunos tanques representan un mayor peligro de explosión al calificarse 9 tanques de riesgo importante repartidos en los cubetos: A, B, D, F, G, J. El cubeto J es identificado como el más peligroso y por tanto sobre él debe haber una atención especial. Las medidas a tomar para disminuir los riesgos de esta área se encuentran en el epígrafe 3.5.

Entre los aspectos a tener en cuenta deben encontrarse los siguientes:

1. Identificar y dominar todas las normas, resoluciones y demás legislaciones dictadas en el país sobre seguridad y las específicas para la industria del petróleo.
2. Perfeccionar el sistema de *Gestión de seguridad y salud en el trabajo*, que existe en la empresa de forma tal que aplique los procedimientos de identificación y evaluación de riesgos aquí desarrollados de forma sistemática.
3. La capacitación de los trabajadores, debe estar orientada hacia:
 - Dominio general de las operaciones que se efectúan en la instalación.
 - Peligros inherentes a las sustancias utilizadas tanto materias primas, así como insumos del proceso, a las operaciones industriales (incluyendo procesos auxiliares), y a las medidas que han de tomarse para minimizar estos peligros.
 - Fichas de datos de seguridad de las sustancias involucradas en el proceso.
 - Control estricto del proceso.
 - Procedimientos de trabajo (que incluyan como actuar en los casos de funcionamiento defectuoso o accidente).
 - Primeros auxilios ante situaciones excepcionales.

- Estudios de accidentes que se han producido en instalaciones similares.
4. Implantar programas para el mantenimiento regular, la inspección y pruebas de equipos, para avalar que estos se ajustan en todo momento al propósito para lo cual fueron diseñados para ello se debe:
 - Cumplir las normas de mantenimiento.
 - Registrar todos los trabajos de mantenimiento relacionados con la seguridad para revisiones y aseguramiento de confiabilidad de los equipos.
 - Registros de fallas encontradas.
 5. Revisar el plan de emergencia interno y externo con el objetivo de:
 - Incluir la evaluación de accidentes de peligro mayor.
 6. Realización de simulacros.
 - Información de la población circundante mediante alarmas.

3.5 Medidas específicas para las desviaciones críticas identificadas en el análisis Hazop

Para las desviaciones críticas identificadas en el análisis *Hazop del Capítulo 2* y que coinciden con los resultados de IIE, se propone desarrollar y aplicar una serie de medidas a acometer con el objetivo de eliminar a corto plazo los riesgos a los que se está expuesto en la planta de producción.

Tabla 3.7 Propuesta de medidas para las desviaciones importantes identificadas en el análisis *Hazop*. Unidad: Planta de Aceites.

Desviación	Medidas	Responsable del cumplimiento	Costo
Mayor nivel de aceite en la refinadora R-501 (Nodo 1)	Ubicación de un medidor de nivel a la neutralizadora.	- UEB de Compra - UEB de Mantenimiento	\$1600.00
Mayor nivel en la refinadora(Nodo2 b)	Poner una alarma por alto nivel.	- UEB de Compra - UEB de Mantenimiento	\$3000.00
Mayor cantidad de	Capacitación del	- Dirección de	

arcilla decolorante a añadir (Nodo 6)	personal de la planta.	recursos humanos - UEB de Producción	
Mayor temperatura de la mezcla aceite-arcilla. (Nodo 6)	Poner un termómetro manual a disposición del jefe de turno.	- UEB de Compra - UEB de Mantenimiento	\$100.00
Menor cantidad de sosa a añadir al M-500 (Nodo 10)	Poner una bomba auxiliar.	- UEB de Compra - UEB de Mantenimiento	\$1800.00
Menor tiempo de decantación en el TK-10 (Nodo 10 a)	Establecer un tratamiento que permita reducir el impacto del residual evitando su vertimiento al medio.	- UEB de Compra - UEB de Mantenimiento - Dirección Técnica - UEB de Producción	\$50000.00

3.6 Medidas de minimización de riesgos de incendio y explosión:

Se deben tomar en cuenta las siguientes medidas:

- Adquisición e instalación de un sistema automatizado contra Incendios.
- Mantener activada la Brigada contra Incendio.
- Entrenamiento de los operadores.
- Eliminación de fuentes de ignición.
- Asegurar que en los locales sólo permanezcan aquellas personas autorizadas.
- Que exista una correcta señalización del peligro.
- Detectar de forma oportuna antes de comenzar las actividades laborales, los riesgos, fallas y problemas existentes en las áreas o puestos de trabajo.
- Ubicar a la altura requerida (1,50 m), los medios portátiles de extinción de incendios (extintores).
- Hacer un estudio de la ubicación de los medios portátiles de extinción de incendios.
- Ubicar los extintores según su eficacia, clasificación y área a proteger.
- Darle mantenimiento a los sistemas de aterramiento.

- Lograr que se ejecute el orden y limpieza de todas las áreas de la entidad.
- Cuidar porque los trabajadores utilicen los medios de protección individual.
- Evitar la aglomeración de personas en el área de trabajos peligrosos.
- Realizar ejercicios para la puesta en funcionamiento de las acciones de extinción y evacuación de personas y bienes materiales, cada de 6 meses como mínimo.
- Gestionar e instalar la colocación de las señalizaciones de alerta y prohibición, ya sean de Seguridad y Salud en el Trabajo así como de Protección Contra Incendios.
- Instalar el sistema de protección contra descargas eléctricas atmosféricas y garantizar su mantenimiento mediante una entidad especializada y homologada al igual que la revisión y mantenimiento de los medios portátiles de extinción de incendios (Extintores).

3.7 Evaluación económica de las inversiones propuestas

Partiendo de los riesgos analizados y valorando cuál de ellos pueden afectar la salud del hombre, se proponen las siguientes inversiones a acometer a corto plazo, se propone que las primeras inversiones se realicen en el AR1 (Planta de aceites), y AR4 (Almacenamiento de Combustibles).

- ✓ Capacitación del personal en temas de seguridad laboral, manejo de sustancias químicas y seguridad industrial. (\$ 3000). *Ofertas de empresas asesoras.*
- ✓ Contratar con la APCI, la instalación o el mejoramiento del sistema de protección contra descargas eléctricas atmosféricas existente, su sostenimiento y el mantenimiento de los medios portátiles de extinción de incendios (Extintores). (\$ 20 000) *Contratos previos de la empresa.*
- ✓ Automatizar el sistema de producción de aceites para un eficaz funcionamiento del mismo. (\$30 000) *Datos de proveedores y ofertas.*
- ✓ Comprar una bomba auxiliar para la adición de sosa cáustica al M-500(\$1800).
- ✓ Construir una planta para el tratamiento de los residuales líquidos procedentes del proceso de producción de aceites básicos (\$50 000).
- ✓ Cumplir con el esquema de calibración de los instrumentos de medición, revisión periódica de los mismos. (\$100.0). *Contrato previo de la empresa.*

Para una inversión total de \$ 104 900.

Como indicadores económicos de evaluación de las inversiones propuestas se calcularán el (VAN) Valor actual neto, la (TIR) Tasa interna de Rentabilidad y el (PRD) Período de

Recuperación de la Inversión, para lo que se hace necesario calcular el costo de operación, los ingresos y otros indicadores todo lo cual fue programado en una hoja de cálculo en Excel.

El costo de operación en particular, se calcula teniendo en cuenta: los costos de mantenimiento, que incluyen, cambios de juntas, aceites, piezas, accesorios, pintura a los equipos y tuberías las capacitaciones al operador, el salario del mismo y los medios de protección individual que se le garantiza, para su seguridad.

Los ingresos se asumen por daños evitados (externalidades), para este caso se definen dentro del área de ubicación de la planta de producción de aceites fundamentalmente, aunque también se propone la calibración de los instrumentos de las trampas y de los tanques de almacenamiento y la instalación o el mejoramiento del sistema de protección contra descargas eléctricas atmosféricas existente principalmente en los tanques de almacenamiento, aunque también en las demás áreas abordadas aquí , por lo que los daños evitados en cuanto a las instalaciones se calculan en función de los valores obtenidos en la Tabla 3.6 donde se calcula el Daño máximo probable a la propiedad **DMPP**, (\$), específicamente para la torre de destilación atmosférica el cual fue de **\$36521.74**, se asume el 60% de ese valor como daños evitados a las instalaciones.

Los daños evitados a las personas para su cuantificación se tuvieron en cuenta los siguientes aspectos:

- Enfermedades respiratorias agudas.
- Incapacidades subsidiadas.
- Gastos hospitalarios y por consultas médicas.
- Gastos por transportación de accidentados.

Indicadores dinámicos para la valoración de alternativas.

VAN Valor actual neto

$$VAN = -IT + \sum_{i=1}^n Fi / (1 + r)^i \quad Ec 3.1$$

donde:

IT = Inversión total.

F_i = Flujos de caja en cada año del proyecto. (Ingresos – costos)

n = vida útil

r = tasa de actualización.

TIR Tasa interna de Rentabilidad

Es la r que hace que el VAN sea 0

PRD: valor de i que hace que el VAN sea 0.

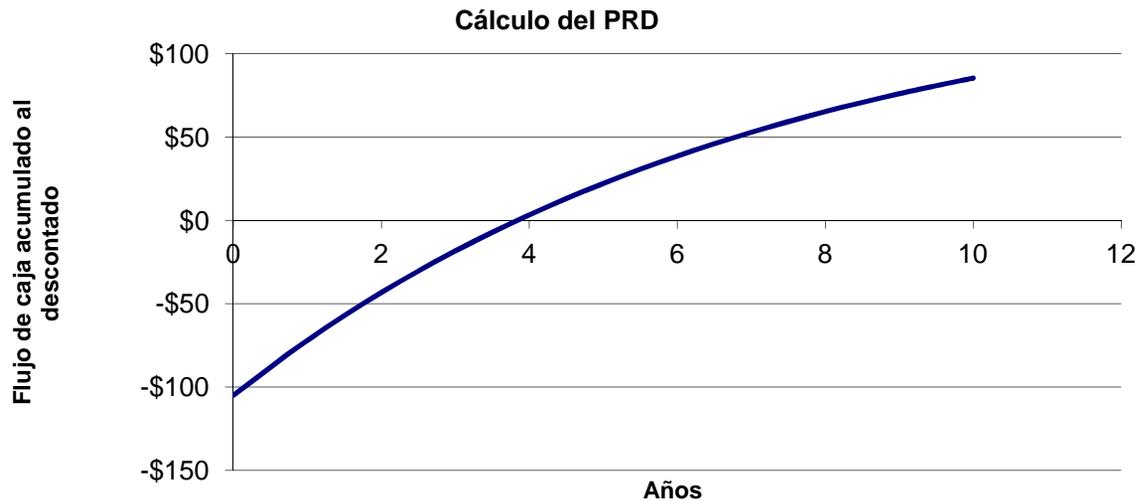


Fig. 3.3 Cálculo de PRD

Según los valores obtenidos para el VAN \$ 74,240.69 y una TIR 34%, la inversión propuesta es viable desde el punto de vista económico, se recuperará aproximadamente 3,84 años, además, puede aceptar variaciones de hasta un 20 % de disminución de los ingresos y un 30 % de aumento de la inversión.

3.8 Conclusiones parciales

1. El Índice DOW de Incendio y Explosión (IIE) calculado a las áreas de riesgo AR1 y AR4, permitió jerarquizar por equipos los riesgos asociados a incendios y explosiones, encontrándose que:

- para el AR1 no se encuentra una amenaza seria de incendio o explosión según el análisis efectuado en Excel, ya que la todos los equipos se clasifican de ligero según la

evaluación IIE y el índice más alto resulto ser el de la refinadora y el mezclador M-500 con 52 ambos

- para el AR4 se encuentran 9 tanques calificados de severo y como cubeto con riesgo más importante esta el cubeto J.

2. Al calcular el daño máximo probable a la propiedad DMPP, las mayores afectaciones en caso de incendio o explosión serán para el AR4, correspondiendo la mayor pérdida al tanque 25 perteneciente al cubeto J con un DMPP de \$392 055,92.

3. Los resultados del análisis económico aseguran que el plan de medidas propuesto a acometer a corto plazo es factible, recuperándose la inversión en un plazo menor a los dos años.

Conclusiones

1. Los análisis realizados por el método Hazop (software *Hazopotimizer* modificado) permitieron evaluar de forma cualitativa los riesgos en las áreas seleccionadas, se logra ordenar o priorizar las acciones preventivas y la asignación de los recursos para minimizar las consecuencias de accidentes probables o disminuir la probabilidad de ocurrencia de los mismos, obteniéndose solo seis eventos en el segundo nivel de importancia.

2. Según la lista de chequeo y el What If? aplicado a las trampas de residuales líquidos los riesgos de estas vienen dados por la falta de mantenimiento debido a la falta de materiales y el otro mayor riesgo seria los errores humanos.

3. La aplicación del IIE Dow permitió cuantificar numéricamente el *nivel de riesgo*, para todos los equipos evaluados del AR1 y el AR4 en un rango que comprende diferentes calificativos, que van de "ligero" a "severo", para el AR1 todos los equipos presentan un índice ligero, pero en el caso de el AR4 se encuentran 9 tanque calificados de importante según su índice; los valores obtenidos para el *daño máximo probable a la propiedad*, expresado en miles de \$, dan a los tanques de almacenamiento como mayores pérdidas en caso de un desastre, alcanzando el punto tope el tanque 25 con perdidas ascendentes a: \$392 055,92

4. La propuesta de medidas a acometer a corto plazo es viable desde el punto de vista económico según los valores obtenidos para el VAN de \$74.240,69y una TIR 34%, y se recuperará aproximadamente en 3,84 años.

Recomendaciones

Partiendo de lo analizado en este trabajo se recomienda, con el fin de contribuir a la seguridad y eficiencia de trabajo de la refinería “Sergio Soto Valdez” del municipio de Cabaiguán.

1. Aplicar de la propuesta de procedimientos y actuaciones de prevención aquí desarrollada lo señalado como inversión.
2. Aplicar sistemáticamente otros análisis de riesgos a las áreas que quedan por analizar, priorizando el sistema de generación de vapor

Bibliografía

1. Acosta, D. (2011). "Análisis de Riesgos en Espacios Confinados en Refinerías de Petróleo". SIGWEB.
2. Alonso, R. (1993). Técnicas de programación y control de proyectos. Madrid, Cepade.
3. APA (1980). "Evaluación Internacional de Seguridad (Listas de comprobación)." Asociación para la Prevención de Accidentes. Retrieved Asociación para la Prevención de Accidentes.
4. Arguimbau, F. (1950). Combustibles y combustión. Combustibles sólidos, líquidos y gaseosos. Buenos Aires, Editor Barcelona.
5. Baker, E. (2003). Explosion Hazards and Evaluation. Amsterdam, Elsevier Scientific Publishing Company.
6. Baybutt, P. (2015). "A critique of the Hazard and Operability (Hazop) study".
7. ." Journal of Loss Prevention in the Process Industries **Volume 33**.
8. Bodurtha, T. (1980). Industrial Explosion Prevention and Protection EE.UU, New York, McGraw Hill Book Company.
9. BOE (1991). Directriz básica para la elaboración y homologación de planes especiales del Sector Químico. Madrid. **Oficial del Estado Nº 32, de 6 de febrero de 1991**.
10. BOE (1995). Prevención de riesgos laborales. BOE. Madrid, BOE **Ley 31/95 de 8 de noviembre**
11. Casal, J. (1999). Métodos de evaluación de riesgos en la industria química, Química e Industria.
12. Citma (2009). Preparación de Informes de Seguridad para Instalaciones con Peligro Mayor (IPM)). Regulaciones de Informe de Seguridad (ORASEN). . Citma, Citma. **Guía Reguladora (GRIS-1.2)**. .

13. Citma, R. N. (2013). "Reglamento sobre la gestión de los riesgos a la seguridad de procesos en instalaciones industriales con peligro mayor". . " Ministerio de Ciencia, Tecnología y Medio Ambiente.
14. Cortés, M. (1996). Técnicas de prevención de riesgos laborales. Seguridad e higiene en el trabajo. Madrid, Tebar Flores.
15. Creus, A. (1992). Fiabilidad y seguridad. Su aplicación en procesos industriales. Barcelona, Marcombo.
16. Cruz, H. y. J. C. (2009). "Determine SIS and SIL using Hazops." Wiley Inter Science.
17. Cuba, C. d. E. d. I. R. d. (2013). Decreto Ley No.309 "De la Seguridad Química". . C. d. E. d. I. R. d. Cuba.
18. CubaPetróleo, U. (2015). Reglamento Tecnológico para la Planta de Destilación Atmosférica y al Vacío y Planta de aceites Básicos. U. CubaPetróleo. Cabaiguán, Sancti Spíritus, Cuba, Unión CubaPetróleo
19. David, L. (1996). Handbook of Chemistry and Physics. E.-. in-Chief.
20. Denis, R. (2012). Evaluación de riesgos en la refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán. Departamento de Ingeniería Química. Santa Clara, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas.
21. Erij, N. R., .G. y Rudin, G (1988). Química y Tecnología del petróleo y del gas, Editorial Mir Moscú.
22. Fahim, A. A.-S., A. y S.Elkilani (2010). Fundamentals of Petroleum Refining.
23. Ferruz, R., Peña, J. A. & Santamaría, J (1999). Tecnologías del Medio Ambiente. D. d. I. Química, Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Zaragoza. **No.74 Segundo Trimestre**.
24. Gómez, E. (2012). Protección contra incendios en refinerías. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Madrid, Universidad Pontificia Comillas.
25. Hernández, M. (2012). Evaluación mediante la simulación y análisis de riesgo de la etapa de destilación atmosférica en la refinería "Sergio Soto Valdés" de

Cabaiguán. Departamento de Ingeniería Química. Santa Clara, Universidad Central "Marta Abreu de Las Villas.

26. Heurística, D. (2010). Curso de Análisis de Riesgos en los Procesos. Dinámica Heurística
27. <http://www.unizar.es/guiar/1/>. "http://www.unizar.es/guiar/1/." Retrieved 17/05/2016, 2016, from <http://www.unizar.es/guiar/1/>.
28. Ibarra, E. (2014). Técnicas utilizadas para la identificación y valoración de los peligros en las distintas etapas de la vida de los procesos químicos industriales. Centro Azúcar Volumen 41, No.1.
29. Insht, I. N. d. S. e. H. d. T. (1983). Índices de incendio y explosión" Guía para la clasificación de riesgos. I. N. d. S. e. H. d. T. (Insht). Barcelona, ISBN 84-500-9062-8 Barcelona.
30. Insht, I. N. d. S. e. H. d. T. (1995). Índices de riesgo de procesos químicos,. I. N. d. S. e. H. d. T. (Insht). Barcelona, Insht, Barcelona.
31. Jensen, O. (1996). "Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis." Journal of Hazardous Materials: 157-163.
32. King, R. (1990). Safety in the Process Industries. Londres, Butterworth-Heinemann.
33. Lagadec, P. (1983). La civilización del riesgo. Madrid, Mapfre.
34. Laitinen, H. (1992). Accidents at work in occupational health in developing countries. New York.
35. Larrea, J., Anitua, P (1994). Manual básico de protección contra incendios en la industria, Vitoria- Gasteiz.
36. Leslie, I. B., A (1991). "State of the art review of pressure liquefied gas container failure modes and associated projectile hazards." Journal of Hazardous Materials.
37. Mantilla, A. (2006). Análisis de riesgos y propuestas de seguridad e higiene industrial en el proceso productivo de la refinería amazonas. Facultad de ciencias de la ingeniería. Quito, Universidad Tecnológica Equinoccial-Quito.

38. Mañas, J. L. (1993). "Métodos de evaluación de riesgos laborales." ASEPEYO.
39. MTSS (2002). Procedimientos prácticos generales para la identificación, evaluación y control de factores de riesgo en el trabajo. MTSS. MTSS. **Resolución 31/2002**.
40. MTSS (2007). Bases Generales de la Seguridad y Salud en el Trabajo.
41. . MTSS, MTSS. **Resolución 39/2007**.
42. Mujlionov, P. A., A.Ya.; Furmer, E. y Tumarkina, S (1979). Fundamentos Teóricos de la Tecnología Química, Mir Moscú
43. Nacional, A. E. (2005). "Anuario Estadístico Nacional." Anuario Estadístico Nacional.
44. OIT (2001). Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo
45. Kraus, R.S. Organización Internacional del Trabajo
46. Organización Internacional del Trabajo
47. **Capítulo "Desastres Naturales y Tecnológicos"**.
48. OIT (2001). Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo. Kraus, R.S. Organización Internacional del Trabajo, Organización Internacional del Trabajo
49. **Capítulo "Petróleo y Gas Natural. Industrias Químicas**.
50. OPS/OMS (1996). "Principios y métodos para evaluar la toxicidad de las sustancias químicas." OPS/OMS Parte I Criterios de salud ambiental.
51. Pérez, A. (1992). Planes de emergencia interior en la industria química. INSHT. Barcelona, INSHT
52. **NTP 334**.
53. Pérez, L. (2011). Evaluación de riesgos en la refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán. Departamento de ingeniería Química. Santa Clara, Universidad Central "Marta Abreu de Las Villas.

54. Pérez, L. (2015). Evaluación de los riesgos de accidentes graves en los procesos tecnológicos de la Refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán. Departamento de Ingeniería Química. Santa Clara, Universidad Central "Marta Abreu de Las Villas.
55. Pnuma/lpcs, P. d. N. U. p. e. M. A. y. e. P. I. d. S. Q. (1999). Evaluación de riesgos químicos. ONU, ONU. **Módulo de capacitación No 3.**
56. Posada, M. (1999). Análisis y valoración de riesgos en seguridad industrial. Ingeniería Química.
57. proteccioncivil.org (2016). "proteccioncivil." from <http://www.proteccioncivil.org>.
58. Ramos, A. (1990). Procedimiento para la valoración cuantitativa de los riesgos. Madrid, COASHIQ.
59. Robaina, C., Chig, D (1995). Sistema de información epidemiológica en empresa de producciones metálica (Cometal). I. d. M. d. Trabajo. C. Habana, Instituto de Medicina del Trabajo. C. Habana.
60. Santamaría, R., y Braña, P. A (1994). Análisis y reducción de riesgos en la industria química. Madrid, Fundación Mapfre.
61. social, C. e. d. t. y. s. (1977). Ley de protección e higiene del trabajo del 28 de diciembre de 1977
62. CTC. **Ley 13:** 163-245.
63. Soriano, E. (1998). "Análisis y evaluación del riesgo de incendio y explosión mediante el método DOW."
64. Speight, G. (2006). The Chemistry and technology of petroleum". EE.UU.
65. Storch, J. M. (1998). Manual de seguridad industrial en plantas químicas y petroleras. Madrid, Mc Graw-Hill.
66. trabajo, S. y. s. e. e. (2002). Productos químicos peligrosos. Medidas para la reducción del riesgo. **NC-229-2002.**
67. Verde, R. (1961). Tecnología Moderna del Petróleo en Cuba. Cuba, Científico Técnico.

68. www.alipso.com (2016). "petroleocomerciomundial." from www.alipso.com.
69. Zaror, C. (2003). "Introducción a la ingeniería Ambiental para la industria de procesos."

Anexo A Ejemplos de accidentes

Tabla 1.2 Ejemplos de accidentes en la industria del petróleo a nivel mundial.

Accidentes	Causas	Observaciones	Referencia bibliográfica
Explosión en una refinería española de REPSOL-YPF en Puertollano	El accidente ocurrió en la Unidad 100 del área de Refinería y Conversión por la presencia de una posible bolsa de gas en una torre de destilación de crudo o en el techo flotante de uno de los tanques de gasolina en contacto con alguna fuente de calor o eléctrica. El estallido de ese gas hizo que se incendiaran uno tras otro los siete tanques de gasolina que componían el cubeto.	9 muertos y varios heridos por quemaduras	http://www.proteccioncivil-andalucia.org/Informes/RefinPuertollano.htm
Accidente en una refinería de México (PEMEX)	Una grúa que maniobraba en las instalaciones de Pemex se enganchó un cable de alta tensión fuera de servicio cerca del taller de tuberías y derribó un poste, el cual cayó sobre tres trabajadores.	Fallecieron 3 personas (ayudantes de operarios)	http://www.losrecursoshumanos.com/contenidos/434
Accidente en el Centro de Refinación Paraguaná.	Incendio en la refinería Amuay, estado Falcón, por causas no determinadas. Los equipos principales de la unidad no sufrieron ningún daño, ni el reactor, compresor u horno, el incendio está concentrado en la torre absorbadora y no se saben cuáles fueron las causas.	No hubo muertos ni heridos, ni se paralizaron las actividades.	http://www.venelogia.com/archivos/1062/
Incendio de la planta de CLH en Valladolid.	Ardió un tanque, el número 38, que contenía dos millones de litros de gasolina de 98 octanos. El fuego, comenzó cuando los operarios limpiaban el recipiente.	Dos heridos, uno grave	http://www.unizar.es/guiar/1/

Incendio y explosión en una planta petroquímica en Sulphur, USA.	Incendio y explosión en la petroquímica Westlake de la localidad de Sulphur, al romperse una tubería con etileno y provocar un incendio	Resultó herido un empleado	http://www.unizar.es/guiar/1/
Incendio de un camión cargado con gasolina en Chicago.	Incendio de un camión cisterna cargado con gasolina que sufrió un accidente y se incendió posteriormente.	Hubo un muerto	http://www.unizar.es/guiar/1/
Incendio en la refinería de petróleo de Chevron en Richmond, EE.UU	Se desencadenó el fuego a partir de una tubería dañada y una columna de humo negro y tóxico se elevó unos 915 metros en el aire y se expandió a lo largo de la zona este de la bahía de San Francisco. Se clasificó como “cercano a un desastre” que pudo haber matado a docenas de trabajadores.	Un empleado herido. Días después, 15.000 residentes se presentaron en centros médicos con problemas respiratorios, ansiedad e irritaciones en la garganta y en los ojos.	http://www.lagranepoca.com/archivo/29117-aumenta-peligro-refinerias-petroleo-eeuu.html
Explosiones en una planta de almacenamiento de combustible en Bayamón. Puerto Rico	El 23 de octubre de 2009 se produjo una serie de explosiones e incendios dentro de las instalaciones de la compañía Caribbean Petroleum Corporation, causados por una falla en los sensores de nivel de llenado en uno de los tanques de almacenamiento de combustible.	Destrucción de más de la mitad de los tanques de almacenamiento de combustible activos en la planta, daños importantes al ambiente y a los habitantes de la zona de desastre, pérdida económica de gran magnitud.	http://lef.uprm.edu/Buncefield.pdf

Tabla 1.3 Accidentes en la refinación del petróleo en la “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán.

Fecha	Incidente	Descripción	Causas	Consecuencias
19/02/2006	Explosión e incendio de la torre de enfriamiento.	En el proceso de arrancada de la Planta, no existían vestigios de productos combustibles en la Torre de Enfriamiento, unos minutos después de haber puesto en funcionamiento el sistema de enfriamiento, ocurre una explosión en la misma. Primero ocurre una explosión en el quemador de la B604 que desprende la tapa de este, de los gases acumulados en área de calderas y el incendio en dos recipientes plásticos de 1,5L que contenían nafta.	Perforación de los tubos de los condensadores, provocó el paso de producto (nafta) al agua, que pasó a la Torre de Enfriamiento, disipando vapores por toda el área hasta llegar a las calderas (15m). <i>Factores contribuyentes:</i> Pomos de 1.5L de nafta en la escalera junto a la caldera 4.	Pérdidas económicas ocurridas a causa de la explosión e incendio. Torre de Enfriamiento: \$33000.
26/04/2008	Derrame de queroseno en el cargadero.	Se produjo un derrame de producto en el cargadero de queroseno, al tener pase la válvula de entrada al cargadero y el sello, se acumuló producto en la parte	Pase en la válvula de entrada, el cargadero y el sello, producto a esto se acumuló producto	Derrame de queroseno, pérdida de producto y contaminación del área.

		superior del brazo y cuando el peso del producto superó la resistencia del muelle el brazo bajó produciendo un derrame de queroseno.	en la parte superior del brazo.	
01/06/2012	Derrame de producto por una línea que se averió.	En la planta de aceites básicos cuando se le estaba dando presión al tanque 519 (TB-519) se partió la tubería (2plg.) que une el TB-518 de aceite seco con el TB- 509. Se recuperó parte del producto ya que no había electricidad en la planta a la hora de la avería y hubo que esperar que se restableciera el fluido para bombear el producto. El aceite derramado fue recogido por el sistema de residuales y fue reprocesado nuevamente.	Fuertes vibraciones en la tubería y mal estado de las líneas de salida del TB- 518	<p>Pérdidas materiales por las averías:</p> <p>Aceite transformador seco: 38 229 L (34.03t) (se pierde el valor de las materias primas utilizadas)</p> <p>Nitrógeno Líquido: 3743nm³.</p> <p>Aditivo antioxidante:0.1t</p> <p>Papel de Filtro:238 u</p> <p>Ácido Sulfúrico:7.04 t</p> <p>Hidróxido de Sodio: 9.53t</p> <p>Arcilla decolorante:2.01t</p> <p>Hidrato de cal: 0.07t</p> <p>Corte Lateral: 42.54t</p> <p>Las pérdidas económicas ascienden a 6259.84 CUC y 1770.65 MN.</p>
26/09/2012	Pitera de vapores de nafta, por un codo a la salida de	En recorrido por la Planta un operador observa un salidero de vapores de	Se evidencia en inspección	

	la torre T-101.	nafta por la parte superior de la Torre T-101 de destilación atmosférica, por lo que se decide hacer una parada de emergencia para evitar un posible accidente.	realizada posteriormente a la falla, la falta de mantenimiento que existe en la Torre T-101.	
--	-----------------	---	--	--

Anexo B Diagramas de procedimientos

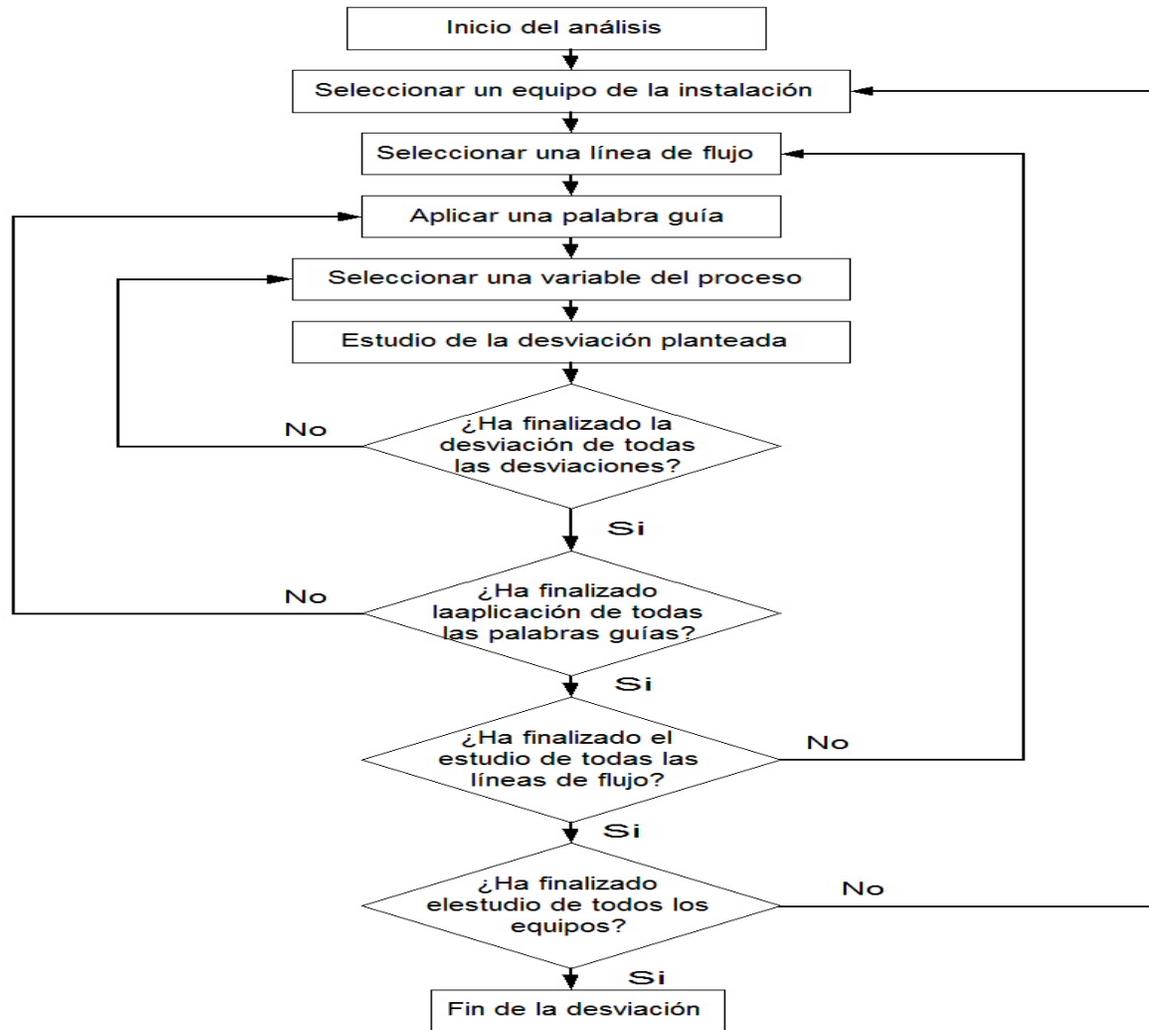
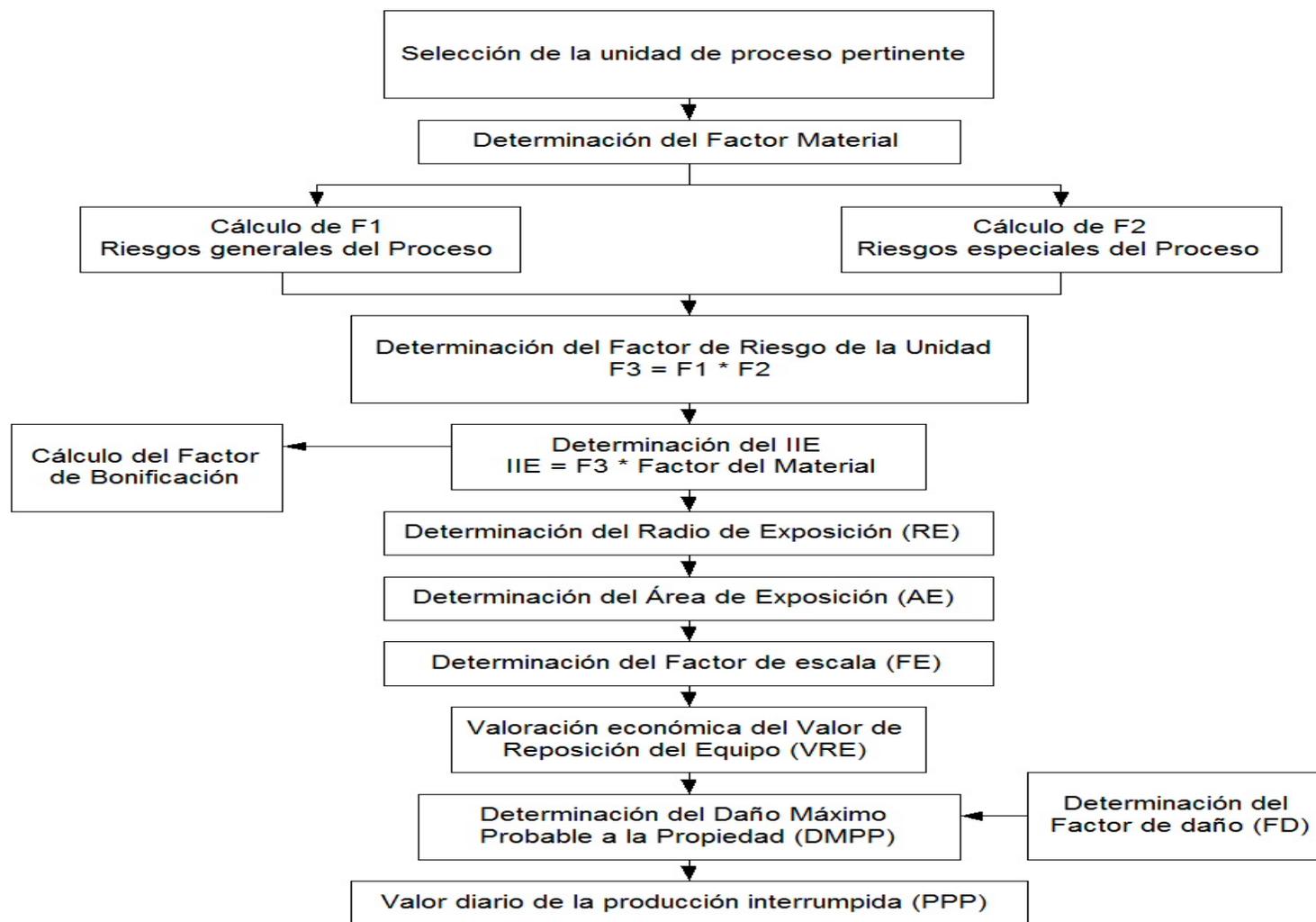


Figura 1.2 Procedimiento *Hazop*. Fuente: Casal 1999.



Fuente: Casal, 1991.

Figura 1.3 Metodología de cálculo del Índice de Incendio y Explosión.

Figura 2.1. Procedimiento de producción de aceites básicos

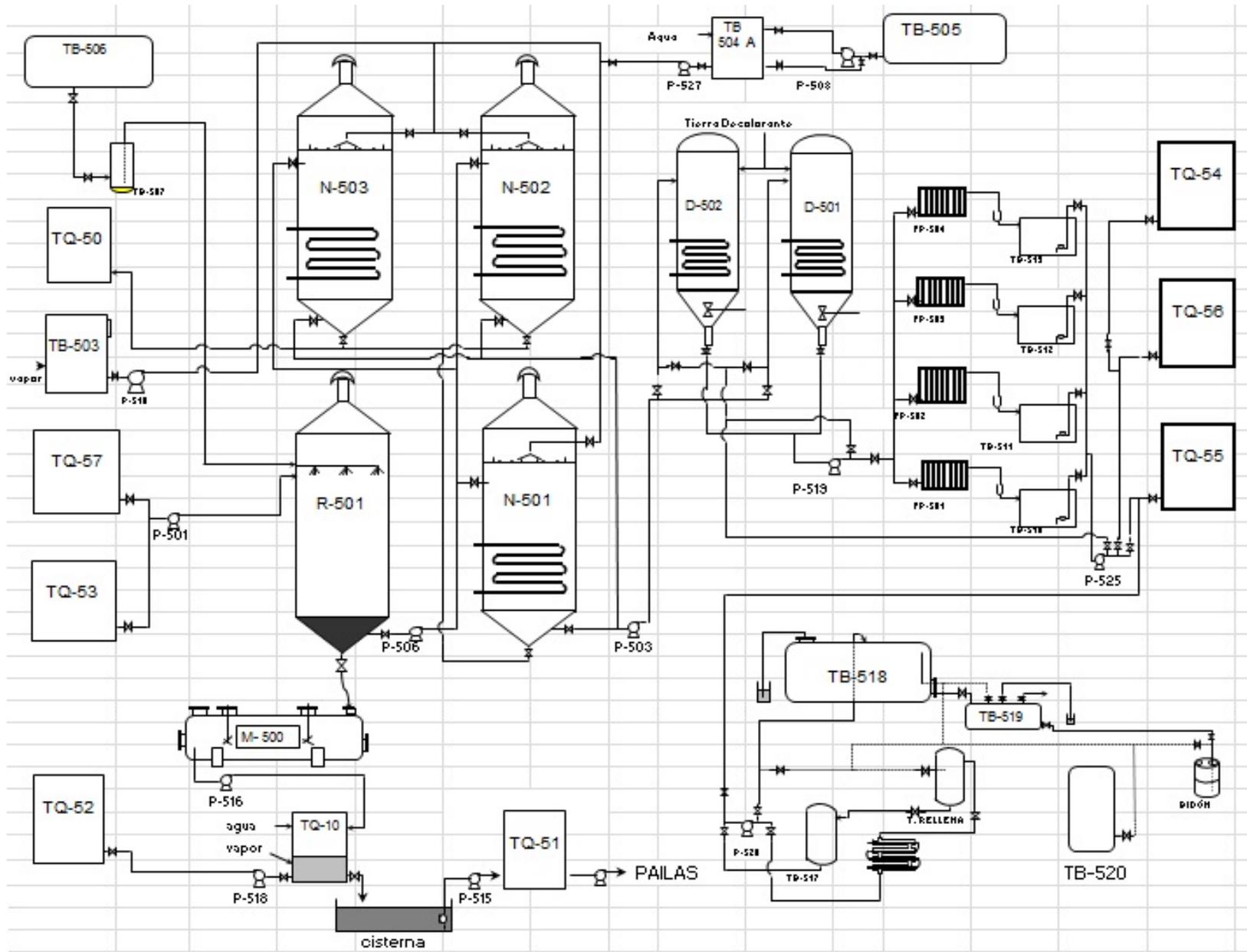


Figura 2.2. Trampa central

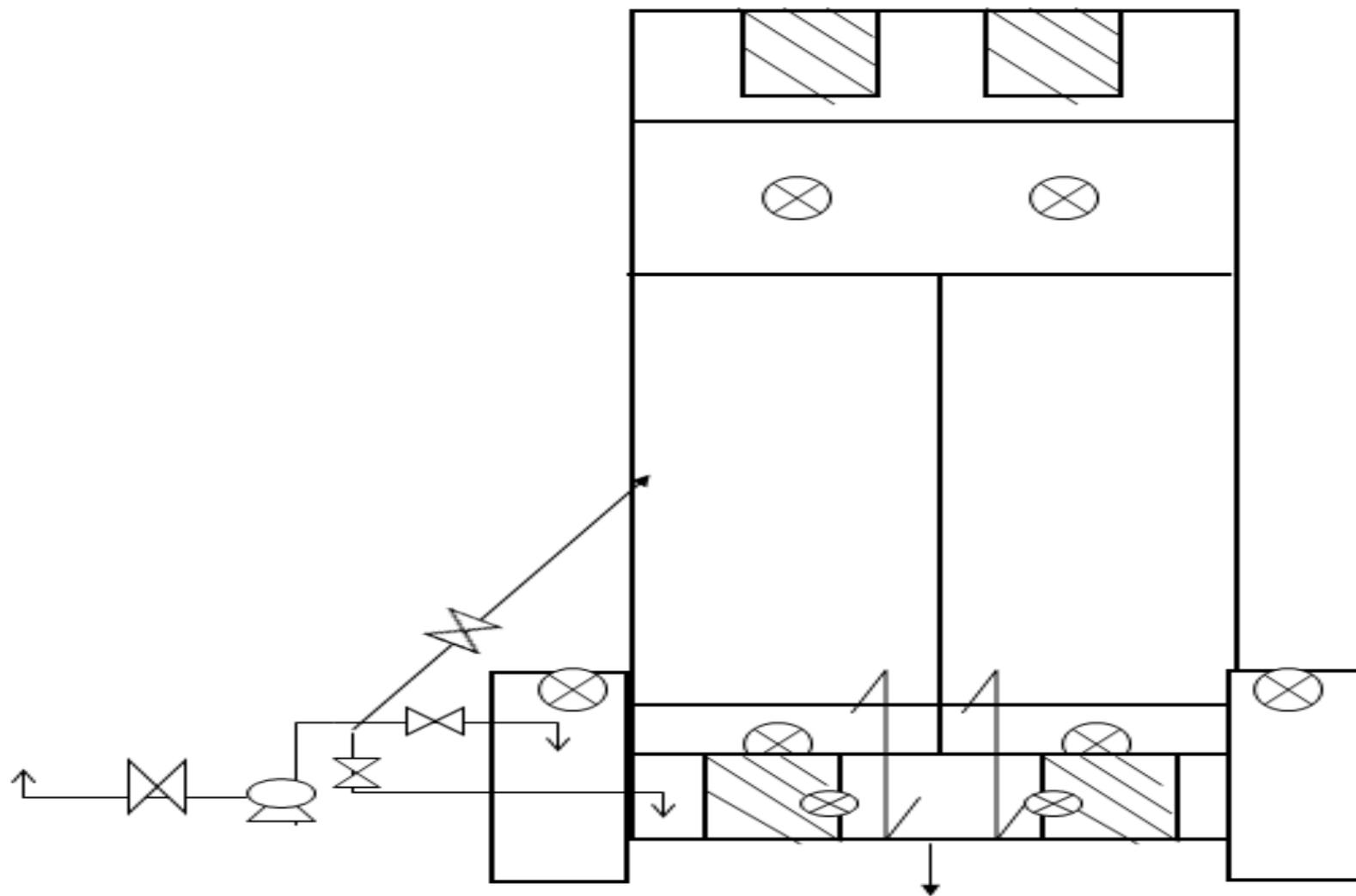


Figura 2.3. Trampa de destino final

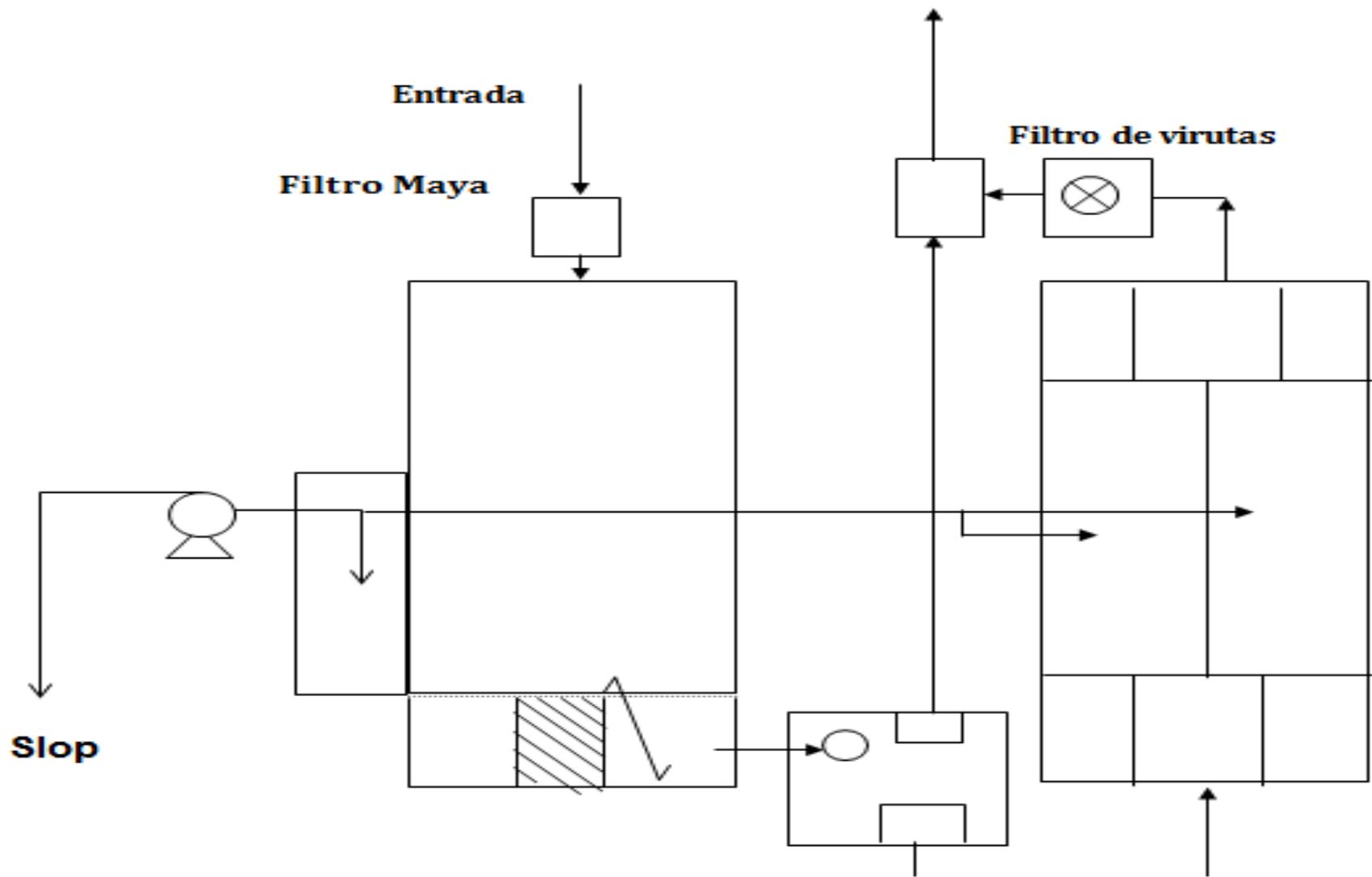
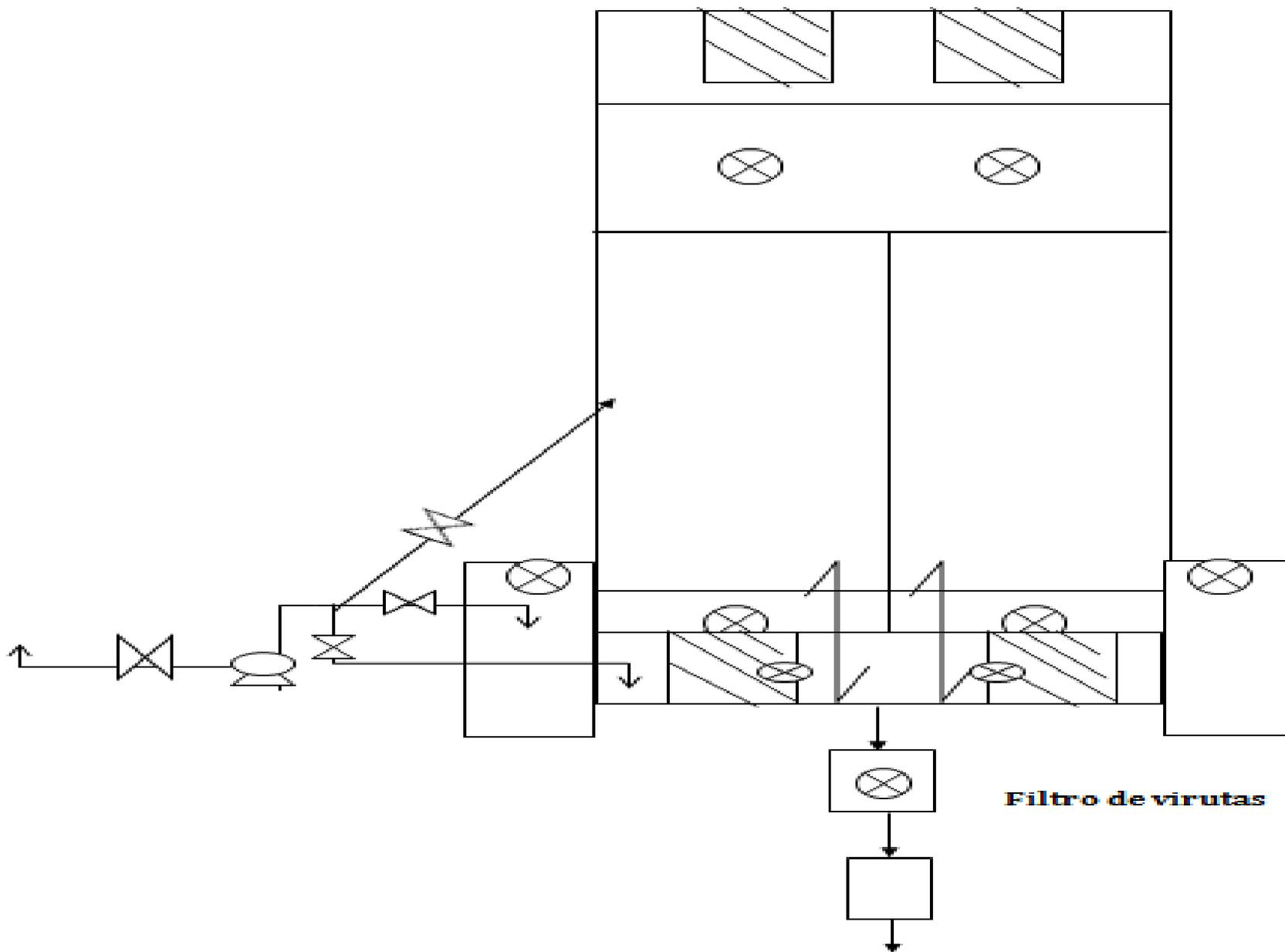


Figura 2.4. Trampa del tanque 46



Anexo C Aplicación de los métodos

Tabla 2.3: Lista de Chequeo

Aspectos valorados	Si	No	NP	Observaciones
Localización				
1. ¿La industria se encuentra en el perímetro urbano?	X			
2. ¿Afectan las emisiones de residuales líquidos a la población y el medio ambiente?	X			
3. ¿Se carece de plataformas adecuadas para realizar operaciones de mantenimiento con seguridad?		X		
4. ¿Carecen las trampas de accesos y salidas de emergencia?	X			
5. ¿Se precisa de drenajes adecuados para los residuos líquidos?	X			
6. ¿Se encuentran sin señalar las secciones del proceso en cuestión?	X			
7. ¿Se necesitan señales que indiquen el sentido de las líneas de flujo del proceso?	X			
Materiales, equipos y proceso.				
1. ¿Se ha ignorado alguna característica de peligrosidad de las sustancias utilizadas en este proceso?		X		
2. ¿Se requiere el uso de equipos de protección personal?	X			
3. ¿Falta sistematicidad en el abasto permanente de materia prima al proceso?		X		
4. ¿El sistema es inadecuado para las condiciones del proceso?		X		
5. ¿Se desconocen los equipos y zonas de alto riesgo?		X		
6. ¿Están en mal estado los equipos involucrados en el proceso?	X			
7. ¿Se carece de la instrumentación mínima requerida en funcionamiento para efectuar el proceso?		X		
8. ¿Es inadecuado el sistema de protección contra incendios?		X		
9. ¿Funcionan incorrectamente los sistemas de protección contra incendios?		X		
10. ¿Los sistemas de protección contra incendios existentes son insuficientes para garantizar la seguridad?		X		
11. ¿Se ubican de forma incorrecta los sistemas de protección contra incendios?		X		
12. ¿Desconocen los trabajadores el uso de los sistemas de protección contra incendios?		X		
13. ¿Se desconocen los agentes necesarios para extinguir fuegos, que		X		

son compatibles con los materiales del proceso?				
14. ¿Falta por verificar los componentes críticos de seguridad para el proceso?	X			Están identificados los componentes de riesgo del proceso pero no se ha profundizado en los puntos críticos que pudiesen tener estos.
15. ¿Se han ignorado las consecuencias de la falla de suministro de aserrín a los filtros de las trampas?		X		Se conoce la importancia de mantener el aserrín limpio pero a veces se incumple con el mantenimiento del filtro.
16. ¿Los procedimientos de operación están desactualizados?		X		
17. ¿Faltan los procedimientos operacionales por puestos de trabajo?		X		
18. ¿Se incumplen las operaciones según estos procedimientos?		X		
19. ¿Las trampas carecen de los diagramas de flujo?		X		
20. ¿Los diagramas de proceso están desactualizados?		X		
21. ¿Es insuficiente el control de la calidad de los desechos a verter?	X			
22. ¿Se han ignorado los factores de seguridad para presiones, temperaturas, flujos, niveles u otras variables de proceso?		X		
23. ¿Pueden generarse condiciones peligrosas a causa de una falla mecánica?	X			
24. ¿Se han ignorado las principales causas que generan fallas humanas y sus consecuencias?		X		
25. ¿Las líneas que lo requieren están sin insular?		X		
26. ¿Es inadecuado sistema de revestimiento?		X		
27. ¿Se violan los trabajos de mantenimientos necesarios a los equipos de las plantas?	X			
28. ¿Se incumple con los planes de mantenimientos previstos?	X			
29. ¿Se desatiende el control periódico de los espesores y el grado de corrosión de equipos y tuberías?	X			Los equipos de medición de espesor están en mal estado. (1)
30. ¿Los trabajadores están poco instruidos y adiestrados?		X		
31. ¿Se incumple con las debidas evaluaciones para desempeñar las labores asignadas?		X		
32. ¿Carecen de las debidas instrucciones de seguridad en los puestos de trabajo?		X		
33. ¿Se incumplen las respectivas comprobaciones de conocimientos a los operadores de plantas?		X		
34. ¿Se encuentran en mal estado los soportes de las tuberías en las trampas?		X		

35. ¿Se encuentran sin aterrizar los equipos y estructuras de la planta que lo requieran?		X		
Instrumentación y control				
1. ¿Se ha dejado de identificar apropiadamente las válvulas, interruptores, instrumentos, etc.?		X		
2. ¿Se carece de instrumentos de medición adecuados en las trampas?	X			Una de las trampas cuenta con un nivelostato pero se necesitaría este en las demás trampas, además de un flujómetro para todas las trampas.
3. ¿Se deja de verificar periódicamente los equipos de medición?		X		
4. ¿Se encuentran sin certificar y/o verificar los equipos de medición de las trampas?		X		
5. ¿Se comprueba irregularmente el funcionamiento de las alarmas, equipos de protección, equipos de puesta en marcha automática e instrumentación en general?		X		.
6. ¿Se deja de revisar regularmente el estado de las trampas y sus accesorios?	X			Se revisa regularmente pero en muchas ocasiones no se realiza el mantenimiento adecuado.
7. ¿Se desconocen los equipos eléctricos que pueden ser retirados de servicio para mantención previa, sin interrumpir el proceso?		X		
8. ¿Se carecen instrumentos de control?	X			
9. ¿Existen instrumentos de control sin explotar?		X		
Acciones de emergencia				
1. ¿Carece de entrenamiento el personal sobre cómo enfrentar situaciones de emergencia?		X		
2. Interruptores y válvulas de emergencia: ¿Se revisan a destiempo?		X		
3. ¿Están sin señalar los interruptores y válvulas de emergencia?		X		
4. ¿Tienen poco acceso estos interruptores y válvulas?		X		
5. ¿Se requiere extintores en el proceso de las Trampas?	X			
6. ¿Está desactualizado el material de emergencia?	X			
7. ¿Se han des previsto las vías de evacuación frente a diferentes escenarios de accidentes?		X		
8. ¿Carecen las medidas frente a desastres naturales?		X		
9. ¿Están sin asegurar las comunicaciones de emergencia, incluso en períodos de vacaciones?		X		
10. ¿Falta cartel con los teléfonos de emergencia, en un lugar accesible?		X		
Mantenimiento				

1. ¿Es necesario el funcionamiento continuo de las secciones de las Trampas?	X			Es necesario el funcionamiento continuo de estas trampas ya que siempre van a haber residuos líquidos.
2. ¿Se ha des previsto el tiempo de mantenimiento de cada accesorio de las trampas?		X		
3. ¿Se ha ignorado las labores de mantención a realizar en las Trampas?	X			
4. ¿Existe el peligro de incendio o explosión en el proceso?	X			Existe el peligro en caso de existir una fuente de ignición.
5. ¿Están sin identificar los riesgos potenciales de la Instalación?		X		
6. ¿Están sin identificar los medios necesarios para su eliminación?		X		
7. ¿Es necesario usar escaleras de mano u otros medios auxiliares para el mantenimiento en la Instalación?	X			
8. ¿Se ha des previsto como se sostendrán en forma segura?		X		
9. ¿Hace falta equipos de reserva?		X		

Tabla 2.4. What If?

Nº	Posible fallo	Consecuencia	Medidas a tomar
1	¿Qué sucedería si el flujo de entrada de agua a la trampa no satisface el nivel mínimo requerido para que los hidrocarburos no pasen a la sección donde está el agua?	Incremento alto de la concentración de hidrocarburos en la sección de purificación del agua, ineficiencia en la purificación del agua, posterior vertimiento de hidrocarburos y contaminación del medio ambiente.	Controlar el proceso y en caso de observar una gran concentración de hidrocarburos en la sección de saneamiento del agua añadir agua tanto en esta sección como en la sección inicial.
	¿Qué sucedería si el flujo de la mezcla de hidrocarburo- agua sobrepasa el nivel máximo de la trampa?	Desborde de la trampa, contaminación del medio ambiente.	Hacer una planta de tratamiento que logre evacuar un flujo mayor de residuales y colocar una muro de contención capaces de evacuar las aguas residuales y no permitir el paso de las aguas pluviales a las trampas.
	¿Qué sucedería si el flujo de entrada a la trampa se obstruye?	Desborde de las zanjas y contaminación del medio ambiente.	Inspección continua de estas trampas.
	¿Qué sucedería si fallara el suministro de electricidad?	Si falta la electricidad podría afectarse el bombeo de hidrocarburos hacia el tanque de slop y se estancaría este pudiéndose desbordar y contaminar el medio ambiente.	Revisión del sistema eléctrico.
	¿Qué sucedería si no se realiza un control riguroso y periódico de espesores y grado de corrosión del sistema de bombeo existente en cada trampa?	Puede existir un fallo del material, dando lugar a escape de combustible, afectándose el medio ambiente, en presencia de una fuente de ignición puede ocurrir un incendio.	Realizar una inspección periódica de las líneas.
	¿Qué sucedería si se satura el aserrín utilizado para separar los hidrocarburos del agua a verter?	Insuficiente separación de hidrocarburos, vertimiento de estos y contaminación del medio ambiente.	Realizar el mantenimiento a las trampas según lo previsto.
	¿Qué sucedería si la separación de hidrocarburos no fuera la necesaria?	Se contaminarían las aguas donde se vierte este residuo.	Realizar el mantenimiento a las trampas según lo previsto.
	¿Qué sucedería si se obstruye el colector de la trampa?	El colector no recoge el crudo de la superficie y no pasa el crudo al cubeto de bombeo.	Realizar el mantenimiento a las trampas según lo previsto.
	¿Qué sucedería si el cheque de la bomba se tupe?	Se afecta el bombeo de la trampa hacia el tanque de slop y puede desbordarse la trampa contaminando	Realizar el mantenimiento a las trampas según lo previsto. En caso de ocurrir de improviso

		el medio ambiente.	reportar para realizarle el mantenimiento.
	¿Qué sucedería si falla el sistema contra incendio?	Crea condiciones peligrosas para el trabajador y en dependencia de su magnitud puede causar daños materiales, al medio ambiente e incluso ocasionar la muerte a los trabajadores.	Tener en buen estado técnico las motobombas, red contra incendios y el sistema de vapor. Garantizar una buena comunicación con el cuerpo de bomberos.
	¿Qué sucedería si se activa una fuente de ignición cerca de una de las trampas?	Puede provocarse un incendio en caso de que el sistema de bombeo tenga un derrame o de que la ignición llegue a la misma trampa.	Tener en buen estado técnico los extintores, motobombas y red contra incendios. Garantizar una buena comunicación con el cuerpo de bomberos.
	¿Qué sucedería si no existe un control riguroso sobre las medidas de prevención contra los incendios?	Podría violarse ciertas y determinadas normativas lo cual puede conllevar a un incendio.	Mantener actualizado el plan de medidas contra incendios.
	¿Qué sucedería si no se usaran los medios de protección individual (MPI)?	Daños a la integridad y salud del trabajador ante un incidente o accidente	Verificar el correcto uso de los MPI

Tabla2.5 Aplicación del software *Hazoptimizer* 5.0 modificado

Desviación	Causas	Efectos/Consecuencias	Salvaviduas/Sistema de protección	L	C	R	I F	Recomendaciones/Actuación	Observaciones
Menor flujo de aceite a la entrada de la refinadora R-501 (Nodo 1).	Rotura de la bomba P-501 o P-502. Salidero en la línea o bomba gaseada.	Pérdida de producto, derrame en el área y contaminación de la misma. En caso de existir una fuente de ignición, puede ocurrir un incendio.	Existe un manómetro de presión en cada bomba. Existe una bomba de espera.	3	3	C	6	Ubicación de un flujómetro de aceite antes de la bomba de descarga.	
Menor nivel de aceite en la refinadora R-501 (Nodo 1).	Negligencia del operador. Pase por insuficiente cierre en la válvula del fondo. Pérdida de aceite por avería en la refinadora.	Pérdida de producto, derrame del mismo y contaminación del área. En caso de existir una fuente de ignición puede ocurrir un incendio.	Existe una lienza par medir nivel.	3	3	C	6	Ubicación de un medidor de nivel a la neutralizadora.	
Mayor nivel de aceite en la refinadora R-501 (Nodo 1).	Negligencia del operedor.	Pérdida de aceite, derrame en el área, contaminación de la misma. En caso de existir una fuente de ignición puede ocurrir un incendio.	Existe una lienza par medir nivel.	4	3	B	7	Ubicación de un medidor de nivel a la neutralizadora.	
Menor presión de aceite a la entrada de la refinadora R-501 (Nodo 1).	Rotura de la bomba P-501 o P-502, salidero en la línea a la refinadora, bomba P-501 gaseada.	Pérdida de producto, derrame en el área y contaminación de la misma. En caso de existir una fuente de ignición, puede ocurrir un incendio.	Existe un manómetro de presión en cada bomba. Existe una bomba de espear.	3	3	C	6	Ubicación de un flujómetro de aceite antes de la bomba de descarga.	
Mayor % de agua en el aceite de llenado a la refinadora R-501 (Nodo 1).	Averías en tope del tanque de almacenamiento de aceite.	Reacción no deseada del ácido con el agua y pérdida de propiedades del ácido para reaccionar con el aceite.	Se analiza el aceite antes de entrar al tratamiento, se decanta y se purga el agua.	3	3	C	6		
Menor presión en el TB-507 (Nodo 2 a).	Rotura del compresor, salidero de aire en una línea.	Si es menor de 2kgf no se llega a adicionar ácido, por tanto deficiencia en el tratamiento.	Existe un manómetro en la línea de aire y en TB-507.	3	2	D	5		

Mayor presión en el TB-507 (Nodo 2 a).	Negligencia del operador.	Rotura de una línea o del TB-507.	Existe un manómetro en la línea de aire y en TB-507.	4	2	C	6		
Menor nivel de ácido en el TB-507 (Nodo 2 a).	Falta de ácido en la planta (TB-506)	Parada de la planta por falta de ácido pues no se puede realizar la etapa de adición de ácido.	Medición manual en el TB-506.	3	2	D	5	Ubicar un nivel manual en el TB-506	
Mayor nivel de ácido en el TB-507 (Nodo 2 a)	Tupición en el nivel visual del TB-507, negligencia del operador.	Perdida de ácido por adicionar mayor ácido de lo debido en la refinadora.	Existe otro método de hacer la operación (por tiempo)	4	2	C	6	Ubicación de un medidor de nivel electrónico a la neutralizadora.	
Menor concentración del ácido en la refinadora (Nodo2 b).	El ácido no llega a la planta con la calidad requerida.	Deficiencia en el proceso de tratamiento.		3	2	D	5	Hacerle análisis de laboratorio antes de la descarga.	
Menor tiempo de agitación (Nodo2 b)	Rotura del compresor, salidero de aire en una línea, baja presión del aire por alto consumo de este.	Menor calidad del aceite.	Existe un manometro a la entrada a la planta.	3	2	D	5	Priorizar esta operación.	
Mayor tiempo de agitación (Nodo2 b).	Negligencia del operador.	Menor calidad del aceite, mayor demora en el proceso.	Existe una alarma para cuando termine el tiempo de agitación establecido.	4	2	C	6		
Menor nivel en la refinadora (Nodo2 b).	Negligencia del operador, ausencia de producto en el tanque de materia prima, rotura de la bomba P-501 o P-502.	No se trabaja a la capacidad de la planta y se produce menos de lo planificado.	Existe una bomba auxiliar.	3	2	D	5	Contener producción hasta que esten los 90 m3 de materia prima.	
Mayor nivel en la refinadora (Nodo2 b).	Negligencia del operador.	Derrame de materias primas, entre ellas ácido el cual debido a su concentración puede causar graves lesiones.	Se retrocede el producto a tanque de materia prima.	4	3	B	7	Poner una alarma por alto nivel.	

Menor flujo de agua en el baño de arrastre (Nodo 2 b).	Rotura de la bomba P-510, salidero en línea.	Menor arrastre de partículas de gudrón al fondo del equipo, deficiencia en el proceso.	Existe un manómetro a la salida de la bomba.	3	2	D	5	Poner bomba auxiliar.	
Menor volumen de agua a añadir en la neutralizadora(Nodo 2 b).	Rotura de la bomba P-510, salidero en línea, negligencia del operador al dar menos tiempo de bombeo del debido.	Menor arrastre de partículas de gudrón al fondo del equipo, deficiencia en el proceso.	Existe un tiempo para la adición del baño de arrastre (2 min).	3	2	D	5		
Mayor volumen de agua a añadir en la neutralizadora (Nodo2 b).	Negligencia del operador al dar más tiempo de bombeo del debido.	Derrame de agua y con ella materia prima perdida.	Existe un tiempo para la adición del baño de arrastre (2 min).	4	2	C	6		
Menor temperatura del aceite (Nodo3).	Problema en las calderas, pérdida de calidad del vapor.	Atraso en el proceso, no reacciona el NaOH como se espera, y esto afecta la calidad del producto final.	Existe un termodial en las Neutralizadoras.	3	2	D	5	Activar alarma de baja presión de vapor a planta y baja temperatura en el aceite.	
Mayor temperatura del aceite (Nodo3).	Rotura en el termodial, negligencia del operador.	Oxidación del aceite.	Existe un termodial en las Neutralizadoras.	4	2	C	6	Activar la alarma de alta temperatura en el aceite.	
Menor concentración del NaOH (Nodo 3).	Falla del análisis de laboratorio.	No reacciona el NaOH como se espera, emulsionándose el aceite y esto afecta la calidad del producto final.	Existe un laboratorio en el cual se analiza la calidad del NaOH.	3	3	C	6	Chequear el funcionamiento de los equipos de laboratorio.	
Mayor concentración del NaOH (Nodo 3).	Falla del análisis de laboratorio.	Reacciona violentamente la solución de NaOH con el aceite, emulsionándose el mismo.	Existe un laboratorio en el cual se analiza la calidad del NaOH.	3	3	C	6	Chequear el funcionamiento de los equipos de laboratorio.	
Menor tiempo de tratamiento (Nodo 3).	Negligencia del operador.	Neutralización deficiente, menor calidad del producto final.	Existe un tiempo requerido para este tratamiento (1h).	4	2	C	6	Poner una alarma, que indique el final del tratamiento.	

Mayor tiempo de tratamiento (Nodo3).	Menor temperatura de entrada del vapor.	Atraso en el proceso, emulsión del aceite.	Existe un tiempo requerido para este tratamiento(1h).	4	2	C	6	Poner una alarma, que indique el final del tratamiento.	
Menor flujo de NaOH (Nodo 3).	Problema en la bomba P-527, salidero en la línea.	Neutralización deficiente, menor calidad del producto final, demora del proceso .	Existe un manómetro de presión en la bomba.	4	2	C	6		
Mayor temperatura del agua que la del aceite (Nodo 4).	Negligencia del operador al darle demasiada abertura a la válvula de vapor al TB-503.	Pérdida de vapor innecesario		3	2	D	5	Colocar un indicador de temperatura en el TB-510.	
Menor temperatura del agua que la del aceite (Nodo 4).	Negligencia del operador.	Emulsión del aceite.	Existe un termómetro en las Neutralizadoras.	4	2	C	6	Poner termómetro en el TB-503.	
Menor volumen de agua (Nodo 4).	Problema de la bomba P-510 .	Menor arrastre de nafténicos, atraso en el proceso .		4	2	C	6		
Menor temperatura de la masa de aceite. (Nodo 5).	Menor temperatura de entrada del vapor, rotura del termopar.	Deficiencia en el proceso de secado por mayor tiempo de secado.	Existe un termómetro en las Neutralizadoras.	3	2	D	5	Activar alarma por menor temperatura.	
Mayor temperatura de la masa de aceite (Nodo 5).	Negligencia del operador.	Oxidación del aceite.	Existe un termómetro en las Neutralizadoras.	4	2	C	6	Activar alarma por mayor temperatura.	
Menor velocidad de agitación de la masa de aceite (Nodo 5).	Problema en el compresor, negligencia del operador, salidero en la línea .	Demora en el secado, menor calidad del aceite.	Existe un manómetro de presión en la línea de aire.	4	2	C	6	Activar alarma por baja presión de aire.	
Mayor velocidad de agitación de la masa de aceite (Nodo 5).	Negligencia del operador.	Derrame de aceite y pérdida de producto.En caso de existir una fuente de ignición, puede ocurrir un incendio.		4	2	C	6		
Menor flujo de aceite en el digestor (Nodo 6)	Rotura de la bomba P-507. Negligencia del operador (al tener válvula del otro digestor abierta).	Derrame de aceite y pérdida de producto. Al añadirse el 5 % de tierra con menos flujo de aceite en el digestor, puede causar taponamientos en	Se mide la cantidad de aceite en la Neutralizadora con una cinta métrica.	4	2	C	6	Colocar un indicador de flujo en el digestor.	

	Salidero en línea de P-507 a digestor.	el digestor, líneas o bombas. En caso de existir una fuente de ignición, puede ocurrir un incendio.							
Mayor flujo de aceite en el digestor (Nodo 6)	Negligencia del operador (equivocación en la medida en la neutralizadora).	Se llena la línea de succión de tierra con aceite pudiendo provocar tupición en la misma. El digestor no trabaja adecuadamente pues no realiza el vacío necesario para succionar la tierra.	Exite una alarma por alto nivel	4	2	C	6		
Menor cantidad de arcilla decolorante a añadir (Nodo 6)	Tupición en la línea del TB-514 al digestor. Negligencia del operador al añadir menor cantidad de tierra de la adecuada.	Mala calidad del aceite	Se añade por sacos (5% del volumen de aceite del digestor). Existe un digestor de espear .	4	2	C	6		
Mayor cantidad de arcilla decolorante a añadir (Nodo 6)	Error del operador o jefe de brigada al realizar los cálculos correspondientes.	Tupición en líneas y en las bombas, pudiendo provocar parada temporal del proceso.	Se añade por sacos (5% del volumen de aceite del digestor). Existe un digestor de espear .	4	3	B	7		
Menor tiempo de vacío en el digestor (Nodo 6)	Problemas en el área de calderas.	Mala calidad del aceite, provocando humedad en el mismo. Parada del proceso en el digestor.	Existe un termodial y un vacuómetro en el digestor	4	2	C	6		
Menor temperatura de la mezcla aceite-arcilla. (Nodo 6)	Problemas en el área de calderas. Salideros en las líneas de vapor. Mal funcionamiento del termodial.	Mala calidad del aceite en la etapa de de adición de arcilla decolorante	Existe un termodial en el digestor.	3	2	D	5		
Mayor temperatura de la mezcla aceite-	Negligencia del operador. Mal	Oxidación del aceite. Pérdida de la venta .	Existe un termodial en el digestor.	4	3	B	7	Poner un termómetro manual a disposición del	

arcilla. (Nodo 6)	funcionamiento del termodial.							jefe de turno.	
Menor flujo de aceite a filtrar (Nodo 7)	Tupición en la línea del digestor a los filtros o rotura de la bomba P-519 o P-520	Parada temporal del proceso.	Existe un manómetro de entrada a los filtros y una bomba de espear.	4	2	C	6		
Mayor temperatura de aceite a filtrar (Nodo 7)	Negligencia del operador. Mal funcionamiento del termodial del digestor.	Oxidación del aceite.	Existe un termodial en el digestor. Existe una alarma por alta temperatura.	4	2	C	6		
Mayor temperatura del aceite para la aditivación (Nodo 8)	Ocurre cuando se procede a aditivar suscecivo a la filtración	Influye en la calidad del aceite (mal olor en el aceite)		3	2	D	5	Colocar un indicador de temperatura en los tanques 54 y 55	
Menor cantidad de aditivo antioxidante a añadir (Nodo 8)	Negligencia del operador MAP al dar mal la medida del tanque 54 o 55 de aceite transformador, o del jefe de brigada al no realizar correctamente los cálculos.	Mala calidad del aceite, con el tiempo se puede oxidar el aceite.		4	2	C	6		
Menor tiempo de recirculación de la mezcla aditivada (Nodo 8)	Rotura de la bomba P-503	Mala calidad del aceite pues no se realiza correctamente la homogenización de la mezcla aditivo-aceite.	Existe un manómetro de presión en la bomba P-503	4	2	C	6		

Menor tiempo de secado del aceite con nitrógeno (Nodo 9)	Baja presión de nitrógeno. Falta de nitrógeno en el TB-520 o TB-521. Negligencia del operador.	Mala calidad del aceite (rigidez mayor de 30 y ppm de agua mayor de 35).	Existen manómetros para medir presión en los dos TB.	4	2	C	6		
748. Menor flujo de aceite a secar con nitrógeno (Nodo 9)	Rotura de la bomba P-528	748.1.1 Mala calidad del aceite. Pérdida de nitrógeno innecesaria.	Existe un manómetro en la bomba P-528.	4	2	C	6		
Menor presión del nitrógeno en el TB-520 (Nodo 9)	Falta de nitrógeno en el TB-520 o TB-521. Negligencia del operador.	Mala calidad del aceite. Pérdida de tiempo en el proceso de secado.	Existe un manómetro en los dos TB	4	2	C	6		
Mayor presión del nitrógeno en el TB-520 (Nodo 9)	Mal funcionamiento del regulador de entrada del TB-517. Negligencia del operador al elevar demasiado la presión del TB-520 o 521. Pase en la válvula de elevación de presión en TB-520 o TB-521.	Derrame de aceite en la planta de secado, en presencia de una fuente de ignición puede ocurrir un incendio.	Existe un manómetro en los dos TB (TB-520 o TB-521)	3	3	C	6		
Menor presión del nitrógeno para embidonar (Nodo 9 a)	Falta de nitrógeno en el TB-520 o TB-521. Negligencia del operador. Menor flujo de aceite a embidonar.	Pérdida de tiempo en el llenado del bidón.	Existe un manómetro en los dos TB (TB-520 o TB-521)	4	1	D	5		
Mayor presión del nitrógeno para embidonar (Nodo 9 a)	Negligencia del operador. Pase en la válvula de elevación de presión en TB-520 o TB-521.	Pérdida de nitrógeno, al dispararse las válvulas de seguridad. Deficiente llenado de los bidones al hacer espuma el aceite en el bidón.	Existe un manómetro en los dos TB (TB-520 o TB-521)	4	2	C	6		

Menor tiempo de secado del bidón (Nodo 9 a)	Negligencia del operador	Al no estar bien seco el bidón, el aceite pierde la calidad requerida.	Se realiza por medición del tiempo (2 min de secado).	4	2	C	6		
Mayor tiempo de secado del bidón (Nodo 9 a)	Negligencia del operador	Pérdida innecesaria de nitrógeno.	Se realiza por medición del tiempo (2 min de secado).	4	2	C	6		
Menor cantidad de sosa a añadir al M-500 (Nodo 10)	Rotura de la bomba dosificadora P-509. Mala graduación de la misma por mala operación.	Acidez del grudón mayor que 10, provocando corrosión en las bombas, en la tubería y el serpentín del TK 10, por lo que las aguas del lavado de grudón quedan ácidas cuando debían quedar neutras. Daños al medio ambiente.	Se realizan análisis de laboratorio al grudón y a las aguas de lavado (pH).	4	3	B	7	Poner una bomba auxiliar.	
Mayor cantidad de sosa a añadir al M-500 (Nodo 10)	Incorrecta dosificación de la bomba P-509. Demora en la toma de las muestras para los análisis del grudón.	Gasto innecesario de sosa.	Se realizan análisis de laboratorio al grudón.	4	2	C	6	Realizar las tomas de las muestras y los análisis de laboratorio en el tiempo establecido	
Menor cantidad de agua en el TK-10 (Nodo 10 a)	Rotura de la bomba de agua (del TK 50) P-514. Salidero en las líneas.	Incorrecta eliminación de las sales de la mezcla grudón-ácido-sosa, pudiendo provocar la corrosión del equipamiento.	Existe un manómetro en la bomba P-514.	3	3	C	6		
Menor temperatura en el TK-10 (Nodo 10a)	Falla en el área de calderas	Parada momentanea de la planta. Incorrecto tratamiento del grudón en el TK-10 al no lograr la eliminación de las sales de la mezcla.		3	2	D	5	Colocar un indicador de temperatura en el TK-10	
Mayor temperatura en el TK-10 (Nodo 10a)	Negligencia del operador. Pase en la válvula de vapor al serpentín del TK-10.	Pérdida de vapor.		4	1	D	5	Colocar un indicador de temperatura en el TK-10	

<p>Menor tiempo de decantación en el TK-10 (Nodo 10a)</p>	<p>Negligencia del operador al abrir la purga del tanque 10 antes del tiempo establecido (4 h).</p>	<p>Las aguas del lavado de grudón no decantan bien y por tanto arrastran partículas de grudón, que al ser vertidas a la laguna de oxidación no permiten el correcto funcionamiento de la misma. Contaminación del Medio Ambiente.</p>		4	3	B	7	<p>Establecer un tratamiento que permita reducir el impacto del residual evitando su vertimiento al medio.</p>	
---	---	---	--	---	---	----------	---	--	--

Anexo D: Datos necesarios

Aceite lubricante	4	Gasolina	16
Acetato de etilo	16	Heptano	16
Acetato de vinilo	24	Hexano	16
Acetona	16	Hidrógeno	21
Acrilonitrilo	24	Isopropanol	16
Amoniaco	4	Metano	21
Benceno	16	Metanol	16
Bióxido sulfuroso	1	Monóxido de carbono	16
Butadieno	24	Nitrato amónico	29
Butano	21	Nitroglicerina	40
Cianuro de hidrógeno	29	Óxido de propileno	24
Ciclohexano	16	Peróxido de hidrógeno (35 por 100)	24
Cloro	1	Petróleo crudo	16
Cloruro de vinilo	21	Poliestireno (granza)	10
Cumeno	10	Poliestireno (espuma)	16
Estireno	24	Polietileno	18
Etanol	16	Propano	21
Etilenglicol	4	Sodio	24
Fenol	4	Sulfuro de hidrógeno	21
Flúor	29	Tolueno	16
Fuelóleo	10	Xileno	16
Gasóleo	10		

Tabla 1.4 Valores del Factor material (FM) para algunas sustancias. Método de Dow.

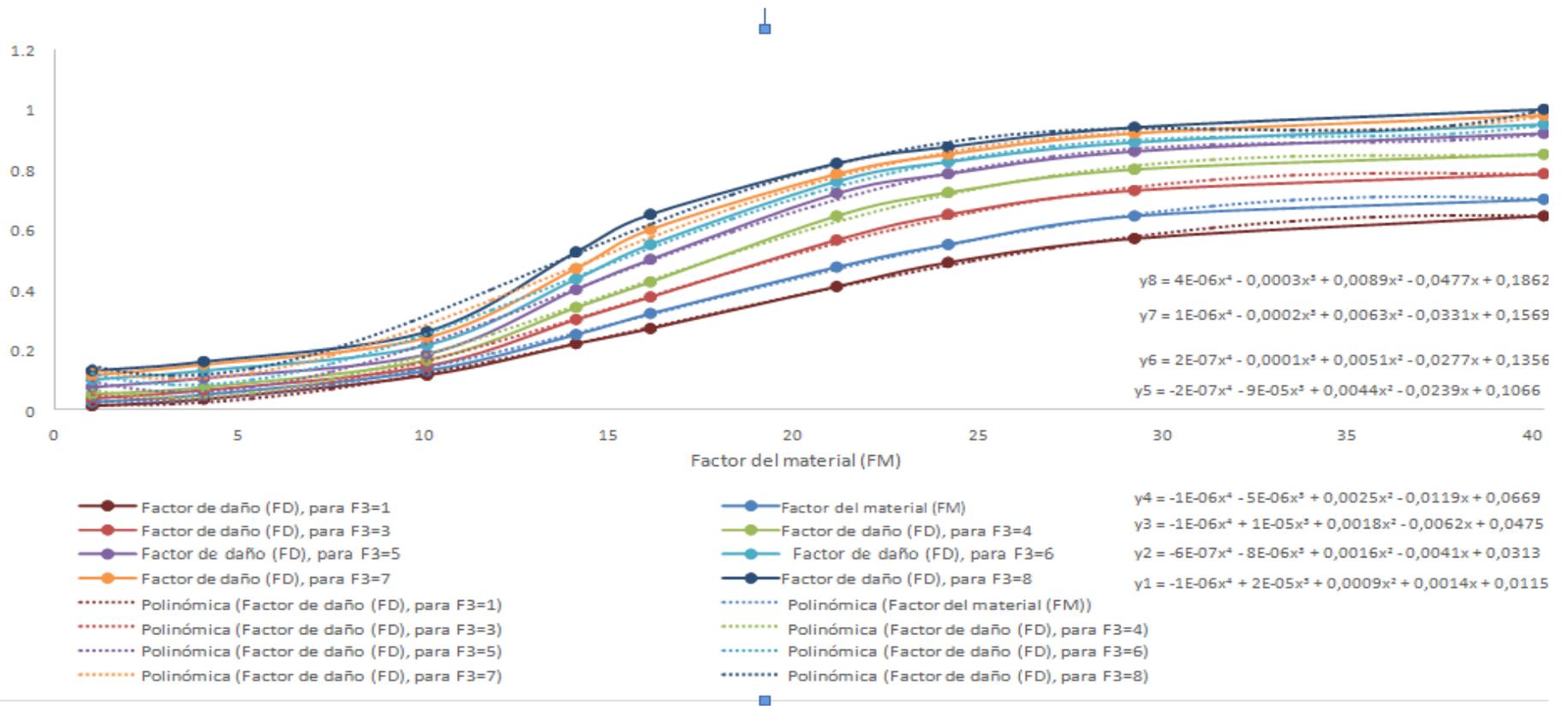


Figura 1.4 Factor de daño (FD), a partir de los factores de materiales (FM) y el de riesgo del proceso (F3).

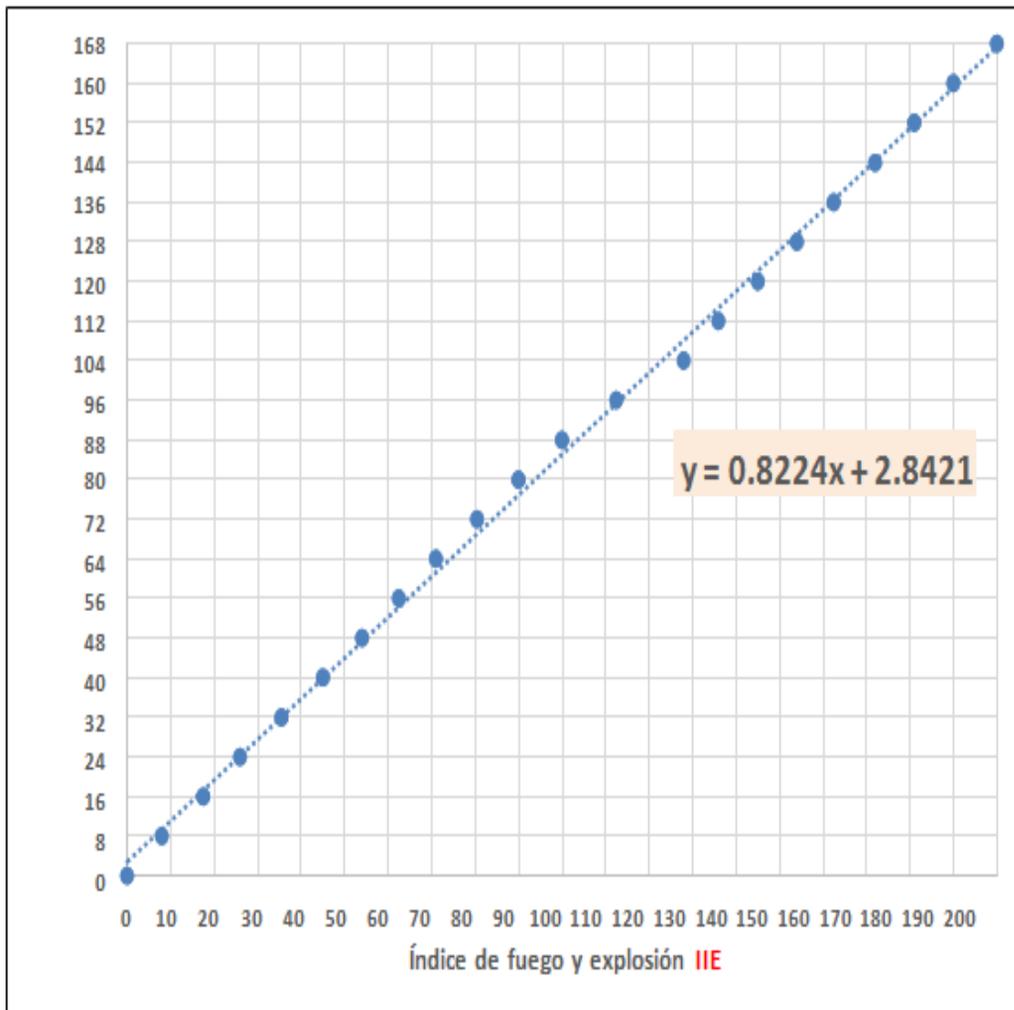


Figura 1.5 Radio de exposición a partir del IIE

Tabla 1.6 Factor de bonificación (FB) obtenido por producto de los coeficientes globales definidos.

1. Control del proceso			
C_{i1}		C_{i1}	
a) Generador eléctrico para emergencia	0,98	e) Control por ordenador	0,93-0,99
b) Refrigeración	0,97-0,99	f) Inertización	0,94-0,96
c) Control de explosiones	0,84-0,98	g) Manuales de operación	0,91-0,99
d) Parada de emergencia	0,96-0,99	h) Revisión química de reactivos	0,91-0,98
$C_1 = \prod C_{i1} =$			
2. Seccionamientos de proceso			
C_{i2}		C_{i2}	
a) Válvulas a control remoto	0,96-0,98	c) Drenajes	0,91-0,97
b) Vaciado o despresurización	0,96-0,98	d) Enclavamientos	0,98
$C_2 = \prod C_{i2} =$			
3. Defensa contra incendios			
C_{i3}		C_{i3}	
a) Detección de fugas	0,94-0,98	f) Sistemas rociadores	0,74-0,97
b) Estructura de acero protegida	0,95-0,98	g) Cortinas de agua	0,97-0,98
c) Tanques enterrados	0,84-0,91	h) Sistema de espuma	0,92-0,97
d) Suministro de agua	0,94-0,97	i) Extintores y monitores manuales	0,95-0,98
e) Sistemas especiales	0,91	j) Cables protegidos	0,94-0,98
$C_3 = \prod C_{i3} =$			