



**MAESTRÍA EN SEGURIDAD Y SALUD
OCUPACIONAL**

DETERMINACIÓN DE RIESGOS DE ACCIDENTES MAYORES A TRAVÉS DEL ANÁLISIS DE PELIGROS Y OPERATIVIDAD (HAZOP) EN EL ÁREA DE DESTILACIÓN DE UNA PLANTA DE ALCOHOL

Propuesta de artículo presentado como requisito para la obtención del título:

Magíster en Seguridad y Salud Ocupacional

Por el estudiante:

Carlos Manuel VARGAS CERDAN

Bajo la dirección de:

José Luis SAÁ LOOR

Universidad Espíritu Santo
Maestría en Seguridad y Salud Ocupacional
Samborondón - Ecuador
Febrero del 2019

Determinación de riesgos de accidentes mayores a través del análisis de peligros y operatividad (Hazop) en el área de destilación de una planta de alcohol.

Determination of risks of major accidents through hazard analysis and operability (Hazop) in the distillation area of an alcohol plant.

**Carlos Manuel VARGAS CERDAN¹
José Luis SAÁ LOOR²**

Resumen

Las plantas de destilación de alcohol manejan productos volátiles e inflamables; por lo tanto, existe alto riesgo de incendio y/o explosión que pueden ocasionar accidentes graves de tipo material y laboral. Mediante el uso de la metodología Hazop, se logra identificar los riesgos operacionales dentro de la planta con lo que destaca los beneficios laborales, económicos y sociales resultantes. Se conforma un equipo de trabajo multidisciplinario con experiencia en la producción de alcohol y se selecciona el área de destilación que se divide en 6 nodos para aplicar las palabras guías a los parámetros del proceso, que nos llevan a identificar los posibles escenarios de accidentes, evaluar los riesgos y recomendar acciones para disminuir el nivel de riesgo existente. De las desviaciones de los parámetros del proceso en el área de destilación, el 55% corresponde a peligros de incendio y/o explosión, que dan como resultado que existan 36 recomendaciones. Se determinó que no hay riesgos urgentes y, a pesar de las salvaguardas existentes, existen 8 riesgos altos, que con la aplicación de las recomendaciones podrán disminuir su nivel de riesgo. En caso de explosión, el índice Dow nos indica que el radio de afectación es de 27 metros lo cual causaría una pérdida del 50% del valor de la fábrica con una parada de 72 días por reposición de maquinaria. Este trabajo de investigación puede ser aplicado también a otras plantas industriales con actividades y procesos similares.

Palabras clave: | Hazop, Alcohol, Destilación, Incendio, Explosión

Abstract

Alcohol distillation plants handle volatile and flammable products; therefore, there is a high risk of fire and / or explosion that can cause serious accidents of material and occupational type. Through the use of the Hazop methodology, operational risks within the plant can be identified, highlighting the resulting labor, economic and social benefits. A multidisciplinary work team is formed with experience in the production of alcohol and the distillation area is divided into 6 nodes to apply the guide words to the parameters of the process, which lead us to identify possible accident scenarios, evaluate the risks and recommend actions to reduce the existing level of risk. Of the deviations of the process parameters in the distillation area, 55% corresponds to fire and / or explosion hazards, which result in 36 recommendations. It was determined that there are no urgent risks and, in spite of the existing safeguards, there are 8 high risks, which with the application of the recommendations may reduce their level of risk. In case of explosion, the Dow index indicates that the radius of affectation is 27 meters which would cause a loss of 50% of the value of the factory with a stop of 72 days for replacement of machinery. This research work can also be applied to other industrial plants with similar activities and processes.

Keywords | Hazop, Alcohol, Distillation, Fire, Explosion.

¹ Ingeniero Mecánico. Escuela Superior Politécnica del Litoral – Guayaquil. Estudiante de Maestría en Seguridad y Salud Ocupacional, Universidad Espíritu Santo – Ecuador. E-mail cvargasc@uees.edu.ec

² Ingeniero Químico. Universidad de Guayaquil. Magíster Seguridad Salud Ambiente. Universidad San Francisco de Quito. Profesor de la Maestría en Seguridad y Salud Ocupacional Universidad Espíritu Santo- Ecuador.

1. INTRODUCCIÓN

Las empresas productoras de alcoholes tienen secciones sensibles dentro de su conjunto de equipos, siendo el área de destilación con sus columnas para refinar alcohol, una de las más vulnerables. Esta área involucra líquidos y vapores alcohólicos que se procesan en torres destiladoras al vacío con sus respectivos intercambiadores de calor, bombas, enfriadores, condensadores e instrumentación en general; lo que conlleva a un riesgo mayor debido a la volatilidad y la alta inflamabilidad del producto elaborado. Lo que se busca es identificar los puntos vulnerables y los peligros en la zona de destilación, durante operación de este proceso, para evitar posibles brotes de incendio y/o explosión que causen la muerte o accidentes laborales, así como pérdidas económicas para la empresa.

El objetivo es detallar las posibles debilidades en materia de seguridad de una planta productora de alcohol etílico en un área donde se manejan fluidos volátiles con alto porcentaje de inflamabilidad y que deben ser detectados a tiempo para evitar posibles incidentes laborales y reducir al mínimo la posibilidad de incendios y/o explosiones.

La cuantificación de riesgos y la implementación de medidas de control permitirán establecer las reglas a seguir en materia de seguridad, proporcionando un mejor ambiente laboral y que la comunidad circundante esté en conocimiento de que la planta industrial sigue todos los lineamientos para evitar accidentes que los afecten de alguna manera.

El minimizar riesgos operativos y disponer de mayor seguridad para los equipos y el personal que labora en esta planta, puede orientarse a la utilización de métodos para el control de los riesgos que pueden ocasionar accidentes. Por lo tanto, una de las técnicas del control de la seguridad existente es la metodología Hazop que aporta un mejor control operativo y de seguridad, mientras la planta está en funcionamiento y cuando se realizan tareas de mantenimiento.

Los objetivos específicos son: (a) Con la metodología Hazop Identificar las desviaciones de los parámetros del proceso con sus respectivas causas y consecuencias; (b) Evaluar los riesgos y recomendar salvaguardas para los niveles de riesgos altos y urgentes; (c) Calcular los costos de las pérdidas materiales por incendio y/o explosión a través del índice Dow.

Con las nuevas salvaguardas, se debe elaborar el programa de gestión de riesgos de tal manera que la gerencia pueda destinar flujos de recursos técnicos, económicos y administrativos para su implementación, que conlleve a mejorar el bienestar social, laboral y económico de la planta productora de alcoholes.

2. MARCO TEÓRICO

Método Hazop

Las metodologías What-If, Check list, What-if / Check List, FMEA (Failure Modes and Effects Analysis), PHA (Preliminary Hazards Analysis) y HAZOP (Análisis de peligros y operatividad) son las disponibles para desarrollar estudios de identificación de riesgos en plantas

industriales con procesos químicos (Freedman, 2003).

Existen otras metodologías para análisis de riesgos de procesos químicos que son utilizadas en sistemas de gestión de riesgos como la norma ISO 31010 que aplica herramientas para la evaluación de riesgos como: Check list, SWIFT, análisis de árbol de fallas, diagrama causa-efecto, análisis modal de fallos y efectos, HAZOP y LOPA (análisis de capas de protección), las mismas que son aportes internacionales de grupos de expertos en Risk Management y que tienen un objetivo común: reducir el riesgo (García, 2017).

Para el presente estudio de investigación se escoge la metodología Hazop, que es una técnica desarrollada en el Reino Unido, por la compañía Imperial Chemical Industries en la década de los 60'; además, se puede decir que las otras metodologías de análisis de riesgos han surgido a partir de ésta. Hazop es una herramienta muy implementada a la hora de reconocer y minimizar riesgos en un proceso productivo. Los elementos principales del análisis Hazop son las siguientes: (1). La fuente o causa del riesgo. (2). La consecuencia, impacto o efecto resultante de la exposición a este riesgo. (3). Las salvaguardas existentes o controles, destinados a prevenir la ocurrencia de la causa o mitigar las consecuencias asociadas. (4). Las recomendaciones o acciones que pueden ser tomadas si se considera que las salvaguardas o controles son inadecuados o directamente no existen (Villegas Mantuano, 2012).

Esta metodología permite identificar los peligros asociados a un proceso industrial utilizando los planos generales de implantación, planos de procesos y

estudiando consecuencias de introducir variaciones en las condiciones del proceso, la composición de los productos o el fallo de los servicios. La instalación o sistema seleccionado se lo divide en nodos sobre los que se utilizan las palabras guías aplicadas a los parámetros de proceso, las palabras guías que más se utilizan son: No, Más, Menos, Otro, Inverso y los parámetros a los que se suelen aplicar más comúnmente son: nivel, caudal, temperatura, presión, estado, composición, etc. (Pizarro Romero, 2005).

En instalaciones donde existan riesgos mayores, ya sea por el manejo de sustancias peligrosas o por causa de la naturaleza, pueden ocurrir accidentes mayores dentro de las siguientes categorías: a) la fuga de sustancias tóxicas, en cantidades de toneladas que sean mortales o nocivas, incluso a distancias considerables del punto de escape; b) el escape de sustancias sumamente tóxicas, en kilogramos, que sean mortales o nocivas, incluso a distancias considerables del punto de escape; c) el escape de líquidos o gases inflamables, en toneladas, que puedan arder produciendo altos niveles de radiaciones térmicas o formar una nube de vapor explosivo; d) la explosión de materiales inestables o reactivos (OIT, 1990).

Riesgo: es la posibilidad de sufrir un daño, ya sea éste hacia instalaciones, personas o medio ambiente. Así, de una manera matemática se puede expresar el riesgo como el producto de probabilidad de que ocurra un accidente por las consecuencias de dicho accidente (riesgo = probabilidad x consecuencias). Peligro: es el origen de un riesgo; es decir, algo que puede desencadenar un accidente. Se puede

expresar como un factor físico o químico cuando tratamos de detectar los peligros en los procesos de una determinada fábrica (por ejemplo, el aumento de presión en un tanque por encima de su límite) o simplemente como la presencia de sustancias o formas de energía peligrosas de una determinada área (la presencia de un tanque de amoníaco supone un peligro ya que por sus propiedades intrínsecas tiene la capacidad potencial de causar un daño). Al hablar de peligros no hablamos de probabilidades, ya que éstas entran a formar parte del concepto de riesgo; al hablar de peligros nos referimos a características propias de las sustancias peligrosas, formas de energía o cualquier otra situación con capacidad para causar daño (Delgado & González, 1998).

Índice Dow

Dow Chemical en 1964 diseñó un método para poder elegir el sistema de protección contra incendios más adecuado denominado índice Dow (índice de incendio y explosión). El método ha evolucionado hasta convertirse en un procedimiento para calcular las pérdidas de unidades individuales de proceso (en términos de dólares) a causa de potenciales incendios o explosiones (Dow's fire & explosion index. Hazard classification, 1994).

Este método consiste en la aplicación de los siguientes puntos:

- 1.- Dividir la planta en estudio en unidades de proceso, a cada una de las cuales se determinará su Índice de Incendio y Explosión
2. Determinar el Factor de Material para cada Unidad.

3. Evaluar los factores de riesgo, considerando las condiciones generales de proceso (reacciones exotérmicas o endotérmicas, transporte de material, accesos, etc.) y los riesgos específicos del proceso/producto tóxico peligroso, operación en vacío, operación dentro o cerca del rango de inflamabilidad.

4. Calcular el Factor de Riesgo y el Factor de Daño para cada unidad determinada en el punto número 1.

5. Determinar los Índices de Incendio y Explosión y el Área de Exposición para cada Unidad de Proceso seleccionada.

6. Calcular el valor de sustitución del equipo en el área de exposición.

7. Evaluar el probable daño a la propiedad por consideración de los factores de bonificación (ver índice de Incendio y Explosión y ver Factores de Bonificación).

8. Calcular los Máximos Días de Interrupción y los costos por la paralización de la Actividad en esos días.

“El costo por accidentes laborales en las empresas es, por lo general, superior al que se suele reflejar, a causa de gastos indirectos y/o no asegurados que se desconocen, estos costos incluyen aquellos aspectos que no son visibles a primera vista: primeros auxilios, interferencias en producción, pérdida de tiempo, conflictos laborales, procesos judiciales, pérdida de imagen y de mercado, entre otros.” (Deusto, 2006).

Los accidentes graves como incendios, explosiones y liberación de gases tóxicos pueden originar lesiones e incluso la muerte a trabajadores y otros ciudadanos, provocar la evacuación de comunidades enteras y perjudicar al medio ambiente

circundante. Existen desastres que han dado origen a las expresiones de riesgos y control de riesgos mayores que se conocen con nombres propios como Basilea, Flixborough, México D.F., Bhopal, Seveso (OIT, 1990).

3. METODOLOGÍA

El estudio es de carácter cualitativo debido a que se recolecta información basada en la observación de las desviaciones del proceso para interpretarlas y proporcionar las respectivas recomendaciones y, también, es de tipo descriptivo ya que plantea los niveles de riesgos más relevantes que deben ser gestionados. El estudio Hazop se lo aplicó en el área de destilación de alcohol de una planta productora de alcohol etílico ubicada en el cantón Marcelino Maridueña, provincia del Guayas, se conformó un equipo de cuatro técnicos liderado por un externo experto en estudios Hazop, como secretario un ingeniero de planta encargado del departamento de seguridad y dos ingenieros químicos miembros del equipo de ingenieros de la planta de destilación.

Antes de comenzar el estudio se preparó los documentos necesarios como la

descripción técnica del proceso, los diagramas P&D, las especificaciones técnicas de los equipos e instrumentos, las hojas de datos de seguridad de los materiales de los productos químicos involucrados en el proceso, y los registros de accidentes e incidentes de la planta industrial.

En la figura 1 podemos observar un diagrama simplificado del proceso de destilación de alcohol.

Después de revisar el proceso de la destilación de alcohol etílico, el equipo decidió dividir el diagrama P&D en seis grandes nodos de la siguiente manera:

- Primera Columna (Destrozadora) C512
- Segunda Columna (Hidroseladora) C536
- Tercera Columna (Rectificadora) C540
- Cuarta Columna (Desmetiladora) C550
- Intercambiadores y Tanques de Procesos.
- Suministros

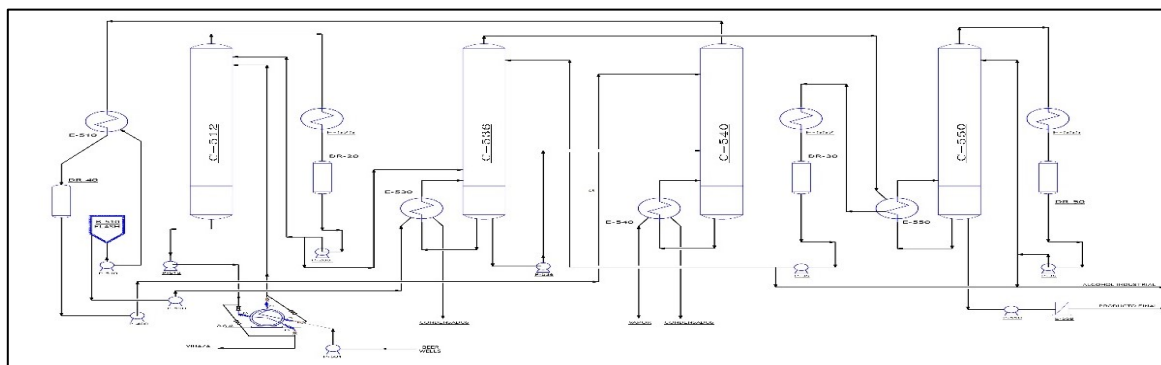


Figura 1

Diagrama Simplificado del Proceso de Destilación de Alcohol Etílico

Fuente: ITS (International Technical Services)

Para el análisis Hazop se utilizaron las palabras guías como: más, menos, no, distinta, las mismas que fueron analizadas con los parámetros de proceso tales como temperatura, presión, flujo, vacío, nivel, energía eléctrica y electricidad estática. Con el propósito de pasar de un estudio cualitativo a semicuantitativo, se incluyó en la plantilla Hazop la valoración de riesgos de consecuencias por probabilidad, ver figura 2 y se clasificaron los riesgos potenciales en cuatro niveles de riesgos diferentes, de la siguiente manera:

Nivel de riesgo I: Tolerable. Evaluar la necesidad de medidas correctoras con el objetivo de mejora continua. Se implantarán aquellas medidas que supongan una baja inversión.

Nivel de riesgo II: Moderado. Medidas correctivas de prioridad normal (pueden ser implementadas después de la puesta en marcha). Todas las medidas cuyo beneficio supere su costo deben ser implementadas.

Nivel de riesgo III: Alto. Medidas correctoras de prioridad alta (deben ser implementadas antes de la puesta en marcha). Deben evaluarse, registrarse e implantarse, las medidas de reducción de riesgo necesarias para reducirlo, al menos, a niveles moderados. El riesgo debe ser reevaluado después de aplicar las medidas de prevención y/o mitigación.

Nivel de riesgo IV: Urgente. Medidas correctoras de prioridad inmediata. Deben evaluarse, registrarse e implementarse las medidas necesarias para reducir el riesgo a niveles de riesgo inferiores. Se requiere registro y verificación para asegurar que se resuelven en tiempo y forma adecuadas.

Para el riesgo de accidente mayor de incendio y/o explosión, se aplicó la metodología del índice F&E de Dow para determinar el radio de incidencia de la explosión, así como para determinar el costo de la reposición de maquinaria y el costo por dejar de producir alcohol.

CONSECUENCIAS		PROBABILIDAD					
Nivel Consecuencias	Valor	1 Prácticamente imposible	2 Altamente improbable	3 Remoto (poco probable)	4 Poco usual	5 Probable	6 Casi seguro (alta probabilidad)
Catastróficas	6	T	M	M	A	U	U
Muy Graves	5	T	M	M	A	U	U
Graves	4	T	T	M	M	A	A
Serias	3	T	T	T	M	M	A
Moderadas	2	T	T	T	T	M	M
Menores	1	T	T	T	T	T	T

Figura 2

*Cuadro Probabilidad Por Consecuencia
Adaptado del Método de Evaluación de Riesgos del INSHT*

4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Análisis Hazop

Después de estudiar y analizar los resultados del estudio Hazop, hemos agrupado las consecuencias en cuatro grupos como son: incendio y/o explosión, pérdida de producción, daño en los equipos y daño a las personas.

Los riesgos potenciales de incendio y explosión, debido a derrames o fugas de alcohol en estado líquido o en vapores, son los que más se repiten en todos los nodos y representan mayor proporción, como observamos en la figura 3.



Figura 3

Desviaciones del Proceso: Consecuencias

El equipo Hazop determinó 64 consecuencias relacionadas con la seguridad, utilizando la plantilla Hazop y evaluando probabilidad por consecuencia.

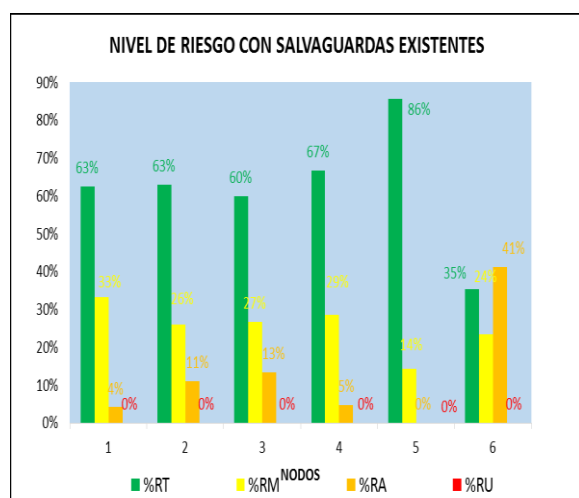


Figura 4

Nivel de Riesgos

Se observa en la figura 4, que el nodo 6 tiene el mayor porcentaje de riesgos altos (RA) debido a que en ausencia repentina de suministros como energía eléctrica, vapor, aire, el riesgo aumenta a pesar de las salvaguardas existentes.

Se destacan los riesgos altos ya que son los que se requieren gestionar como prioridad para disminuir el nivel a riesgos moderados (RM) o tolerables (RT). Se puede notar que los riesgos urgentes (RU) no se han encontrado dentro de la planta debido a que las salvaguardas existentes han logrado disminuir los riesgos a niveles inferiores. El estudio Hazop se extiende a 30 hojas; por lo tanto, se presenta un resumen en la tabla 1 donde se observan las desviaciones que tienen riesgos altos a pesar de la existencia de salvaguardas en el área de destilación de la planta. Se exponen solamente los riesgos urgentes y altos a causa de que son los que deben ser tratados para bajar sus respectivos niveles de riesgos.

En la tabla 2, se muestra la lista de las recomendaciones propuestas por el equipo Hazop para la gestión de riesgos, de los cuales tenemos 6 controles administrativos, 7 controles operacionales y 23 controles de ingeniería. Estos controles propuestos son para bajar el nivel de riesgos a tolerables y en otros casos para mantener tolerable el nivel de riesgo, ver tabla 3.

El programa de gestión de riesgos da prioridad a las recomendaciones que se proponen para los riesgos altos, que en su mayoría son aplicaciones de controles de ingeniería como instalación de válvulas de seguridad en las diferentes columnas de destilación, instalación de válvulas de vacío, instalación de válvulas de corte de vapor, instalación de sensores de gases inflamables para toma de decisiones inmediata, así como recomendaciones de carácter administrativo como la reinducción a los operadores de destilación en el conocimiento del manual de operaciones.

Tabla 1
Plantilla Hazop. Resumen de Riesgos Altos

NODO	PG	Desviación	Causas	Consecuencias	C	P	Ri	Salvaguardas	C	P	Rs	Recomendaciones
1	MÁS	VACIO	Debido a: Falla operativa por falta de revisión de las válvulas manuales de control de vacío	Posible implosión de la columna	5	5	25	Sistema de control automático. Alarma en pantalla de visualización. Inspección/mantenimiento periódico. Procedimientos operativos. Sistema contra incendio. Plan de respuesta a emergencias. Control operativo permanente.	4	5	20	Evaluar la instalación de válvula de vacío. Reinducción a los operadores
2	MÁS	Más NIVEL de líquido en el fondo de la columna C536	Se inunda la columna y se sube la presión debido a: Falla en el transmisor de nivel LT30	Cuando el nivel de líquido de la columna se incrementa podrían ocurrir, daños de empaques, sobrepresión en columna, daño en visores, estos provocarán fugas de alcohol que conllevan a riesgos de incendio y/o explosión.	5	6	30	Sistema de control automático. Alarma en la pantalla de visualización. Sifón de seguridad BT36 Inspección/mantenimiento periódico. Control operativo permanente. Plan de respuestas a emergencias. Sistema contra incendio.	4	5	20	Evaluar la instalación de una válvula de seguridad. Reinducción a operadores
2	MÁS	Más PRESIÓN dentro de la columna C536	Sube rápidamente la presión	Puede explotar la columna por alguna parte.	4	5	20	Sistema de control automático. Alarma en la pantalla de visualización. Sifón de sobre presión BT36 Inspección/mantenimiento periódico. Sistema contra incendio. Control operativo permanente. Plan de respuestas a emergencias.	4	5	20	Evaluar la instalación de válvula de Seguridad
2	NO	FLUJO	Falta agua en los condensadores por falla en las bombas de la torre de enfriamiento.	Pérdida de alcohol por los desfogues de los condensadores, generando una atmósfera altamente inflamable que conlleva a riesgos de incendio y/o explosión.	4	6	24	Sistema de control automático. Alarma en la pantalla de visualización. Inspección/mantenimiento periódico. Sistema contra incendio. Bomba auxiliar de la torre de enfriamiento. Control operativo permanente. Plan de respuestas a emergencias.	4	5	20	Alarma visible y audible para toma de acción operativa inmediata cuando falla la torre de enfriamiento. Evaluar instalar una válvula automática que cierre la entrada de vapor cuando falla el agua a los condensadores.
3	MÁS	PRESIÓN	Sube rápidamente la presión debido a mala operación de la válvula automática V40.	Cuando la presión se incrementa podrían ocurrir eventos como: daños de empaques, sobrepresión en la columna, daño en los visores, estos motivos provocarán fugas de alcohol que conllevan a riesgos de incendio y/o explosión.	5	6	30	Sistema de control automático. Alarma en la pantalla de visualización. Válvula automática de sobre presión V40. Sifón de sobre presión BT40. Inspección/mantenimiento periódico. Control operativo permanente. Plan de respuestas a emergencias. Sistema contra incendio.	5	4	20	Evaluar la colocación de válvula de seguridad en la columna C540.
3	NO	FLUJO	Falta agua en los condensadores	Pérdida de alcohol por los desfogues de los condensadores, generando una atmósfera altamente inflamable que conlleva a riesgos de incendio y/o explosión.	4	6	24	Sistema de control automático. Alarma en la pantalla de visualización. Inspección/mantenimiento periódico. Sistema contra incendio. Sifón de sobre presión BT40. Bomba auxiliar de la torre de enfriamiento. Control operativo permanente. Plan de respuestas a emergencias.	4	5	20	
4	MAS	VACIO	Falla en la columna C550, conectada al sistema de vacío por medio de la botella BT50 en el enfriador E556 esto debido a: Falla de la válvula automática de control de vacío V50.	Posible implosión de la columna ocasionaría derrames de alcohol líquido y gaseoso lo que aumentaría el riesgo de incendio y explosión.	5	5	25	Sistema de control automático. Alarma en la pantalla de visualización. Válvula automática de alivio de presión V001 Inspección/mantenimiento periódico. Procedimientos operativos. Sistema Contra Incendio Plan de respuesta a emergencias. Control operativo permanente.	5	4	20	Evaluar la colocación de una válvula de vacío.
6	NO	Energía Eléctrica	Falla en el suministro eléctrico	Fuga de vapores alcohólicos por las válvulas de seguridad por lo que aumenta el riesgo de incendio y/o explosión.	5	6	30	Generador Auxiliar. Baterías UPS	4	5	20	Evaluar conducir los gases alcohólicos que escapan a la atmósfera hacia un sitio menos riesgoso.

Tabla 2
Lista de Recomendaciones

No	Recomendaciones	Tipo de Control
1	Reforzar el programa de mantenimiento preventivo de bombas.	CA
2	Reforzar el procedimiento para control de derrames de alcohol en el área de destilación.	CA
3	Incluir en el mantenimiento periódico un análisis de vida útil de los instrumentos de control del proceso.	CA
4	Reinducción a operadores en el adiestramiento del contenido del manual de operaciones.	CA
5	Reforzar el programa de limpieza periódica	CA
6	Evaluar la instalación de válvula de vacío en la columna C510.	CI
7	Priorizar mantenimiento a equipos críticos.	CO
8	Evaluar la instalación de válvula de vacío en la columna C550	CI
9	Codificar y señalizar válvulas y tuberías.	CO
10	Evaluar colocar alarma visible y/o sonora para toma de acción inmediata cuando falte agua de enfriamiento en los condensadores.	CI
11	Evaluar la colocación de válvula de Seguridad en el tanque flash.	CI
12	La válvula automática de entrada de vapor debe cerrar al fallo NC	CI
13	Aumentar altura al tubo de desfogue de la válvula de alivio de presión.	CI
14	Construir bandeja para recoger condensado de alcohol en el tubo de desfogue de vapores alcohólicos.	CI
15	Evaluar e implementar un sistema de bloqueo y etiquetado para equipos que se presumen estén defectuosos o en mantenimiento.	CI
16	Inspección periódica de integridad mecánica.	CO
17	Evaluar colocar sensores para gases inflamables con alarma para atmósfera inflamable.	CI
18	Evaluar colocar válvula automática para que en ausencia de energía eléctrica cierre inmediatamente la entrada de vapor.	CI
19	Realizar Pruebas periódicas de resistividad y continuidad eléctrica.	CO
20	Evaluar instalar una válvula automática que cierre la entrada de vapor cuando falla el agua a los condensadores.	CI
21	Pruebas periódicas de resistividad y continuidad eléctrica.	CO
22	Evaluar la instalación de una válvula de seguridad en la columna C536.	CI
23	Evaluar colocar válvula automática de sobre llenado en el tanque flash B510	CI
24	Evaluar la forma de conducir los gases alcohólicos que escapan a la atmósfera hacia un sitio menos riesgoso.	CI
25	Evaluar la colocación de válvula de seguridad en la columna C540.	CI
26	Evaluar aumentar las protecciones y señalización alrededor del tanque T900.	CO
27	Evaluar aumentar las protecciones y señalización alrededor del intercambiador de calor E101.	CO
28	Evaluar colocar válvula de seguridad en la tubería de aire comprimido	CI
29	Instalar luminarias a prueba de explosión y con conexiones eléctricas selladas.	CI
30	Evaluar la instalación de PLC en redundancia	CI
31	Evaluar la instalación de switch de comunicación	CI
32	Evaluar colocar redundancia en las fuentes de alimentación de energía a los controladores.	CI
33	Evaluar colocar redundancia en los servidores de visualización.	CI
34	Evaluar construir una escalera de emergencia con acceso desde la zona de los condensadores.	CI
35	Aumentar señalización de la ruta de escape.	CA
36	Evaluar las condiciones de las válvulas NC y NO	CI

Nota: CA control administrativo; CI control de ingeniería; CO control operativo.

Tabla 3
Resumen de las Recomendaciones

	Tipo de Control	Cantidad
1	Control administrativo	6
2	Control de Ingeniería	23
3	Control Operativo	7

Costos originados en caso de explosión, Aplicación del método Índice Dow

Las empresas normalmente incurren en gastos generados por los costos de accidentes que se suscitan en situaciones imprevistas que no solo afectan la seguridad física, el ambiente laboral, el bienestar del trabajador y la economía de la empresa significativamente, sino también es un tema relacionado a los conceptos de ética del profesional, donde el principal factor depende del desenvolvimiento humano y de sus condiciones físicas e intelectuales y por ello en la actualidad se pretende reducir los niveles de peligros en los puestos de trabajo y para eso es necesario tener un sistema de gestión en el cual involucre a la seguridad industrial dentro de la cadena de valor.

En el evento de un accidente mayor tipo incendio y/o explosión, éste podría causar pérdidas humanas o incapacidad permanente absoluta, afectando al personal propio de planta y a personal externo que realiza sus actividades dentro del radio de afectación de la explosión y cuyo cálculo, empleando índice Dow, es de 27 metros.

Además, se debe considerar la pérdida de la maquinaria, que en caso de explosión podría llegar a la pérdida total de los equipos de destilación de la planta y áreas aledañas en un radio de afectación de 27 metros, por lo que la pérdida abarcaría el 65% de los activos de la planta. Ver Tabla 4.

Para calcular el tiempo necesario en volver a rehabilitar la maquinaria dañada se utilizaron las curvas del método del índice Dow, el resultado es que se necesitan 72 días en promedio. Si consideramos las pérdidas por daños de maquinaria más las pérdidas por dejar de producir, el costo del accidente por incendio y/o explosión ascendería al 50% del valor total de la planta industrial. Ver Tabla 4.

Tabla 4

Resumen Del Índice De Incendio Y Explosión

No	CONCEPTO	VALOR
1	Factor de riesgos generales. F1 Reacciones exotérmicas, endotérmicas, manejo de materiales, accesibilidad, drenajes.	1,70
2	Factor de riesgos especiales. F2 Temperatura, presión, inflamabilidad, polvo, corrosión, fugas, equipos de rotación.	4,20
3	Factor de riesgo de la unidad. F3 = FI x F2	7,14
4	MF = Factor Material. Tomado del Apéndice A, para etanol.	16
5	Índice de Incendio y Explosión. F&EI = F3 x MF	114,24
6	Radio de Exposición (metros). De la figura 7	27
7	Área de Exposición (metros cuadrados). Área = 3,1416 x r ²	2.290,23
8	Costo por metro cuadrado, USD.	2720
9	Factor de daño probable (figura 7).	65%
10	Daño básico máximo probable a la propiedad (MPD). USD Costo (USD/m ²) x Área de exposición x Factor daño.	4.049.127
11	Control de proceso C1 Energía de emergencia, control explosiones, parada emergencia, gas inerte.	0,79
12	Aislamiento de material C2 Válvulas a control remoto, depósito de descarga, drenaje, enclavamiento.	0,90
13	Protección contra fuego C3 Detección de fugas, estructuras, tanques enterrados, rociadores, espuma, extintores.	0,83
14	Factor de bonificación. C1 x C2 x C3	0,59
15	Factor de bonificación efectivo. Tomado de la figura 9.	0,75
16	Máximo daño probable efectivo de la propiedad. MPPD, USD.	3.036.845
17	Máximos días probables perdidos MPDO. De la figura 10.	72
18	Producción mensual de alcohol, litros.	2.100.000
19	Valor de la producción mensual. VPM, USD.	1.890.000
20	Interrupción de fabricación BI, USD.	3.175.200
21	Costo total de la pérdida = MPPD + BI, USD.	6.212.045

5. CONCLUSIONES

La aplicación de la Metodología HAZOP permite identificar escenarios de riesgos asociados con la posibilidad de accidentes graves que involucra el 55% de las actividades operativas relacionadas con riesgos de incendio y/o explosión. Luego de revisar las salvaguardas existentes, se determina que se requiere la aplicación de 36 recomendaciones, de las cuales 6 son de tipo administrativo, 7 de controles operativos y 23 de controles de ingeniería y que forman parte del programa de gestión de riesgo. A causa de las salvaguardas ya implementadas en esta planta, no existen riesgos urgentes (RU) y se localizan 8 riesgos altos (RA) que pueden bajar su nivel a moderados o tolerables con la aplicación de las recomendaciones. En el evento de una explosión dentro de la planta, el índice

DOW nos indica que el radio de afectación es de 27 metros que llegaría a provocar pérdidas del 65% de los activos de la planta como daño probable, con un tiempo de reposición de maquinaria afectada de 72 días. Los daños producidos en este eventual percance ascenderían al 50% del costo total de la fábrica que incluye las pérdidas materiales y el tiempo que se deja de producir.

Con la utilización del programa de gestión de riesgos determinado por la herramienta Hazop, se podrán reducir los niveles de riesgos, creando un ambiente de seguridad para el personal que labora dentro de la planta industrial y para la comunidad que observa que esta planta, con riesgos de incendio y/o explosión, aplica herramientas confiables.

Referencias Bibliográficas

- Baybutt, p. (s.f.). A critique of the Hazard and Operability (Hazop) study. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*(33), 52-58. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2014.11.010>
- Bestraten, M. G. (2001). NTP 594 La gestión integral de los accidentes de trabajo (III): costes de los accidentes. *Instituto Nacional de Seguridad e Higiene En El Trabajo*. Obtenido de http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/501a600/ntp_594.pdf
- Calvo Olivares Romina D., R. S. (2015). Data base for accidents and incidents in the fuel ethanol industry. *Journal of loss prevention in the process industries*(38), 276-297. Obtenido de <http://dx.doi.org/10.1016/j.jlp.2015.10.008>
- Cameron, I. M. (2017). Process hazard analysis, hazard identification and scenario definition: Are the conventional tools sufficient, or should and can we do much better? *Process Safety and Environmental Protection*(110), 53-70. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.psep.2017.01.025>
- Castro Delgado, R. &. (1998). El riesgo de desastre químico como cuestión de salud pública. *Rev. Esp. Salud Pública*. Obtenido de http://scielo.isciii.es/scielo.php?pid=S11357271998000600002&script=sci_arttext&lng=pt
- Chastain, J. W. (2017). Beyond HAZOP and LOPA: Four Different Company Approaches. *American Institute of Chemical Engineers*, 36(1), 38-53. Obtenido de <https://doi.org/10.1002/prs>
- CISCO. (2016). *Informe anual de seguridad de Cisco 2016*. San José.
- Coronado Christian J.R., C. J. (22 de mayo de 2012). Flammability limits: A review with emphasis on ethanol for aeronautical. *Journal of Hazardous Materials*.
- Deusto, F. (2006). Costes de la accidentalidad laboral en Euskadi en el año 2005. *OSALAN. Instituto Vasco de Seguridad y Salud Laborales*, 128.
- Dow's fire & explosion index. Hazard classification. (1994). *American institute of chemical engineers*.
- Fisa, G. (1999). Costes de los accidentes de trabajo:Procedimiento de evaluación. *INSHT*.
- Freedman, P. (2003). HAZOP :como metodología de análisis de riesgos. *Pretotecnia*.
- García, D. (27 de Agosto de 2017). *EALDE Business school*. Obtenido de <http://www.ealde.es>
- Gavious, A. M. (2009). The costs of industrial accidents for the organization : Developing methods and tools for evaluation and cost – benefit analysis of investment. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 22(4), 434–438. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2009.02.008>
- Grupta.J.P. (1997). Application of DOW's fire and explosion index hazard classification guide to process plants in the developing countries. *J. Loss Prev. Process hd.*, 10(1), 7-15.
- Ibarra Hernández Eusebio, G. V. (Octubre-Diciembre de 2015). Caracterización y usos de las técnicas cuantitativas de valoración riesgos en los procesos químicos industriales. (Y. A. Carvajal, Ed.) *Centro azúcar*, 42, 26-36.

- Obtenido de
<http://centrozucar.qf.uclv.edu.cu>
- Li, X. G. (2015). Hazard and Operability (HAZOP) Analysis of Safety-Related Scientific Software. *International Journal of Reliability, Quality and Safety Engineering*, 01(43), 22. Obtenido de
<https://doi.org/10.1142/S0218539315500011>
- Marlair, G. R. (Jun de 2008). Booming development of biofuels for transport: Is fire safety of concern. *Fire and Materials*(33), 1-19. Obtenido de <https://doi.org/10.1002/fam>
- Medved, R. F. (10 de julio de 2012). Health impact assessment of liquid. *International Journal of Environmental*. Obtenido de <http://www.tandfonline.com/loi/cije20>
- Medved, R. F. (July de 2013). Health impact assessment of liquid biofuel production. *International Journal of Environmental Health Research*, 37-41. Obtenido de
<https://doi.org/10.1080/09603123.2012.699030>
- Mohammadfam, I. S. (2012). Application of Hazard and Operability Study (HAZOP) in Evaluation of Health, Safety and Environmental (HSE) Hazards. *International Journal of Occupational Hygiene*, 2(4), 17-20. Obtenido de <http://ijoh.tums.ac.ir/index.php/ijoh/article/view/88>
- Montero, R. (2013). Sistema para la gestión de la seguridad de procesos : prevención de accidentes catastróficos. *Seguridad Industrial*, 6-20.
- Morales, P. (febrero de febrero de 2002). La Nación. *Fuegos y Explosiones en destiladora, bomberos y empleados con quemadura* , pág. 2.
- Mulligan, J. C. (Jul de 2003). Handling flammable liquids. *Chemical Engineering Progress*(7), 99.
- OIT. (1990). control de riesgos de accidentes mayores: manual práctico. *Organización Internacional del trabajo.OIT*.
- Pavón, R. S., R., L., & A., J. (2009). Analisis de riesgos y operabilidad como soporte de la programación de operaciones en la casa de calderas del ingenio azucarero. *Redalyc*.
- Pizarro Romero, S. (2005). Análisis de riesgos de una planta de química fina ubicada en zona urbana. *Universidad Politécnica de Cataluña*.
- Segurtasun, L. &. (2006). Costes de la accidentalidad laboral en Euskadi. *Osalan*, 128.
- Trujillo, A. K. (December de 2015). Common mistakes when conducting a Hazop and how to avoid them. *Chemical Engineering*.
- Villegas Mantuano, E. (2012). *Análisis del riesgo mediante el método HAZOP en las áreas de almacenamiento, patio de bombas y despacho del terminal de productos limpios del terminal del beaterio de EP Petroecuador*. Obtenido de Universidad Técnica del Norte:
<http://repositorio.utn.edu.ec/bitstream/123456789/2193/1/RESUMEN%20EJECUTIVO-HAZOP-ESPA%C3%91OL.pdf>
- Wu, H. P. (2017). Process safety management considerations for biofuel production. *Frontiers of Engineering management*, 357. Obtenido de
<https://doi.org/10.15302/J-FEM-2017025>