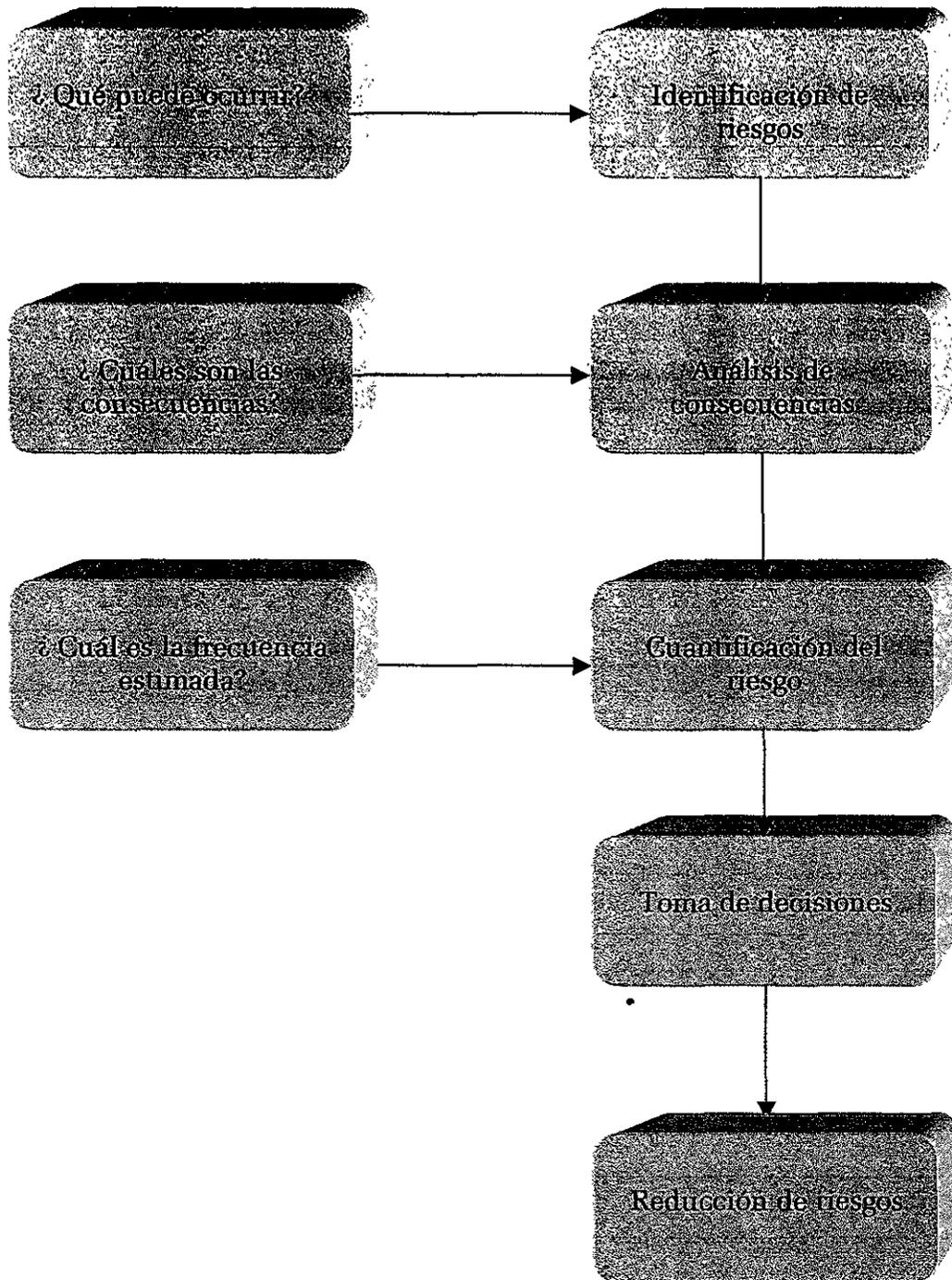




Diagrama 2.1 Diagrama de preguntas básicas en el análisis de riesgos.





Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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



## 2.4 TÉCNICAS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS.

La identificación de riesgos es el primer paso durante un análisis de riesgos y primordial para la evaluación del mismo, ya que cualquier riesgo no identificado puede provocar un riesgo incontrolable al no tomar acciones para reducir sus efectos. La aplicación de las diferentes técnicas de identificación y evaluación de riesgos han demostrado ser eficientes en la práctica profesional, sin embargo estas técnicas difieren en la forma de rastrear y evaluar los riesgos en una unidad de proceso y en la aportación de resultados para eficientizar su operabilidad.

Una vez identificado el riesgo es probable que se tomen las medidas necesarias para poder reducirlo, incluso si la evaluación cuantitativa es defectuosa.<sup>(3)</sup>

Los métodos de identificación de riesgos se dividen en las siguientes tres categorías:

**2.4.1 MÉTODOS COMPARATIVOS:** Se basan en la experiencia adquirida a través del tiempo, de las personas que están involucradas directamente con los procesos en determinadas áreas de la planta.

**2.4.2 INDICES DE RIESGO:** Los índices de riesgos, aunque no identifican peligros específicos, son útiles para señalar las áreas de mayor concentración de riesgo, los cuales requieren un análisis más profundo. Proveen un método útil que proporciona una clasificación relativa de los riesgos inherentes a la planta en cuestión.

**2.4.3 LOS MÉTODOS GENERALIZADOS:** Proporcionan esquemas de razonamiento más sistemáticos y son herramientas de análisis más versátiles y útiles.

En la siguiente tabla se muestran los métodos utilizados para la identificación de riesgos.

Tabla 2.3 Métodos comúnmente utilizados en la identificación de riesgos.<sup>(3)</sup>

<b>METODOS COMPARATIVOS.</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>◆ Códigos, estándares y normas.</li><li>◆ Lista de comprobación (checklist).</li><li>◆ Análisis histórico de accidentes.</li></ul>
<b>INDICES DE RIESGO.</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>◆ Índice Dow.</li><li>◆ Índice Mond.</li></ul>
<b>METODOS GENERALIZADOS.</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>◆ Análisis de riesgos y Operabilidad "HAZOP".</li><li>◆ Análisis "What-If".</li><li>◆ Análisis de Árbol de Fallas (AAF)</li><li>◆ Análisis de Árbol de Eventos (AAE).</li><li>◆ Análisis de Modos de Falla y sus Efectos (AMFE).</li><li>◆ Análisis del error humano.</li></ul>



## **CAPITULO 3**

# **TRABAJO EN CAMPO.**



### 3.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO.

La unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos tiene por objeto eliminar el ácido sulfhídrico de los hidrocarburos amargos provenientes de las Plantas Hidrodesulfuradoras y fraccionar la corriente líquida de hidrocarburos purificada en esta unidad y las corrientes provenientes de las Plantas Reformadora e Hidrodesulfuradora de Naftas, para lo cual se ha dividido la planta en dos secciones que se describen a continuación<sup>(4)</sup>

#### *a) Sección de Tratamiento:*

La sección de tratamiento, recibe corrientes gaseosas y una corriente líquida para el endulzamiento adecuado mediante el proceso conocido como Girbotol, que emplea una disolución líquida de dietanolamina al 20% en peso para la absorción del ácido sulfhídrico.

Las corrientes gaseosas que se tratan en esta sección son las siguientes:

a) Proveniente de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas se alimenta la corriente de gas amargo que sale de los domos de la Torre Desbutanizadora DA-401, más el vapor del Segundo Separador de Carga a Desbutanizadora FA-405.

b) Provenientes de las Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios U-700 y U-800, se alimentan las corrientes de gases amargos que salen de las Torres Agotadoras DA-702 y DA-802 respectivamente.

c) La corriente líquida que se trata en esta sección proviene de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas y está constituida por las gasolinas amargas que salen de los domos de la Torre Desbutanizadora DA-401.

La mezcla de gases amargos se lleva al Separador de Gas Amargo FA-601, en donde se separan las impurezas líquidas que pudiera arrastrar el gas y posteriormente se alimenta a 37.8°C y 4.85 Kg/cm<sup>2</sup> (100°F y 60 psig) al Absorbedor de Gas Ácido DA-601, en donde se pone en contacto a contracorriente con la disolución de dietanolamina, que entra a 43.5°C y 4.64 Kg/cm<sup>2</sup> (110°F y 66 psig).

El gas dulce se envía como combustible a Límites de Batería, a una presión de 5.47 Kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente.

La corriente líquida de gasolinas amargas a 43.3°C y 22.5 Kg/cm<sup>2</sup> (110°F y 320 psig) se trata con la disolución de dietanolamina 43.3°C y 19.63 Kg/cm<sup>2</sup> (110°F y 280 psig), en



la Torre Endulzadora de Hidrocarburos Líquidos DA-602, de tipo empacado, en donde se reduce la concentración de azufre en la gasolina hasta alcanzar las especificaciones requeridas.

La corriente de gasolinas tratadas se pasa al Separador de Amina FA-602, para separar la solución de DEA que pudiera arrastrar la corriente de hidrocarburos dulces, la cual se decanta por gravedad para enviarse a la sección de fraccionamiento a 44.4°C y 18.63 Kg/cm<sup>2</sup> (112°F y 265 psig).

La disolución de DEA separada en dicho tanque se reúne con las corrientes de DEA que salen del Absorbedor de Gas Ácido DA-601 y del Separador de Hidrocarburos FA-603, que tiene la finalidad de operar como tanque de balance de disolución de DEA y eliminar las pequeñas cantidades de hidrocarburos que pudieran haberse disuelto en la disolución de DEA rica.

Posteriormente dicha disolución se lleva, previo calentamiento en el intercambiador de fondos EA-601, a 93.4°C y 0.77 Kg/cm<sup>2</sup> (200°F y 11 psig) a la Torre Reactivadora de DEA DA-603, en donde se llevará a cabo la eliminación del ácido sulfhídrico disuelto. La disolución de DEA reactivada se extrae de los fondos de la torre antes mencionada, 121°C y 1.12 Kg/cm<sup>2</sup> (250°F y 16 psig) y previo enfriamiento en los cambiadores EA-601 y EA-602, una parte se envía al Absorbedor de Gas Acido DA-601 mediante la bomba GA-601/R y el resto se envía a la Torre Endulzadora de Hidrocarburos Líquidos DA-602 mediante la bomba GA-616/R, con el objeto de volverse a utilizar en el tratamiento de los gases y gasolinas amargas. Los gases ácidos que salen del Reactivador de DEA a 105.7°C y 0.84 Kg/cm<sup>2</sup> (223°F y 12 psig), se envían por presión de la torre a Límite de Batería para su posterior tratamiento en una planta de recuperación de azufre.

#### ***b) Sección de Fraccionamiento:***

La sección de fraccionamiento a su vez, está constituido por dos trenes de fraccionamiento; uno destinado al fraccionamiento de hidrocarburos ligeros y el otro para el fraccionamiento de componentes más pesados.

La sección de fraccionamiento de hidrocarburos ligeros recibe las siguientes corrientes: Hidrocarburos líquidos provenientes de la Torre Endulzadora DA-602 de la Sección de Tratamiento de DEA y una corriente de hidrocarburos proveniente de la Planta Reformadora de naftas constituida por los domos de la Torre Estabilizadora DA-501.



La mezcla de estos hidrocarburos se alimenta al Acumulador de Carga a Despropanizadora FA-611, que funciona como tanque de balance para los hidrocarburos.

La mezcla de hidrocarburos se extrae del tanque acumulador FA-611 y se envía mediante la bomba GA-609/R a 38°C y 31.1 Kg/cm<sup>2</sup> (110°F y 442 psig), a la Torre Despropanizadora DA-604.

En dicha torre se separa por los domos una corriente a 61.1°C y 30.9 Kg/cm<sup>2</sup> (142°F y 439 psig), constituida fundamentalmente por propano y componentes más ligeros y por los fondos se obtiene una corriente de butanos a 129.8°C y 31.4 Kg/cm<sup>2</sup> (265 °F y 446 psig).

La corriente de propano y más ligeros se condensa parcialmente, enviándose la corriente gaseosa a Límite de Batería como gas combustible. La corriente líquida, a 40°C y 34.5 Kg/cm<sup>2</sup> (104°F y 490 psig), se alimenta a la Torre Desetanizadora DA-605, en donde se separa el producto propano a 74.6°C y 34.8 Kg/cm<sup>2</sup> (169°F Y 492 psig), por los fondos de la misma.

Dicho producto previo enfriamiento se envía a Límite de Batería.

Por los domos de la Torre Desetanizadora DA-605 se obtiene una corriente gaseosa a 52.3°C y 34.4 Kg/cm<sup>2</sup> (126°F y 489 psig), denominado gas combustible, constituido principalmente por etano y propano. Esta corriente se envía a Límite de Batería a 16°C y 4.9 Kg/cm<sup>2</sup> (60°F y 70 psig), junto con la corriente gaseosa proveniente de la Torre Despropanizadora DA-604.

La corriente de fondos de la Torre Despropanizadora se envía, a 68°C y 7.7 Kg/cm<sup>2</sup> (154°F y 110 psig), a la Torre Desisobutanizadora DA-606, con el objeto de separar por los domos el isobutano a 55.7°C y 7.3 Kg/cm<sup>2</sup> (133°F y 104 psig), mismo que, después de enfriarse se envía como producto a Límite de Batería por los fondos de la torre se obtiene la corriente de n-butano, a 71°C y 8.1 Kg/cm<sup>2</sup> (160°F y 166 psig) que a su vez, se enfría antes de enviarse a LB.

La sección de fraccionamiento de hidrocarburos más pesados consta de una Torre Desisopentanizadora DA-607 y de dos Torres Fraccionadoras DA-608 y DA-609.

La Torre Desisopentanizadora DA-607, recibe una corriente de hidrocarburos a 66°C y 4.6 Kg/cm<sup>2</sup> (151°F y 65 psig) previamente de los domos de la Torre Desisohexanizadora DA-402, de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. Por los domos de la torre DA-607 se



obtiene el producto isopentano, 54.6°C y 1.7 Kg/cm<sup>2</sup> (131°F y 24 psig), que después de pasar por un enfriador se envía a Límite de Batería. de los fondos de dicha torre se obtiene un producto

constituido principalmente por una mezcla de n-pentano e isohexano, 73.8°C y 2.6 Kg/cm<sup>2</sup> (165°F y 35 psig), que se envía previo enfriamiento a Límite de Batería.

La alimentación al primer Fraccionador DA-608, a 148°C y 4.6 Kg/cm<sup>2</sup> (297°F y 65 psig) consiste en la corriente proveniente de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas que sale de los fondos de la Torre Desisohexanizadora DA-402. Por los domos de este fraccionador se obtiene el producto gasolvente, 101.7°C y 0.6 Kg/cm<sup>2</sup> (215°F y 9 psig).

Este producto se envía a Límite de Batería. después de pasar por un enfriador. La corriente de fondos del primer Fraccionador DA-608 antes mencionado se alimenta, a 159°C y 0.4 Kg/cm<sup>2</sup> (317°F y 5 psig), al segundo Fraccionador DA-609. Por los fondos de dicha torre se obtiene el producto gas nafta, 166°C y 0.6 Kg/cm<sup>2</sup> (331°F y 9 psig), mismo que se enviará a Límite de Batería después de enfriarse, por los domos del fraccionador se obtiene un producto de gasolinas, 138.6°C y 0.3 Kg/cm<sup>2</sup> (281°F y 4 psig), que previo enfriamiento se envía a Límite de Batería y está constituido por hexano e hidrocarburos más pesados.

### **VARIABLES DE OPERACIÓN Y CONTROL DE PROCESO.**

Como se menciona anteriormente, esta unidad esta dividida en 2 secciones, una de tratamiento y otra de fraccionamiento. A su vez ésta última se subdividió en una sección para el fraccionamiento de ligeros y otra para el fraccionamiento de pesados.

Por está razón, la discusión de variables de operación y control de proceso se efectuará por secciones.

#### **a) Sección de Tratamiento:**

La concentración de la disolución acuosa de DEA es una variable muy importante debido a los diferentes efectos que produce. El rango de concentraciones recomendables está entre 20 y 50 % en peso. A concentraciones mayores la absorción se facilita pero la regeneración se dificulta. Además, a mayor concentración mayor es la temperatura de regeneración de la DEA y aumentan las pérdidas por degradación, aunque disminuye la carga térmica en la reactivación y el flujo de disolución de DEA.



Se recomienda que la concentración de ácido sulfhídrico en la DEA pobre sea del orden de 0.05 mol de gas ácido / mol DEA, puesto que a concentraciones arriba de 0.1 mol gas ácido / mol DEA se obtendría un gas dulce fuera de especificaciones.

La concentración de ácido sulfhídrico en la DEA rica se recomienda no pase de 0.4 mol de gas ácido /mol DEA, pues a concentraciones mayores el mecanismo de corrosión se incrementa considerablemente.

Si aumenta el flujo de gas o gasolina amargos, o la concentración de gas ácido en estos aumenta la temperatura en la DEA rica, debido al incremento en los calores de reacción y aumenta la concentración de gas ácido por mol de DEA, por lo que sería conveniente aumentar la concentración de la solución. La temperatura de entrada de DEA pobre al absorbedor y en la Torre Endulzadora se recomienda que sea del orden de 110°F (43°C), o sea 10° arriba de la temperatura del gas amargo para evitar la condensación de hidrocarburos y el espumado subsecuente. Una temperatura mayor influye desfavorablemente en la absorción y la temperatura de salida del gas y gasolina dulce se incrementa. La alimentación de la solución acuosa de DEA a las torres de absorción están controladas mediante válvulas reguladoras de flujo.

La temperatura límite de salida del intercambiador DEA/DEA, conviene que esté entre un máximo de 180°F (82°C) y 220°F (104°C), ya que a temperaturas mayores existe el peligro de liberación de gas ácido en el intercambiador y en la línea, ocasionando un incremento en la corrosión. A temperaturas menores se incrementan los costos de operación del reactivador.

Es conveniente que la temperatura sea la más baja posible para llevar a cabo la regeneración puesto que a medida que la temperatura se incrementa la velocidad de degradación de la amina aumenta rápidamente, sin que haya incremento apreciable en el proceso de desorción del gas ácido.

Una temperatura de 250°F (121°C), se considera adecuada, siendo la presión de operación del sistema la correspondiente a esta temperatura de reactivación (aproximadamente 16 psig o 1.125 kg/cm<sup>2</sup>). A mayor temperatura, con el consecuente aumento en la degradación de DEA, se incrementa la corrosión en el rehervidor e intercambiador.

La cantidad de agua de reflujo queda determinada por la cantidad de agua que va en la corriente de gases ácidos; esta fijará la temperatura en el condensador .



El flujo de DEA rica al reactivador, se regula mediante una válvula accionada por un controlador de nivel en el acumulador, por una válvula controladora de presión.

***b) Sección de Fraccionamiento:***

Las variables de operación y control son en general, las mismas tanto para la sección de fraccionamiento de pesados, por lo que la discusión se hará por equipos específicos.

***Torres:***

Las variables más importantes son: La presión de operación del sistema y la temperatura de los productos obtenidos, destilado y residuo, puesto que la magnitud de estas variables se puede deducir inmediatamente si el sistema en cuestión opera eficientemente y en caso contrario se pueden tomar medidas correctivas pertinentes.

**Temperatura.** Si la temperatura del domo de la torre es más alta que la que se tiene normalmente para una separación determinada, esto significa que la concentración de pesados es mayor que la deseada, o sea que la eficiencia de separación es menor. Esto se puede deber a varios factores:

Por ejemplo:

- El porcentaje de inundación de la torre ha aumentado a un valor indeseable, cuyo efecto es la disminución de la eficiencia en cada plato. En tal caso se deberá reducir la cantidad de alimentación a la torre si hay un aumento de reflujo.
- Ha aumentado la presión en la torre lo que se puede deber a una falta de agua de enfriamiento en el condensador o bien a la disminución de la capacidad térmica del mismo debido a la incrustación. Si toda la corriente está pasando por el condensador, es decir si la válvula alterna está cerrada, hay que enviar parte del producto gaseoso al sistema de desfogue. Convendría, de ser posible, disminuir la carga a la torre para no perder destilado.

Si la temperatura es más baja de lo normal se deberá a:

- La concentración más alta de ligeros. Si esto ocurre quiere decir que tenemos una mayor eficiencia en la separación y que la torre este operando en condiciones óptimas. Sin embargo esto puede ser no conveniente para el caso del segundo fraccionador DA-609, donde obtendríamos como producto Gas Natural fuera de especificaciones.



La acción correctiva aquí sería la disminución del reflujo, con la consiguiente disminución de la carga térmica en el rehervidor y en el condensador.

☑ La disminución de la presión de operación del sistema. La acción correctiva sería tomada inmediatamente por la válvula controladora de presión, dejando pasar vapor al acumulador de reflujo.

**Presión.** El aumento de presión puede, dentro de ciertos límites, influir favorablemente permitiendo un aumento de capacidad debido al aumento de la densidad de vapor, si es que la tendencia de separación de los componentes no se ve disminuida grandemente por el aumento de presión. La disminución de presión puede influir desfavorablemente en la presión si es que el área activa de la torre es eficiente para manejar el volumen de vapor incrementado por la disminución de la presión.

**Flujo.** Mayor flujo de alimentación a la torre aumenta el porcentaje de inundación.

Una mayor cantidad de reflujo ayuda a una mejor separación, con la excepción, ya mencionada, del segundo fraccionador.

### ***Rehervidores:***

Una variación en el flujo de vapor del LB a los rehervidores ocasionaría una fluctuación en la vaporización.

Un flujo demasiado bajo a través de los rehervidores ocasionado por un bajo nivel de líquido en la torre puede en caso extremo dar como resultado una vaporización completa provocando problemas de incrustación de los tubos.





COMPONENTE	C1		C2		C3		C4		C5		C6		C7		C8		C9		C10	
	kg mol/h																			
PROPIANO	0.05	0.01	0.00	0.02	0.05	0.02	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
ISOPROPANO	1.34	0.10	20.02	0.81	1.24	0.81	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
N-BUTANO	16.91	2.41	338.82	7.21	16.91	7.21	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01	49.01
ISOPENTANO	203.46	30.80	3837.77	85.70	148.18	85.70	14.27	3.25	0.32	0.30	0.32	0.87	0.32	0.87	0.32	0.87	0.32	0.87	0.32	0.87
N-PENTANO	203.00	40.00	213.83	8.48	14.28	8.48	6.48	246.04	06.87	0.83	0.77	0.58	1.78	0.85	1.78	0.85	1.78	0.85	1.78	0.85
HEXANO	111.84	15.89	---	---	---	---	111.84	25.49	5.48	4.87	3.82	11.30	5.48	11.30	5.48	11.30	5.48	11.30	5.48	11.30
HEXANO	63.18	9.05	---	---	---	---	63.18	14.38	14.22	12.60	9.95	29.43	14.22	29.43	14.22	29.43	14.22	29.43	14.22	29.43
200	---	---	---	---	---	---	28.80	24.22	18.82	55.05	28.80	55.05	2.21	3.98	2.21	3.98	2.21	3.98	2.21	3.98
200(c)	---	---	---	---	---	---	60.21	54.79	0.82	1.79	0.86	1.79	56.34	94.40	21.83	80.83	21.83	80.83	21.83	80.83
TOTAL	608.30	209.1	3311.10	1201.8	220.74	100.1	436.81	100.80	49.8	33.82	16.3	48.31	21.9	81.20	27.9	24.14	10.9	24.14	10.9	37.41
TOTAL	48705	22583	236234	100982	16682	7112	34113	10471	12820	3818	3184	1449	4383	2088	8268	3748	2821	1325	2921	1325
PCMO MOLECULAR	76.499	---	71.044	---	77.740	---	116.774	---	84.442	---	84.442	---	134.300	---	121.001	---	121.001	---	142.81	---
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	38	317	156	298	130	100	38
TEMPERATURA	°F	°C	151	66	128	53	100	38	287	146	185	81	100	3						



### 3.2 DESCRIPCIÓN DEL CIRCUITO A ANALIZAR.

Para realizar un análisis de riesgos y operabilidad “HazOp” primero se debe de seleccionar el circuito a analizar y tener el Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI) completo de dicho circuito.<sup>(4)</sup>

En este trabajo el circuito a analizar es la Sección de Tratamiento con DEA:

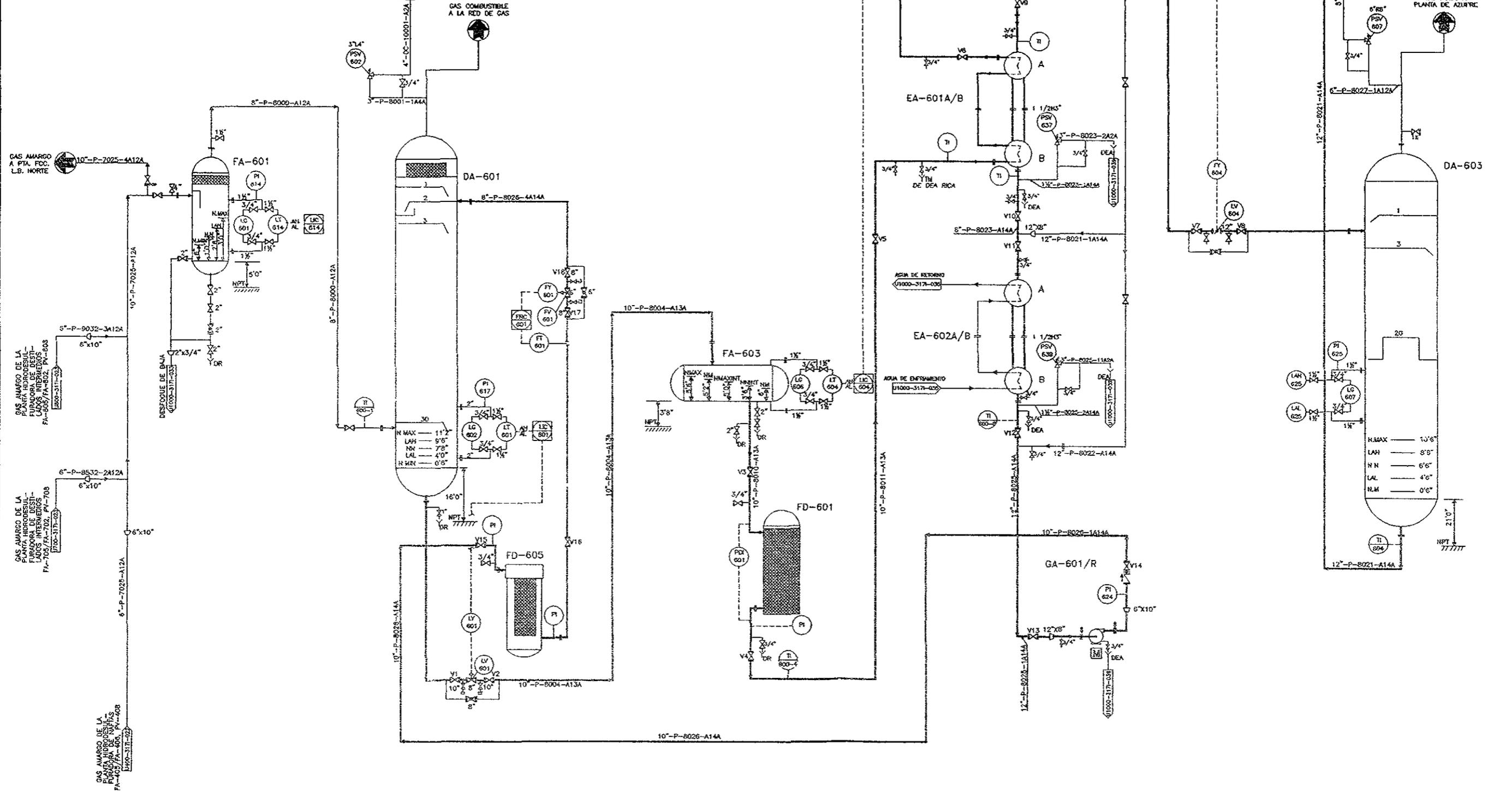
La mezcla de gases amargos se lleva al Separador de Gas Amargo FA-601, donde se separan las impurezas líquidas que pudiera arrastrar el gas y posteriormente se alimenta a 37.8°C y 4.85 Kg/cm<sup>2</sup> (100°F y 60 psig) al Absorbedor de Gas Ácido DA-601, en donde se pone en contacto a contracorriente con la solución de dietanolamina (DEA), que entra a 43.5°C y 4.64 Kg/cm<sup>2</sup> (110°F y 66 psig).

El gas dulce es enviado como combustible al límite de batería, a una presión de 5.47 Kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente. La corriente de DEA que sale del Absorbedor de Gas Ácido DA-601 se lleva al Separador de Hidrocarburos FA-603, posteriormente, dicha solución se lleva previo calentamiento en el intercambiador de fondos EA-601 a la Torre Reactivadora de DEA DA-603. La solución de DEA reactivada se extrae de los fondos de la torre antes mencionada previo enfriamiento en los cambiadores EA-601 y EA-602, para enviarse nuevamente al proceso.

Para este circuito se aplicaron las palabras guías a los parámetros siguientes:

- ◆ Presión
- ◆ Temperatura
- ◆ Nivel

- FA-601 SEPARADOR DE GAS AMARGO 4'0" Dx12'0"-T
- FD-605 FILTRO DE A AL ABSORBEDOR
- FA-603 SEPARADOR DE HIDROCARBUROS 7'0" Dx28'0"-T
- FD-601 FILTRO DE A REACTADOR
- GA-601/R BOMBA DE RECIRCULACION DE DEA CPM-1110 2P-180 P3
- EA-601 A/B INTERCAMBIADOR DE DEA RICA/DEA POBRE 34.6 MMSTU/HR
- EA-602 A/B ENFRIADOR DE DEA POBRE 28.7 MMSTU/HR
- DA-603 TORRE REACTADORA DE DEA 9'0"X86'8"-T
- DA-601 ABSORBEDOR DE GAS ACIDO 6'6" Dx84'8"-T





### 3.3 ANÁLISIS DE RIESGOS.<sup>(3)</sup>

Mediante el “análisis de riesgos” podemos estimar la magnitud de un riesgo, el cual nos permite tomar la decisión de que si un riesgo es o no aceptable.

**Riesgo.** Significa la posibilidad de sufrir pérdidas o bien se puede considerar como una medida de pérdida económica o daño a las personas, expresada en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias.

**Pérdida.** Significa un derroche innecesario de recursos.

La palabra **Peligro** se define como cualquier condición física o química capaz de causar daños a las personas, al medio ambiente o a la propiedad.

El analizar riesgos significa desarrollar una estimación cuantitativa del nivel de peligro potencial que representa una actividad, tanto para personas como para bienes materiales, en términos de la magnitud del daño y de la probabilidad de que tenga lugar.

**Análisis de Riesgos.** Es una disciplina que combina la evaluación ingenieril del proceso con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias o consecuencias de accidentes.

**Análisis de Riesgos de Procesos.** Es un esfuerzo organizado para identificar, por medio de una serie de técnicas sistemáticas, las debilidades asociadas con el diseño u operación del proceso que podrían conducir a consecuencias indeseables (perjuicios personales o daños a equipos catastróficos) y determinar las medidas para controlar estos riesgos y eliminar o por lo menos mitigar sus consecuencias.

Los propósitos para el análisis de riesgos son básicamente dos:

1. Con base a la sección o unidad de proceso, la cual ha sido seleccionada para llevar a cabo el análisis de riesgos, deben de tomarse en consideración los siguientes puntos:
  - Identificar los riesgos.
  - Determinar el nivel de los riesgos identificados.
  - Establecer medidas necesarias para poder controlar y reducir aquellos riesgos que no son aceptados, con el objeto de mejorar la operabilidad de la sección o unidad de proceso.



2. Que las personas involucradas directamente en la operación de la sección o unidad de proceso, participen en las sesiones “HazOp” para que puedan tener una mejor conciencia sobre los riesgos que implica la operación.

### **3.3.1 TÉCNICAS APLICADAS.**

La aplicación de las siguientes tres técnicas nos permite hacer un análisis de riesgos más completo.

- ◆ Análisis de Riesgos y Operabilidad “HazOp”.
- ◆ Análisis de Árbol de Fallas y
- ◆ Análisis de Consecuencias.

La técnica “HazOp” identifica riesgos de operabilidad, la técnica Árbol de Fallas los cuantifica (determina la probabilidad o frecuencia con la que ocurre el evento culminante o potencial, el cual se identifica con la técnica HazOp) y permite tomar decisiones y el Análisis de Consecuencias determina los efectos de un riesgo potencial identificado, proporcionando la información requerida para llevar a cabo acciones específicas de mitigación de efectos o daños.

### **3.3.2 ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD “HazOp”.**

Esta técnica se desarrolló para poder identificar los riesgos y poder mejorar la operabilidad de una unidad de proceso o una planta, dicha técnica puede utilizarse durante el diseño, modificación, u operación de una instalación, a base de palabras guía que en combinación con los parámetros de procesos producen la desviación de la intención del proceso, diseño u operación, que puede ocurrir en un nodo de estudio.

“HazOp”. Es una herramienta sistemática usada por un equipo multidisciplinario para poder llevar a cabo un estudio de riesgos y operabilidad, la cual utiliza una serie de palabras guía aplicadas a cada parámetro del proceso antes seleccionado, para identificar, mediante la discusión propositiva y la generación de ideas. Desviaciones de la intención de diseño de un sistema y sus procedimientos, las causas y consecuencias que las provocan y los sistemas de protección ó mitigación de dichas causas y consecuencias; y que además, semicuantifica los riesgos, mediante la combinación de las frecuencias y / o probabilidades y la gravedad, hace recomendaciones, las cuales clasifica y jerarquiza de



acuerdo al nivel de riesgo encontrado, así mismo, establece y jerarquiza las acciones para implementar las medidas correctivas determinadas por el equipo multidisciplinario.

Esta técnica se basa fundamentalmente en dos características:

- 1) *Carácter sistemático del análisis.* El estudio se basa en la aplicación de las palabras guía, las cuales facilitan la identificación de desviaciones mediante un razonamiento ordenado. Una vez que han sido identificadas éstas desviaciones, se analizan sus causas, consecuencias, salvaguardas y posibles acciones correctivas.
- 2) *Carácter multidisciplinario.* Para la aplicación del análisis “Hazop” se requiere de un grupo de personas de distinta experiencia y formación, dichas personas exponen las desviaciones, causas, consecuencias y plantean soluciones.

La técnica “HazOp” como se mencionó anteriormente, se desarrolló para poder identificar los problemas de seguridad en una planta, obteniéndose así una mejor operabilidad de la misma.

#### INFORMACION REQUERIDA PARA EL ANÁLISIS DE RIESGOS.

Para poder llevar a cabo una correcta aplicación del análisis “HazOp” es necesario contar previamente con la siguiente información:

- ◆ Diagramas de tubería e instrumentación (DTI's).
- ◆ Diagramas de flujo de proceso(DFP's).
- ◆ Planos del sistema contra incendio y sistemas de conexión a tierra.
- ◆ Procedimientos de operación, de mantenimiento y de emergencia.
- ◆ Balance de materia y energía.
- ◆ Condiciones de operación y de proceso.
- ◆ Capacidades de diseño, materiales de construcción y especificaciones.
- ◆ Estrategias de control, sistemas de alarma y detección.



## TERMINOLOGÍA “HAZOP”.

Como el análisis “HazOp” es sistemático y altamente estructurado, es necesario que quienes participan en él utilicen ciertas palabras y expresiones de una manera precisa y disciplinada. Los términos más importantes son:

**Nodo:** es una subdivisión de un sistema de proceso, que tiene origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado, y un destino, en donde nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea manejable y suficientemente grande para que sea significativo.

**Causa:** es lo que hace que un incidente o accidente ocurra.

**Consecuencia:** es el daño leve o grave, producto de un accidente o incidente, que se ocasiona a las personas dentro y fuera de la planta de proceso, al medio ambiente y a las instalaciones.

**Índice de riesgo:** es la combinación matemática entre la frecuencia y la gravedad.

$$\text{Índice de riesgo (pérdida / año)} = \text{Índice de frecuencia (accidente / año)} \times \text{Índice de gravedad (pérdida / accidente)}.$$

**Parámetro:** es una manifestación física o química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, composición, etc.

**Probabilidad:** es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La absoluta imposibilidad es cero y la absoluta certeza es 1.

**Desviación:** son las palabras guía que indican una modificación cualitativa o cuantitativa de los parámetros a analizar.

**Palabra guía:** es aquella que indica la desviación parcial o total de la intención.

**Frecuencia:** es el número de fallas de un componente o equipo, o el número de errores humanos por año, día, hora o demanda.

**Medida correctiva:** es la que reduce la probabilidad de riesgo identificado o mitiga sus efectos cuando dicho riesgo se transforma en accidente.

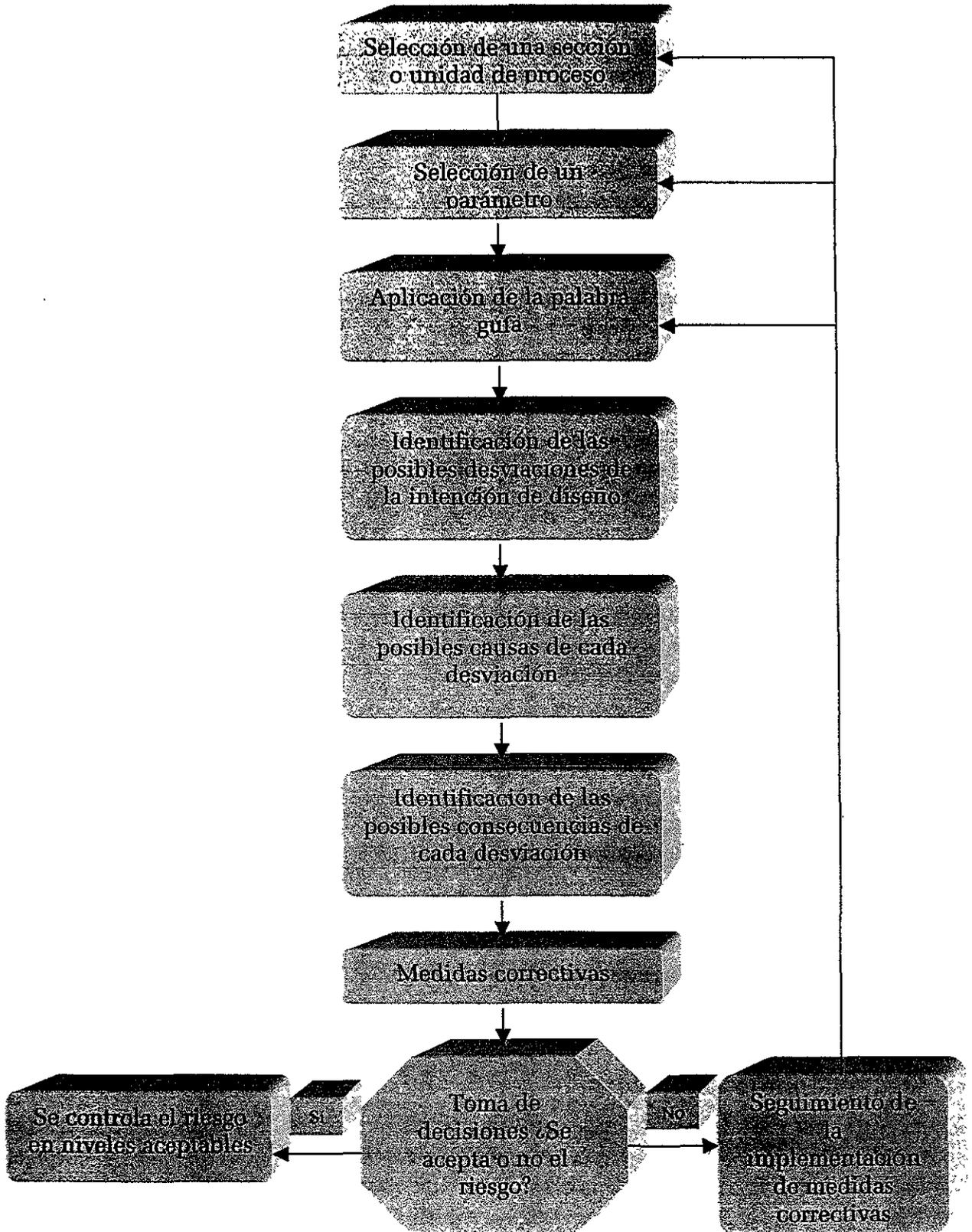
**Escenario potencial:** es el riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.

**Salvaguarda o protección:** es todo lo bueno que tiene un sistema de proceso (tubería, reactor, recipiente, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente o mitigar sus efectos.



### 3.3.2.1 METODOLOGÍA.

Diagrama 3.5 Diagrama de Flujo del Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".





## PLAN DE TRABAJO PARA EL ESTUDIO DE LOS RIESGOS DE PROCESO.

1. Tener pleno conocimiento del proceso (tanto físico como químico).
2. Revisar los registros históricos de incidentes o accidentes, así también como los registros de calibración y pruebas de líneas y válvulas de relevo (PSV's).
3. Seleccionar los nodos (en orden jerárquico) en los que se aplicará la técnica "HazOp".
4. Conocer y tener a la mano los procedimientos normativos internos, la normatividad nacional y local, y estándares internacionales.
5. Revisar los manuales de operación y mantenimiento, la información del control automático existente, los programas de capacitación y adiestramiento y los planes de emergencia. Toda esa información deberá estudiarse y revisarse de acuerdo a las normas y estándares que apliquen.
6. Revisar y actualizar los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) y los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's) para cada nodo seleccionado, así como también, revisar las hojas de datos de equipos y líneas. Realizar un recorrido en el área con el fin de observar las condiciones de seguridad en el nodo a analizar.
7. Establecer las reglas del juego: puntualidad, participación activa y positiva y concentración en el estudio para la generación de ideas.
8. Aplicar la técnica "HazOp" en cada nodo seleccionado para determinar las desviaciones, causas, consecuencias, salvaguardas, recomendaciones, etc.
9. Identificar escenarios potenciales de accidentes durante la aplicación de la técnica "HazOP".
10. Aplicación de la técnica de árbol de fallas y análisis de consecuencias para cada escenario potencial identificado.
11. Reporte de análisis de riesgos de procesos.



El procedimiento que se tiene que seguir para poder llevar a cabo un buen análisis de riesgos y operabilidad “HazOp”, son los siguientes:<sup>(3)</sup>

1. Delimitar un nodo dentro del circuito que se ha seleccionado para el análisis “HazOp”.
2. Explicar las intenciones de diseño con el equipo “HazOp”.
3. Seleccionar los parámetros importantes del proceso y encontrar posibles desviaciones con la ayuda de las palabras guía.
4. Listar las causas (estas pueden ser internas ó externas que puedan afectar la intención de diseño).
5. Completar las consecuencias sin protección.
6. Listar todas las protecciones existentes, tanto para la causa como para la consecuencia.
7. Determinar el índice de riesgo sin protecciones y con protecciones.
8. Elaborar una lista con todas las recomendaciones para reducir la probabilidad de las causas ó la severidad de las consecuencias.
9. Elaborar un plan de trabajo basándose en las listas de recomendaciones.

Tabla 3.1 Palabras Guía utilizadas en el Análisis de Riesgos.<sup>(5, 6)</sup>

PALABRAS GUÍA	SIGNIFICADO
NO	La completa negación de las finalidades, ejemplo: no hay flujo en la línea, el paso en el procedimiento no se lleva a cabo.
MÁS / MENOS	Aumentos ó disminuciones cuantitativos sobre la intención de diseño, ejemplo: más temperatura, mayor viscosidad, etc.
ADEMÁS DE / TAMBIÉN COMO	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño ocurre algo más, ejemplo: el vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos, etc.
PARTE DE	Disminución cualitativa. Sólo parte de la intención se logra, ejemplo: la composición del sistema es diferente de la prevista, etc.



PALABRAS GUÍA	SIGNIFICADO
EN VEZ DE / OTRO QUE	No se obtiene el efecto deseado, en su lugar ocurre algo completamente distinto, ejemplo: cambio de catalizador, falla en el modo de operación de una unidad, etc.
INVERSO	Se obtiene el efecto contrario al deseado, ejemplo. El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, etc.

### MATRIZ DE RIESGOS Y CLASIFICACIÓN DE RECOMENDACIONES.

**Matriz de riesgos.** El índice ó número de riesgos nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad o no del riesgo, o bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer las prioridades de las recomendaciones implementadas deberá usar una matriz de índice de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de sus consecuencias. En la literatura se encuentran diversas Matrices de Riesgos, pero cada compañía que hace estos estudios aplica su propia Matriz de Riesgos. Para nuestro análisis la Matriz que aplica es la siguiente:

Tabla 3.2 Matriz de Riesgos utilizada en el análisis "HazOp".<sup>(6)</sup>

FRECUENCIA / PROBABILIDAD	GRAVEDAD / CONSECUENCIA
1. No más de una vez en la vida de la planta.	1. No tiene impacto en la planta personal o equipo.
2. Hasta una vez en diez años.	2. Daños sólo al equipo o fugas menores.
3. Hasta una vez en cinco años.	3. Lesiones al personal de la unidad, todas las consecuencias se contienen en la instalación.
4. Hasta una vez en un año.	4. Daños / destrucción mayores a la instalación, consecuencias limitadas fuera de la instalación.
5. Más de una vez al año.	5. Daños / destrucción mayores a la instalación y/o consecuencias extensivas fuera de la instalación.



Frecuencia	1	2	3	4	5
1	1	2	3	4	5
2	2	4	6	7	8
3	3	6	7	8	9
4	4	7	8	9	10
5	5	8	9	9	10

### Gravedad

La Matriz de Riesgo anterior muestra una aceptabilidad de riesgo de 3, mientras que los valores de 4 a 10 significan mayor prioridad de riesgo.

**CLASIFICACIÓN DE RECOMENDACIONES.** Las recomendaciones se clasifican de acuerdo al nivel de riesgo encontrado y se obtienen directamente de la matriz de riesgos, por lo que se clasifican de la siguiente manera:

**CLASE A.** Las recomendaciones de la clase A son las que tienen la más alta prioridad.

Esto significa que es necesaria una acción inmediata para reducir la probabilidad de ocurrencia del accidente, mediante técnicas de reducción de riesgos, o para mitigar sus consecuencias ó efectos. Estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 8 a 10.

**CLASE B.** Las recomendaciones de la clase B son las que tienen prioridad media. Esto quiere decir que la administración debe evaluarlas mediante un análisis de costo beneficio y mediante el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo o mitigar sus consecuencias, para que basado en esto se tome la decisión de "aceptar o no el riesgo". Estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 4 a 7.



**CLASE C.** Las recomendaciones de la clase C son las de más baja prioridad. Esto significa que la acción correctiva que se tome mejorará aún más la seguridad (el riesgo puede ser reducido) pero el proceso puede seguir operando con seguridad aunque la recomendación no se implemente (los riesgos deben controlarse dentro de los niveles aceptables). Estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 1 a 3.

Las fases de un proyecto, construcción y puesta en servicio de una nueva tecnología deberían estar acompañadas de un análisis detallado de los principales componentes, equipos y diagramas de tuberías e instrumentos de la planta; para ello se utilizan métodos apropiados, como el análisis de riesgos y operabilidad, análisis de árbol de fallas o un análisis detallado de los posibles tipos de defectos y sus consecuencias.

### **3.3.2.2 RESULTADOS.**

Los resultados obtenidos mediante el análisis de riesgos pueden ser utilizados para la toma de decisiones (gerencia o administración de riesgos), ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgo fijados como objetivo en una determinada actividad.

Los resultados que se obtuvieron en la aplicación del Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" con respecto al circuito de tratamiento con DEA se muestran en la siguientes tablas:

**TABLA 3.1. MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CIRCUITO: SECCIÓN DE TRATAMIENTO CON DEA.**

	<b>COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO</b>				<b>ÁREA/PROCESO: HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 1 (UNIDAD-600)</b>		
<b>CIRCUITO: SECCIÓN DE TRATAMIENTO CON DEA</b>							
<b>PRODUCTO: DEA, GAS AMARGO Y GAS DULCE</b>					<b>FECHA: 6 DE SEPTIEMBRE DEL 2000</b>		
<b>MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CIRCUITO: SECCIÓN DE TRATAMIENTO CON DEA.</b>							
<b>DESVIACIÓN</b> <b>PARÁMETRO</b>	<b>NO</b>	<b>INVERSO</b>	<b>PARTE DE</b>	<b>MENOS</b>	<b>MÁS</b>	<b>TAMBIÉN COMO (ÁDEMAS DE)</b>	<b>OTRO QUE (EN VEZ DE)</b>
<b>PRESIÓN</b>				<b>MENOS PRESIÓN</b>	<b>MÁS PRESIÓN</b>		
<b>TEMPERATURA</b>					<b>MÁS TEMPERATURA</b>		
<b>NIVEL</b>				<b>MENOS NIVEL</b>	<b>MÁS NIVEL</b>		



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Sección Tratamiento con DEA      **Fecha:** 6 de septiembre del 2000  
**Nodo:** DA-601  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** DEA, gas amargo y gas dulce  
**Desviación:** Baja Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Que se quede abierta la PSV-601 después de un relevo.	1. No hay gases en la torre. 2. El gas se va al sistema de desfogue.	2 (1)	1 (1)	2 (1)	1. Programa de calibración de válvulas de relevo durante los paros institucionales.	1. Cumplir con los programas de calibración de válvulas de relevo.	C
2. Baja presión en el FA-601.	1. Flujo inverso a partir de la línea de salida de gas combustible.	2 (2)	1 (1)	2 (2)	1. Programa de paro, manual de operación	1. Continuar dando mantenimiento a las plantas.	C



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Sección Tratamiento con DEA      **Fecha:** 6 de septiembre del 2000  
**Nodo:** DA-601  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** DEA, gas amargo y gas dulce  
**Desviación:** Alta presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alta presión en el FA-601. La cual es ocasionada por alto contenido de compuestos de azufre en las U-700 y/o U-800, alto PVR en la U-400.	1. Descontrol en la operación del FA-601. 2. Fugas de gas por conexiones. 3. Ruptura en la DA-601 con incendio. 4. Se requiere abrir la válvula del directo en la PV-601.	3 (3)	3 (2)	7 (6)	1. Se tienen válvulas de relevo PSV-601, PSV-602 (relevo a 100 Psig). 2. Desfogue de gas hacia los quemadores por el directo, en forma manual. 3. Se tiene un SCD que avisa para tomar acciones, al ir subiendo la presión en el FA-601.	1. Seguir cumpliendo con los programas de calibración de válvulas de relevo. 2. Poner una segunda válvula de relevo, junto a la válvula de relevo PSV-601.	B
2. Descontrol en las válvulas controladoras de presión PV-408, PV-708 y PV-808.	1. Idem a la causa 1.	4 (3)	3 (1)	8 (3)	1. Idem a la causa 1. 2. Mantenimiento preventivo a las válvulas de control.	1. Idem a la causa 1.	C
3. Manejo de una mayor cantidad de gases ligeros que la que puede desplazar la válvula PV-601.	1. Idem a la causa 1.	5 (5)	3 (1)	9 (5)	1. Idem a la causa 1. 2. Existencia de un directo para ayudar a controlar la presión.	1. Realizar el estudio pertinente para instalar otra válvula automática PV-601 con mayor capacidad de flujo.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Sección Tratamiento con DEA      **Fecha:** 6 de septiembre del 2000  
**Nodo:** DA-601  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** DEA, gas amargo y gas dulce  
**Desviación:** Alta presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Falla en posición de cerrado de la válvula PV-601.	1. Idem a la causa 1.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Programas de mantenimiento preventivo. 2. Se tiene el directo. 3. Idem a la causa 1.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo. 2. Asegurar el refaccionamiento adecuado para dar un mantenimiento preventivo integral.	B
5. Que cualquiera de las válvulas de bloqueo de la línea de gas dulce, esté cerrada.	1. Idem a la causa 1.	4 (1)	2 (2)	7 (2)	1. Procedimientos de operación.	1. Cumplir con los programas de calibración de las válvulas de relevo .	C



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Sección Tratamiento con DEA      **Fecha:** 6 de septiembre del 2000  
**Nodo:** DA-601  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** DEA, gas amargo y gas dulce  
**Desviación:** Más temperatura

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Ensuciamiento de las paredes de los cambiadores de calor.	1. Baja eficiencia en la extracción de ácido sulfhídrico. 2. Formación de espuma y pérdida de amina.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Se tiene alarmas por alta temperatura a la salida de los intercambiadores.	1. Continuar, cumpliendo con el mantenimiento a los intercambiadores.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Sección Tratamiento con DEA      **Fecha:** 6 de septiembre del 2000  
**Nodo:** DA-601  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** DEA, gas amargo y gas dulce  
**Desviación:** Más nivel

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Descontrol en el LIC-601.	1. Inundación de la torre DA-601. 2. Baja eficiencia de endulzamiento de gas. 3. Pérdida de nivel en los tanques del circuito de DEA.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Se tiene un indicador local de nivel. 2. Indicadores y protecciones en los equipos en los que empezará a bajar el nivel. 3. Procedimiento operacional.	1. Continuar dando mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Asegurar el refaccionamiento completo y adecuado.	B
2. Falla la válvula LV-601 en posición de cerrado.	1. Idem a l a causa 1.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Idem a l a causa 1.	1. Idem a l a causa 1.	B
3. Alguna de las válvulas manuales está cerrada.	1. Idem a l a causa 1.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Idem a l a causa 1.	1. Idem a l a causa 1.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Sección Tratamiento con DEA      **Fecha:** 6 de septiembre del 2000  
**Nodo:** DA-601  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** DEA, gas amargo y gas dulce  
**Desviación:** Menos nivel

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falsa señal en el LIC-601.	1. Baja eficiencia en el proceso de endulzamiento del gas. 2. Incremento de la presión en el tanque de balance FA-603.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Se tiene un indicador LG-602. 2. Alarma por alta presión en el FA-603.	1. Continuar dando mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Asegurar el refaccionamiento completo y adecuado.	B
2. Falla la válvula LV-601 en posición de abierto.	1. Idem a l a causa 1.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Idem a l a causa 1.	1. Idem a l a causa 1.	C
3. Filtro FD-605 obstruido.	1. Idem a l a causa 1.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Indicadores de presión a la entrada y a la salida del filtro FD-605. 2. Se tiene el directo. 3. Programa de mantenimiento al FD-605. 4. FRC-601 con alarma por bajo flujo.	1. Continuar dando el mantenimiento de limpieza de los elementos filtrantes.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Sección Tratamiento con DEA      **Fecha:** 6 de septiembre del 2000  
**Nodo:** DA-601  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** DEA, gas amargo y gas dulce  
**Desviación:** Menos nivel

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Falla la bomba GA-601.	1. Idem a la causa 1.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Bomba de relevo GA-601/R. 2. FRC-601 con alarma por bajo flujo. 3. LIC-601.	1. Continuar, cumpliendo con el mantenimiento a las plantas.	B
5. Falla la válvula FV-601 en posición de cerrado.	1. Producto fuera de especificación, gas combustible no endulzado. 2. Arrastre de amina hacia el circuito de gas combustible. 3. Represionamiento y/o disparo de la bomba GA-601. 4. Fugas de DEA pobre en el sello de la bomba GA-601.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento a instrumentos. 2. Se tiene el directo. 3. Indicador de flujo FRC-601	1. Continuar, cumpliendo con el mantenimiento a las válvulas.	B



**3.3.3 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS (AAF)**, ésta técnica es sólo una representación lógica de las secuencias de los acontecimientos que pueden conducir a un accidente o suceso culminante. El árbol de fallas calcula la frecuencia o probabilidad de un suceso culminante.<sup>(3)</sup>

**Propósito:** Calcula la frecuencia y/o probabilidad de ocurrencia de un suceso culminante, **EV**, mediante la identificación de las posibles fallas mecánicas o bien por errores humanos, que podrían conducir a este suceso.

El análisis de árbol de fallas tiene una infinidad de aplicaciones en la industria química, ya que nos permite evaluar la probabilidad de pérdida / accidente (evento culminante). Una de las aplicaciones de esta técnica es en el área de seguridad, especialmente para el análisis en una subestación eléctrica, en una planta de oxidación de cumeno, en una línea de propano, etc. Todo este tipo de aplicaciones pueden ser utilizadas durante el diseño, modificación u operación de la instalación.

Un “*evento culminante*” es una pérdida o accidente el cual siempre va a tener una o más causas, a las que llamaremos eventos o condiciones suficientes para causarlos, por lo tanto, la probabilidad de este evento culminante deberá ser igual a la probabilidad de que ocurra éste evento o condición.

Si se requieren dos o más eventos y estos son independientes entre sí, entonces la probabilidad del “evento culminante” será igual al producto de las probabilidades del evento.

La *probabilidad* es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La absoluta imposibilidad es cero y la absoluta certeza es 1.

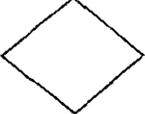
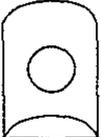
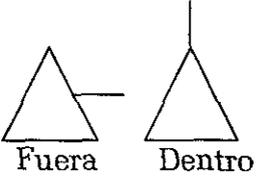
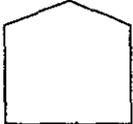
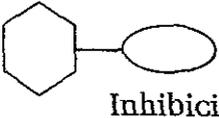
Información requerida para llevar a cabo un análisis de árbol de fallas es la siguiente:

- ◆ Diagramas de flujo (DFP).
- ◆ Diagramas de tubería e instrumentación (DTI).
- ◆ Propiedades de los materiales peligrosos.
- ◆ Especificaciones de equipo, procedimientos de operación.
- ◆ Mantenimiento, emergencia, paro y arranque.



- ◆ Factores humanos y ambientales.
- ◆ Datos de frecuencias de fallos (estos se obtienen mediante los registros históricos de accidentes de la base de datos disponible).

Tabla 3.3 Simbología utilizada en la aplicación del árbol de fallas.<sup>(3)</sup>

	<p>Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otros sucesos, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.</p>
	<p>Sucesos no desarrollados: No son sucesos básicos y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.</p>
	<p>Puerta Y: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los sucesos de entrada para producir el proceso de salida.</p>
	<p>Puerta O: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más de los sucesos de entrada para producir el proceso de salida.</p>
	<p>Transferencias: Se utilizan para continuar el desarrollo del árbol en otra parte (por ejemplo: en otra página, por falta de espacio).</p>
	<p>Condición externa: Se utiliza para indicar una condición o un suceso que existe como parte del escenario en que se desarrolla el árbol de fallas.</p>
	<p>Puertas inhibición: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia del suceso de entrada y la satisfacción de una condición de inhibición.</p>



Las fases de un proyecto, construcción y puesta en servicio de una nueva tecnología deberían estar acompañadas de un análisis detallado de los riesgos potenciales que entrañan los principales componentes, equipos y diagrama de conductos e instrumentos de la planta; para ello se utilizan métodos apropiados, como el análisis de árbol de fallas o un análisis detallado de los posibles tipos de defectos y sus consecuencias.

**Resultados:** El resultado primario de una evaluación cualitativa es la estructura global de los mecanismos de fallas y una lista de conjuntos mínimos. En el análisis de árbol de fallas se obtiene un diagrama lógico que ilustra las combinaciones de frecuencias o probabilidades de fallas y/o errores a través de puertas de entrada “Y” (producto de frecuencias o probabilidades) y puertas de entrada “O” (suma de frecuencias o probabilidades) que conducen a la cuantificación (probabilidad o frecuencia) de un evento culminante no deseado (EV).

### 3.3.3.1 METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.<sup>(3)</sup>

Descripción del sistema:

1. Identificar el fallo del sistema “evento culminante (EV)” que va a ser analizado ubicarlo en la parte alta del árbol.
2. Proceder al máximo nivel del sistema que llamaremos subsistema e identificar las fallas del subsistema que podrían conducir al fallo del sistema (EV).
3. Determinar la relación lógica entre las fallas del subsistema que son requeridas para producir el fallo del sistema (EV). Puede ser el resultado de la combinación de fallas o la ocurrencia de cualquiera de las fallas identificadas.
4. Usar la estructura lógica de puertas “Y” y “O” para mostrar la relación de fallos del subsistema que producen el fallo del sistema (EV).
5. Proceder al próximo nivel más bajo del sistema y repetir los pasos del 2 al 4 hasta que se hayan identificado todas las fallas del nivel de componentes.
6. Iniciar con datos de frecuencia o probabilidad de fallas en el nivel de componentes, computar la frecuencia o probabilidad de las fallas descritas en el



nivel ubicado arriba del nivel de componentes usando las puertas "Y" u "O". Continuar la estructura lógica indicada por la puertas "Y" y "O" en el árbol de fallas hasta que la probabilidad de falla del sistema o evento culminante ha sido calculado.

Para el desarrollo del Árbol de Fallas se eligió como evento culminante no deseado el siguiente escenario:

"Fuga en el tanque Acumulador de Reflujo FA-604", debido a que es ahí donde se tiene gran cantidad de ácido sulfhídrico y el cual es mandado a su posterior tratamiento a la Planta de Azufre.

Teniendo como eventos o condiciones para causarlo:

- ◆ Ruptura del FA-604.
- ◆ Fallas operacionales.
- ◆ Sobrepresión en el tanque.

Y teniendo como consecuencias:

- ◆ Fuga del gas ácido.
- ◆ Contaminación al medio ambiente.

Asignando valores a la probabilidad de que ocurran los eventos o condiciones suficientes para causar el evento culminante no deseado (ver anexo I) y desarrollando el diagrama lógico se obtiene la cuantificación de la probabilidad de que ocurra el evento culminante no deseado "Fuga en FA-604" igual a  $1.1 \times 10^{-1}$  (Diagrama 3.6 Árbol de Fallas con todas las posibles causas).

La probabilidad del escenario de accidente (evento culminante) obtenida se comparó con un potencial de pérdida correspondiente a la pérdida probable total (en dólares) que se produciría si el accidente ocurre. La pérdida probable total hace referencia sólo a los bienes materiales, los cuales son cuantificables, es decir que tienen un valor económico, mientras que las pérdidas humanas son invaluable; la vida de un ser humano no tiene precio. Para nuestro caso el valor de la pérdida probable total fluctúa entre los 10,000 y 100,000dls por lo que el factor de pérdida que le corresponde es de  $10^3$ . Los valores del potencial de pérdida y de la pérdida probable total fueron tomados de la literatura y sólo es un ejemplo de cómo establecer una relación similar para la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas I. Si la probabilidad del evento culminante



es mayor que el potencial de pérdida, el riesgo no se acepta y es necesario reducir su probabilidad mediante las técnicas de reducción de riesgos. Si la probabilidad del evento culminante es menor al potencial de pérdida, el riesgo puede aceptarse y es necesario controlarlo en su nivel actual.

### 3.3.3.2 RESULTADOS.

Tabla 3.4 Resultados para el Árbol de Fallas con todas las posibles causas.

Escenario	$P_1$	$P^0$	$P^1 > P^0$
Fuga en FA-604	$1.1 \times 10^{-1}$	$1.0 \times 10^{-3}$	No se acepta el riesgo

Donde:

$P_1$  es la probabilidad calculada

$P^0$  es el potencial de pérdida

Para disminuir el valor de la probabilidad de que ocurra el evento culminante no deseado, es necesario implantar una serie de recomendaciones, las cuales son las siguientes:

- ◆ Involucrar al personal de operación en la entrega y recibo de equipo crítico.
- ◆ Verificar el cumplimiento del programa de mantenimiento a todos los equipos y accesorios del proceso.

Implementando estas recomendaciones la probabilidad de que ocurra el evento no deseado "Fuga en FA-604" es igual a  $1.05 \times 10^{-5}$  ( Diagrama 3.7 Diagrama de Árbol de Fallas con recomendaciones)

Tabla 3.5 Resultados para el Árbol de Fallas con recomendaciones.

Escenario	$P_1$	$P^0$	$P^1 < P^0$
Fuga en FA-604	$1.05 \times 10^{-5}$	$1.0 \times 10^{-3}$	Se acepta el riesgo

Fuga en FA-604

$1.11 \times 10^{-1}$

Ruptura del FA-604

$1.1 \times 10^{-3}$

Falla operacional

$1.0 \times 10^{-3}$

Sobrepresión del FA-604

$1.02 \times 10^{-3}$

Falla secundaria debido a efectos ajenos al sistema

Falla primaria debido a diseño inadecuado o deterioro durante su servicio

Sobrepresión del FA-604

Válvula abierta

Falla dispositivo de detección

Falla supervisión (error humano)

Falla alarma por alta presión

Falla operacional (error humano)

Sobrellenado

Falla soldadura

Disminución de espesor por corrosión

Calentamiento excesivo (interno/externo)

Falla alarma por alta presión

Falla PSV

Error humano no se actúa

Mecánicamente defectuosa

Mal calibrada

Falla alarma por alto nivel

Falla operacional

Falla inspección (error humano)

Falla al tomar la acción correcta al observar

Falla mantenimiento preventivo y predictivo

Falla control de calidad (al tomar la acción debida)

Falla calibración del FA-604

Fuego directo (cerca del FA-604)

Alta temperatura en el rebieler

Mecánicamente defectuosa

Mal calibrada

Mecánicamente defectuosa

Mal calibrada

Mecánicamente defectuosa

Mal calibrada

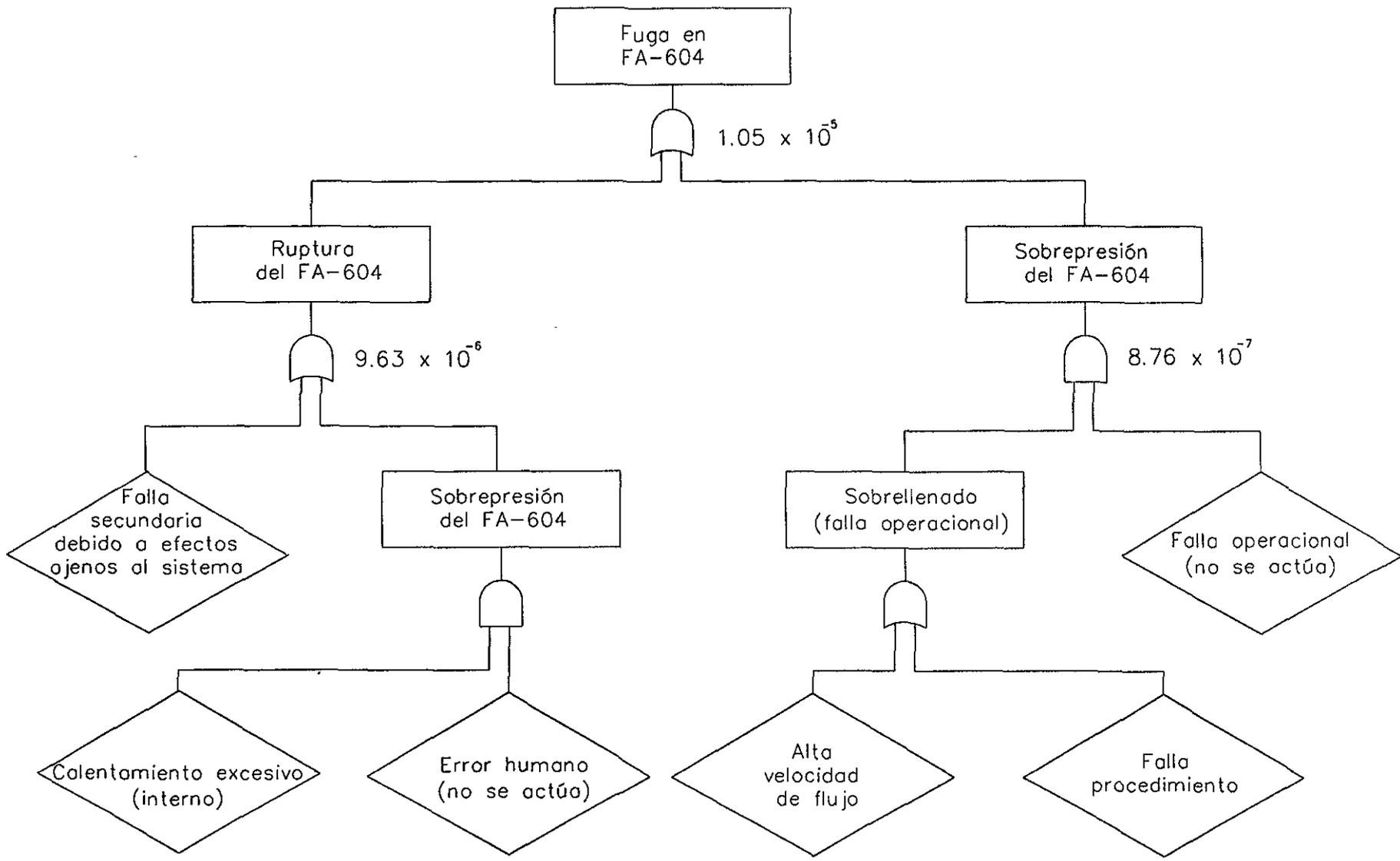
Mecánicamente defectuosa

Alta velocidad de flujo al FA-604

Falla procedimiento

Válvula abierta arriba de lo normal

Válvula cerrada





### 3.3.4 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

Los accidentes más frecuentes en la industria química son tanto las explosiones como los incendios, seguidos por las emisiones de sustancias tóxicas. Desde el punto de vista del análisis de riesgos, la evaluación de consecuencias de incendios y explosiones, requiere del conocimiento de datos que definan el escenario en el cual ocurre el incendio o la explosión.

Se necesita saber, cuánto material dentro de los límites de inflamabilidad existe en una nube en el momento de la explosión o cuánto líquido inflamable hay en el derrame que se ha incendiado.

Un ingeniero químico o cualquier técnico de la industria química debe tener una formación que le permita:

- ◆ Conocer las características de los distintos materiales en cuanto a incendios o explosiones.
- ◆ Estimar las consecuencias de un incendio o de una explosión en un escenario determinado.
- ◆ Proponer procedimientos para reducir el riesgo de incendio y explosión o en su caso, mitigar sus efectos.

Una planta que tiene como producto ácido sulfhídrico es la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas I, por lo que se cuenta con un tanque Acumulador de Reflujo siendo este el FA-604, para su posterior tratamiento. Ésta área presenta la mayor concentración de  $H_2S$  y puede convertirse en un riesgo para la salud de las personas que están dentro y fuera del área.

Por tal motivo y considerando la toxicidad del ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), se eligió el siguiente escenario para llevar a cabo el Análisis de Consecuencias:

**“Nube Tóxica de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) debido a una ruptura del tanque Acumulador de reflujo FA-604”.**

#### 3.3.4.1 METODOLOGÍA.

El modelo que se utilizó para éste análisis es el Modelo de Riesgos de Dispersión de Vapores Tóxicos, éste modelo matemático se realizó con ayuda del software ARCHIE.



El modelo está desarrollado con base en las ecuaciones de dispersión gaussiana de una nube tridimensional; formada por la masa de un sustancia gaseosa que es liberada a la atmósfera en unos cuantos segundos, tal como sería la liberación de una nube de gas tóxico provocada por una ruptura de un almacenamiento.

Una característica básica del modelo es que se asume que la dispersión de la nube a lo largo de la dirección del viento (x), es igual a la dispersión en la dirección lateral (y).

Por lo tanto, se considera que el viento interviene únicamente como un vector de movimiento de la nube, condicionando su posición viento abajo del punto de emisión, no existiendo dilución debida al viento. Asimismo, el modelo involucra solamente concentraciones a nivel del piso, i.e:  $z=0$

La ecuación de la dispersión gaussiana tridimensional que constituye al modelo es:

(9, 12, 13, 14)

$$C(x, y, 0; He) = \frac{2Q}{(2\pi)^{3/2} Sp^2 Sz} \exp \left[ -\frac{1}{2} \left( \frac{(x - Ut)^2}{Sp^2} + \frac{y^2}{Sp^2} + \frac{He^2}{Sz^2} \right) \right] \quad (1)$$

Donde:

$C(x, y, 0; He)$  = Concentración a nivel de piso en la posición (x, y) a partir del centro de la nube ( $g/m^3$ )

Q = Emisión total de gas (g)

He = Altura de emisión de la nube (m)

Sp = Sy = Sx = Coeficientes de dispersión de la nube en las direcciones x, y (m)

Sz = Coeficiente de dispersión de la nube en la dirección z (m)

$\pi = 3.1416$

t = tiempo de desplazamiento o recorrido de la nube (s)

U = Velocidad promedio del viento (m/s)

x = Distancia a partir del centro de la nube en la dirección del viento x (m)

Los coeficientes de dispersión Sx y Sz, los cuales definen el tamaño de la nube, son función de la distancia recorrida por el mismo (Ut) y de las condiciones de estabilidad atmosférica prevalecientes. En el modelo se asume que la estabilidad, así como el viento,



permanecen constantes durante todo el recorrido de la nube; los coeficientes  $S_y$  y  $S_z$  se determinan de acuerdo con el procedimiento de Pasquill<sup>(9)</sup>, descrito en el modelo puntual continuo y seleccionándolos de tal forma que la concentración estimada resultante sea representativa de la concentración que se tendría desde una fuente emisora puntual continua.<sup>(14)</sup>

El tamaño inicial de la nube se estima considerando una distancia ficticia  $x_f$  en la cual  $S_y = S_z = \text{Radio de recipiente}/2.15$  <sup>(9)</sup>

Los resultados suministrados por el modelo son la distancia recorrida por la nube, el tiempo transcurrido y la concentración en el centro de la misma a nivel de piso, así como una gráfica de concentración-distancia en el centro de la nube.

Igualmente se determinan las curvas de isoconcentración, correspondientes a la concentración de interés suministrada por el usuario, en varios puntos del recorrido de la nube, con ayuda de la ecuación:

$$y = (2 \ln \left[ C(0,0,0;He) / C(x, y, 0; He) \right] )^{1/2} S_y \quad (2)$$

donde:

$C(0,0,0;He)$  = Concentración del gas en el centro de la nube, a nivel piso y a una distancia  $U_t$  del punto de emisión ( $g/m^3$ )

$C(x, y, 0; He)$  =  $C_{mpe}$  = Concentración correspondiente a la curva de isoconcentración deseada ( $g/m^3$ )

Debido a las suposiciones efectuadas, en particular que:

$$S_x = S_y$$

Se tiene que las curvas de isoconcentración están representadas por un círculo. Cabe recalcar que en cualquier punto situado dentro del círculo se tendrá que la concentración en el punto es superior a la concentración máxima de exposición ( $C_{mpe}$ ) suministrada por el usuario.

Al igual que el modelo de fugas y derrames, es necesario mencionar que las características de la ecuación gaussiana empleada en el modelo de la nube, condicionan su aplicación considerando las suposiciones y restricciones señalados en el modelo puntual continuo, además de las siguientes:

- ◆ El gas es emitido masiva e instantáneamente.



- ♦ La dispersión horizontal es igual a la lateral ( $S_x = S_y$ ).
- ♦ El viento no provoca una dilución de la nube en la dirección x.

Para el cálculo de los coeficientes de dispersión  $S_x$  y  $S_z$  se requiere considerar el tipo de estabilidad atmosférica.

En el modelo se emplea la clasificación de estabilidad de Pasquill<sup>(9, 10)</sup>

CLASE	ESTABILIDAD
A	Muy inestable
B	Inestable
C	Ligeramente inestable
D	Neutra
E	Estable
F	Muy estable

La clase se determina a partir de la tabla siguiente, la cual considera varias combinaciones entre la velocidad del viento y la radiación solar durante el día, y la nubosidad durante la noche.

Velocidad del viento (m) / m/s	Día			Noche	
	Radiación solar incidente			Nubosidad (00% - 100%)	Nubosidad (Menor a 60%)
	Fuerte	Modorada	Ligera		
Menor a 2	A	A-B	B	F	F
2 - 3	A-B	B	C	E	F
3 - 5	B	B-C	C	D	E
5 - 6	C	C-D	D	D	D
Mayor de 6	C	D	D	D	D

\* Nota: Radiación solar fuerte significa: mayor a los 600 W/ m<sup>2</sup>



Radiación moderada significa entre: 300 y 600 W/ m<sup>2</sup>

Radiación solar ligera significa: menor a los 300 W/ m<sup>2</sup>

Los valores de Sy o Sz se obtiene utilizando la ecuación:

$$S_y \text{ o } S_z = a \cdot x^b + c \quad (4)$$

Donde los coeficientes correspondientes, en función del tipo de estabilidad, son<sup>(4)</sup>

Clase		x menor a 1 Km			x mayor a 1 Km		
		a	b	c	a	b	c
A	Sy	.215	.858	0	.215	.858	0
	Sx	.467	1.89	0.1	.467	1.89	0.1
B	Sy	.155	.889	0	.155	.889	0
	Sx	.103	1.11	0	.103	1.11	0
C	Sy	.105	.903	0	.105	.903	0
	Sx	.103	.915	0	.103	.915	0
D	Sy	.068	.908	0	.068	.908	0
	Sx	.0315	.822	0	.0315	.822	0
E	Sy	.050	.914	0	.050	.914	0
	Sx	.0232	.745	0	.148	.150	-126
F	Sy	.034	.908	0	.034	.408	0
	Sx	.0144	.727	0	.0312	.306	-017

Los coeficientes de dispersión estimados con el procedimiento anterior se aplican para sitios planos sin obstáculos físicos importantes y probablemente subestiman el potencial de dispersión de la pluma de emisión a baja altura en áreas construidas.

Es también importante mencionar que los coeficientes calculados con la técnica de Pasquill son representativos para el monitoreo de cerca de 10 minutos. En realidad y debido a las variaciones del viento, las concentraciones medidas viento debajo de una emisión disminuyen a medida que se incrementa el tiempo de muestreo.

El modelo es aplicable en zonas con topografía plana sin obstáculos importantes.



### 3.3.4.2 RESULTADOS.

Con los datos siguientes se aplicó el Modelo antes mencionado:

Tanque Acumulador de Reflujo FA-604:

Altura = 19 ft

Diámetro = 6 ft

Temperatura de operación = 110 °F

Presión de operación = 10 Psig

LPE = Límite permisible de exposición (concentraciones máximas de exposición para jornadas laborales de 8 hrs) = 15 ppm

IPVS = Concentración inmediatamente peligrosa para la vida o la salud. Representa un nivel máximo del cual se puede escapar en 30 minutos sin sufrir síntomas o efectos a la salud irreversibles. = 450 ppm

Realizado el cálculo se obtienen los siguientes resultados:

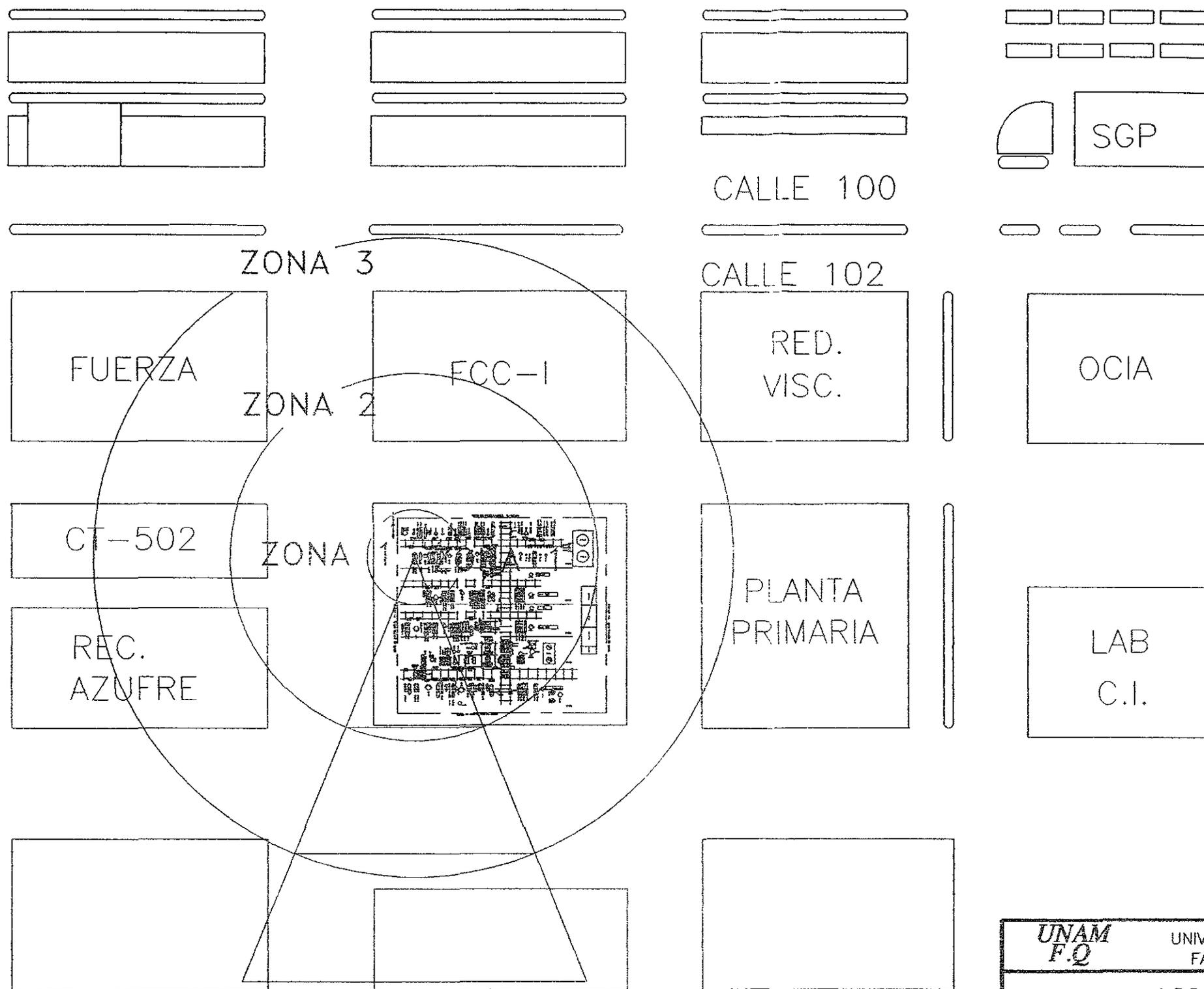
- 1.- Velocidad de la carga = 6167 lb / min.
- 2.- Duración de la descarga = 5 minutos.
- 3.- Cantidad descargada = 30835 libras

El modelo proporciona los datos de concentración por distancia y un área inicial de evacuación, así como el tiempo de llegada del contaminante y el tiempo de partida. Estos resultados están representados en la tabla 3.7

Con estos resultados se elaboró un diagrama el cual nos muestra el radio de afectación de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) para la Refinería de Tula.

Tabla 3.7 Efectos de la nube tóxica de Ácido Sulhídrico, H<sub>2</sub>S

DISTANCIA (m)	CONCENTRACION NIVEL PISO (ppm)	AMPLITUD DE LA ZONA DE EVACUACION INICIAL (m)
31	29702	107
440	3380	1524
849	1005	2941
1258	484	4359
1667	279	5776
2076	176	7193
2485	118	8610
2894	83	9958
3304	61	9437
3713	45	8806
4122	35	8044
4531	28	7111
4940	22	5129
5349	18	4262
5669	15	2969
DISTANCIA (m)	TIEMPO DE LLEGADA DEL CONTAMINANTE EN LA DIRECCION DEL VIENTO (MIN)	TIEMPO DE PARTIDA DEL CONTAMINANTE EN LA DIRECCION DEL VIENTO (MIN)
31	0.3	5.5
440	3.3	11.6
849	6.4	17.7
1258	9.4	23.8
1667	12.5	29.9
2076	15.5	36
2485	18.6	42.1



ZONA 1  
 Distancia 1= 31 metros  
 Concentración 1= 29702 PPM  
 Amplitud de la zona de  
 evacuacion inicial =107m

ZONA 2  
 Distancia 2= 440 metros  
 Concentración 2= 3380 PPM  
 Amplitud de la zona de  
 de evacuacion inicial =1524m

ZONA 3  
 Distancia 3= 1667 metros  
 Concentración 3= 279 PPM  
 Amplitud de la zona de  
 evacuacion inicial =5776m





**CAPITULO 4**

**CONCLUSIONES.**



#### **4.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD “HAZOP”.**

En el desarrollo del Análisis de Riesgos y Operabilidad “HazOp” se empleó el circuito “Sección de Tratamiento con DEA” del cual se obtuvo una serie de escenarios de accidentes que fueron jerarquizados conforme a su grado de índice de riesgo, es decir, la frecuencia / gravedad. De esto se obtuvieron recomendaciones y se clasificaron de acuerdo a su prioridad.

Estas recomendaciones se clasificaron en su totalidad de la clase “B”, lo que significa que son de prioridad media y deben ser evaluadas mediante un análisis de costo-beneficio y mediante el fundamento de la recomendación para reducir el riesgo, el cual debe ser controlado para evitar que su probabilidad sea mayor y se deben de realizar las gestiones necesarias para su pronta implantación,

La tabla 4.1 muestra la lista jerárquica de recomendaciones con la causa o fundamento.

#### **4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.**

Del Análisis de Árbol de Fallas se obtuvo la evaluación cuantitativa del escenario potencial de accidente “Fuga en FA-604” con todas las posibles causas que pudieran en su momento conllevar a este evento culminante no deseado.

En la estructura del Árbol de Fallas se visualiza que la mayoría de las puertas lógicas de entrada son de la forma “O”, lo que significa que, se requiere la ocurrencia de uno solo o más de los sucesos para producir el evento culminante.

De ésta técnica se obtiene la probabilidad para este evento culminante, la cual es  $1.1 \times 10^{-1}$ . Esta probabilidad comparada con el potencial de pérdida, que está en función de la pérdida máxima probable, podemos decir que la probabilidad del evento culminante es mayor que el potencial de pérdida  $1 \times 10^{-3}$  (anexo I), por lo tanto el riesgo no puede ser aceptado.

El potencial de pérdida es un valor que más se aproxima a la pérdida que se tendría si este evento ocurre.



Para poder reducir ésta probabilidad del evento culminante no deseado, es necesario implantar una serie de recomendaciones que nos permitan disminuir dicha probabilidad.

Las recomendaciones son las siguientes:

- Involucrar al personal de operación en la entrega y recibo de equipo crítico.
- Verificar el cumplimiento del programa de mantenimiento a todos los equipos y accesorios del proceso.

Al implantar estas recomendaciones en la estructura del Árbol de Fallas, se eliminan sucesos de tal forma que al calcularse la probabilidad de ocurrencia del evento culminante no deseado sea menor o igual al potencial de pérdida probable ( $P_2 = 1.05 \times 10^{-5}$ , por lo tanto  $P_2 \leq P^0$ , es poco probable de que esto ocurra) y el riesgo se acepta.

La estructura del árbol de fallas con las recomendaciones implementadas se muestran en el Diagrama 3.7.

La tabla del anexo I es muy usada por algunas compañías, recopila datos de pérdida de la unidad o área que tendrían si el evento ocurre, es poco confiable tomar decisión de aceptabilidad usando la relación de potencial de pérdida.

#### 4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

Del Análisis de Consecuencias se obtiene:

- ◆ A una distancia de 31 metros la concentración de ácido sulfhídrico es de 29,702 ppm y la amplitud de la zona de evacuación inicial es de 107 metros.
- ◆ A una distancia de 440 metros la concentración de ácido sulfhídrico es de 3,380 ppm y la amplitud de la zona de evacuación inicial es de 1524 metros.
- ◆ A una distancia de 1667 metros la concentración de ácido sulfhídrico es de 279 ppm y la amplitud de la zona de evacuación inicial es de 5776 metros.

Considerando que la concentración Inmediatamente Peligrosa para la Vida o Salud (IPVS), es de 450 ppm, el cual representa el nivel máximo del cual se puede escapar en 30 minutos sin sufrir alteraciones o daños irreversibles, se deben interpolar los resultados obtenidos para calcular la distancia, la cual es de 1326 metros para esta concentración, y la amplitud de la zona de evacuación inicial, la cual es de 4594 metros.



La distancia a la cual se alcanza una concentración de ácido sulfhídrico de 15 ppm es de 2969 metros. A partir de este radio se puede considerar como zona de seguridad.

Del Diagrama 3.8. (Localización de la nube tóxica de ácido sulfhídrico a nivel piso) se puede visualizar que los daños no sólo atañen a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas I sino que también se ven afectadas las plantas que están a su alrededor como lo son:

- ◆ Planta recuperadora de azufre
- ◆ Planta Catalítica I (FCC-I)
- ◆ CT – 502
- ◆ Planta Primaria

Ya que este radio de afectación las abarca también.

Al no ser atendida a tiempo la fuga en FA- 604 se produciría la nube tóxica de ácido sulfhídrico la cual conlleva a un riesgo de efectos que dañarían o provocarían decesos en el personal que ahí labora.

Para mitigar los efectos de la nube tóxica de ácido sulfhídrico es necesario implementar una serie de recomendaciones, las cuales son las siguientes:

- Elaborar un plan de emergencia, rutas de evacuación y realizar simulacros en los que participe todo el personal que ahí labora.
- Difundir de manera clara y concisa los efectos y las causas de la nube tóxica de ácido sulfhídrico.

Este evento es poco probable que ocurra, sin embargo lo que se puede recomendar para mitigar las consecuencias es, instalar un sistema de aspersion en la parte superior del FA-604 con accionamiento desde el cuarto de control, para efecto de meterlo a operar de inmediato, en caso de presentarse dicho evento y de esa manera evitar que la nube de  $H_2S$  se pudiera extender hasta las distancias encontradas en el cálculo de análisis de consecuencias.

Por otro lado, es importante recalcar que este tanque cuenta con una válvula de seguridad y que para asegurar su funcionamiento en la Refinería se cuenta con un programa de revisión, mantenimiento y calibración de las válvulas de seguridad.



Además, para asegurar la integridad mecánica del FA-604, se cuenta con un programa de medición de espesores que permite estimar su vida útil estimada y para calcular en que fecha tendrá que ser cambiado dicho recipiente antes de que represente un riesgo para la instalación.

Por todo lo anterior para que ocurra el evento planteado es muy poco probable, sin embargo el ejercicio de análisis de consecuencias es sólo un ejemplo del alcance que pudiera tener una falla como la que se plantea en este trabajo de tesis.

Con base a todo este estudio podemos observar que la aplicación de estos métodos de análisis de riesgos son de gran importancia ya que nos permiten determinar el nivel de peligro potencial que representa una actividad, tanto para las personas como para los bienes materiales, en términos de la magnitud del daño y la probabilidad de que tenga lugar. Nos permiten identificar y evaluar los riesgos haciendo recomendaciones para mejorar la seguridad de la planta.

Para toda industria el aspecto económico es imprescindible de tal manera que cualquier tipo de proyecto, estudio ó análisis, debe de ser rentable, es decir, debe de haber una mejora económica para que la industria lo implemente y a corto plazo se recupere la inversión.

El análisis de riesgos es una medida de prevención de accidentes, de esta forma, la industria salvaguarda la integridad física y la salud de los trabajadores, el medio ambiente y los activos del negocio. Por lo tanto, queda demostrado que al realizar y aplicar las recomendaciones de un análisis de riesgos satisfacen la rentabilidad del mismo, a una mayor seguridad menos incapacidades lo que conlleva a una mayor productividad.

Realizar un estudio "HazOp" compromete a dar seguimiento al cumplimiento de cada una de las recomendaciones, de no ser así, se encubriría un posible escenario de accidente.

Toda industria debe tomar en consideración la aplicación de las recomendaciones que el estudio propone, ya que la aplicación del Análisis de Riesgos y Operabilidad no es una certeza de que el proceso esté libre de sufrir cualquier contingencia.

Es necesario que todo el personal que ahí labora sea capacitado a través de cursos que les permitan entender en forma clara y concisa que todo trabajo tiene un riesgo y que se comprometan a realizar sus labores con seguridad, para evitar escenarios de accidentes,



ya que se ha comprobado que la segunda causa de los accidentes ocurridos después de la falla del equipo son las fallas operacionales.

Es importante señalar que el control administrativo es parte fundamental en toda industria ya que este es el que implanta los programas de mantenimiento (preventivo, predictivo y proactivo) adecuados y las recomendaciones para eliminar, prevenir o controlar los riesgos a los que se enfrenta día con día la operación de una planta, o bien, para mitigar sus consecuencias.

Además de realizar las modificaciones y actualizaciones a programas, normas y procedimientos.

Tabla 4.1 Lista jerárquica con recomendaciones para el "HazOp".

ESCENARIO CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACION	CLASE
1. Alta presión en la Torre DA-601, debido a la alta presión en FA-601 ocasionada por el alto contenido de azufre en las U-700 y/o U-800, provocando descontrol en la operación del FA-601, fugas de gas por conexiones, ruptura del DA-601 con incendio.	1. Seguir cumpliendo con los programas de calibración de válvulas de relevo. 2. Poner una segunda válvula de relevo, junto a la válvula de relevo PSV-601.	B
2. Alta presión en la Torre DA-601 por manejo de una mayor cantidad de gases ligeros que la que puede desplazar la válvula PV-601	3. Realizar el estudio pertinente para instalar otra válvula automática PV-601 con mayor capacidad de flujo.	B
3. Alta presión a causa de falla en posición de cerrado de la válvula PV-601	4. Continuar dando el mantenimiento preventivo a las válvulas.* 5. Asegurar el refaccionamiento adecuado para dar un mantenimiento preventivo integral.	B



Tabla 4.1 Lista jerárquica con recomendaciones para el "HazOp".

ESCENARIO CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACION	CLASIFICACION
4. Más temperatura en la Torre DA-601 debido al ensuciamiento de las paredes de los intercambiadores de calor, produciendo baja eficiencia en la extracción del ácido sulfhídrico, formación de espuma y pérdida de amina.	6. Verificar por parte del personal de operación el cumplimiento correcto del mantenimiento y limpieza de los intercambiadores de calor.	B
5. Más nivel por descontrol en el LIC-601 provocando inundación en la torre DA-601, baja eficiencia de endulzamiento del gas y pérdidas de nivel en los tanques del circuito de DEA.	7. Continuar dando el mantenimiento preventivo a los instrumentos. * 8. Asegurar el refaccionamiento completo y adecuado.	B
6. Más nivel por falla de la válvula LV-601 en posición de cerrado.	9. Supervisar el cumplimiento de los programas de mantenimiento y limpieza a los instrumentos críticos de señales de nivel. 10. Asegurar el refaccionamiento completo y adecuado.	B
7. Más nivel debido a que alguna de las válvulas manuales está cerrada.	11. Continuar dando el mantenimiento preventivo a los instrumentos. * 12. Asegurar el refaccionamiento completo y adecuado.	B



Tabla 4.1 Lista jerárquica con recomendaciones para el "HazOp".

ESCENARIO CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACION	CLASE
8. Menos nivel en la Torre DA-601 a causa de una falsa señal en el LIC-601 provocando incremento de presión en el tanque de balance FA-603.	13. Supervisar el cumplimiento de los programas de mantenimiento y limpieza a los instrumentos críticos de señales de nivel. 14. Asegurar el refaccionamiento completo y adecuado.	B
9. Menos nivel en la Torre DA-601, debido a que el filtro FD-605 está obstruido.	15. Continuar dando el mantenimiento de limpieza de los elementos filtrantes. *	B
10. Menos nivel en la DA-601, a causa de falla de la bomba GA-601.	16. continuar cumpliendo con el mantenimiento a las plantas. *	B
11. Menos nivel en la DA-601 por falla de la válvula FV-601 en posición de cerrado, obteniendo productos fuera de especificación, arrastre de amina hacia el circuito de gas combustible, represionamiento y/o disparo de la bomba GA-601 y fugas de DEA pobre en el sello de la bomba GA-601.	17. Continuar cumpliendo con el mantenimiento a las válvulas. *	B

\* Nota: Las recomendaciones no son recomendaciones propiamente dichas, sino buenas prácticas que ya se tienen establecidas, que se tienen que difundir y seguir realizando.



# ANEXOS.



## ANEXO I

Relación del potencial de pérdida con la pérdida probable total (\$).<sup>(7)</sup>

Probabilidad (P)	Pérdida probable
10 <sup>0</sup>	Inminente (puede ocurrir en cualquier momento).
10 <sup>-1</sup>	Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año).
10 <sup>-3</sup>	Probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año).
10 <sup>-5</sup>	Poco probable (no se ha presentado en 5 años).
10 <sup>-7</sup>	Improbable ( no se ha presentado en 10 años).
10 <sup>-9</sup>	No se ve probabilidad de que ocurra.
Potencial de Pérdida	Pérdida Probable Total (\$ en M\$)
1	1 a 100
10 <sup>-1</sup>	100 a 1,000
10 <sup>-2</sup>	1,000 a 10,000
10 <sup>-3</sup>	10,000 a 100,000
10 <sup>-4</sup>	100,000 a 1,000,000
10 <sup>-5</sup>	1,000,000 a 10,000,000
10 <sup>-6</sup>	10,000,000 a 100,000,000
10 <sup>-7</sup>	100,000,000 a 1,000,000,000
10 <sup>-8</sup>	Mayor de 1,000,000,000



## ANEXO II

Frecuencias / Probabilidades para diferentes componentes.<sup>(7)</sup>

Componente	Frecuencia / Probabilidad
Falla de bomba	$10^{-1}$
Falla de interruptor	$10^{-1}$
Corto circuito	$10^{-1}$
Falta de corriente	$10^{-1} / 10^{-2}$
Falla motor	$10^{-3}$
Falla alarma	$10^{-1}$
Error de operación	$10^{-1}$
Falla mecánica	$10^{-4}$
Error de inspección	$10^{-1}$
Falla bomba centrífuga	$1.04 \times 10^{-4}$
(impulsada a motor)	$2.4 \times 10^{-6}$
(en funcionamiento)	$2.4 \times 10^{-5}$
Tubería metálica (sección recta)	$2.68 \times 10^{-6}$
Tubería metálica (conexiones)	$5.7 \times 10^{-7}$
Válvula de control (operación neumática)	$3.59 \times 10^{-6}$
Fuga de gas por falla de línea	$1 \times 10^{-1}$
Error humano (ignición por soldadura o corte)	$1 \times 10^{-2}$
Falla de detector de gas o fuego	$8.76 \times 10^{-2}$
Válvula mecánicamente defectuosa	$1 \times 10^{-4}$
PSV's mal calibradas	$1 \times 10^{-2}$
Falla aplicación de soldadura	$1 \times 10^{-2}$
Falla de inspección (comisión)	$1 \times 10^{-2}$
Falla al tomar la acción correcta después de la observación	$1 \times 10^{-3}$
Falla control de calidad	$1 \times 10^{-3}$



Componente	Frecuencia / Probabilidad
Falla mantenimiento (calibración o recubrimiento anticorrosivo)	$10^{-2}$
Falla de decisión	$10^{-3}$
Falla operacional (equivocación)	$10^{-3}$
Falla secundaria debido a efectos ajenos	$1 \times 10^{-9}$
Falla procedimiento operacional (omisión)	$1 \times 10^{-2}$
Falla indicador de nivel	$8.76 \times 10^{-2}$
Error válvula de cierre rápido	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla alarma por alto nivel	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla alarma por alta presión	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla indicador de temperatura a la salida de los intercambiadores	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla de diseño o deterioro durante su servicio	$1 \times 10^{-2}$
Falla de decisión (la línea opera en su límite de retiro)	$1 \times 10^{-3}$
Procedimiento no actualizado o difundido	$5 \times 10^{-3}$
No se sigue el procedimiento operacional (omisión)	$1 \times 10^{-2}$



## ANEXO III

HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD PARA EL SULFURO DE HIDRÓGENO.<sup>(15)</sup>**SECCIÓN I. DATOS GENERALES DE LA SUSTANCIA QUÍMICA**

Nombre Comercial: Sulfuro de Hidrógeno	Nombre Químico: Sulfuro de Hidrógeno
Formula Química: H <sub>2</sub> S	Peso Molecular: 34.08 g / mol
Sinónimos: Ácido Sulfhídrico, Sulfuro de Dihidrógeno, Monosulfuro de Dihidrógeno, Dihidruo de Azufre	% y Nombre de los Componentes:  Hidrógeno = 5.92 % mol Azufre = 94.09 % mol
Nº de CAS: 7783-06-4	Nº Naciones Unidas: UN-1053

**SECCIÓN II. PROPIEDADES FÍSICAS**

Temperatura de Ebullición (°C): -60 °C	Temperatura de Fusión (°C) : -86 °C
Presión de Vapor (mmHg a 20°C): 14060	Densidad Relativa; 1.15392 g / l
Densidad de Vapor (Aire = 1): 1.189	Solubilidad en Agua (g / ml) 1 g / 1.87 ml H <sub>2</sub> O a 10 °C
Temperatura de Autoignición (°C): 260 °C	Estado Físico, Color y Olor: Gas incoloro con olor a huevo podrido
Velocidad de Evaporación (Butil-Acetato = 1): Gas a condiciones normales	% de Volatilidad: Gas a condiciones normales y temperatura ambiente

**HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD PARA EL SULFURO DE HIDRÓGENO.****SECCION III DATOS DE REACTIVIDAD**

Grado de Riesgo: Salud NFPA: 3 NOM 114:2 Inflamabilidad NFPA: 4 NOM 114:4 Reactividad: 0.0	Condiciones a Evitar: Calentamiento de Recipiente Fuentes de ignición Luz directa del sol No exceder 50°C en el almacenamiento
Límite Máximo Permissible de Concentración en el Aire (IPVS ppm): 450	Sustancia Estable: Sí
Incompatibilidad (sustancias a evitar): Oxidantes, bases fuertes y metales	Descomposición de componentes peligrosos: En óxidos de azufre

**SECCION IV RIESGOS PARA LA SALUD**

Vías de entrada	Síntomas del lesionado	Primeros auxilios
Ingestión accidental	No es ingerible	-----
Contacto con la piel	No hay información	Quitar la ropa contaminada. Lavar con agua y jabón

**ESTA TESIS NO SALE  
DE LA BIBLIOTECA**



Vías de entrada	Síntomas del lesionado	Primeros auxilios
Contacto con los ojos	Causa irritación a la conjuntiva provocando fotofobia, querato conjuntivitis y vesiculación del epitelio de córnea, lagrimeo, dolor, vista nublada	Lavar con agua tibia abriendo bien los párpados por lo menos 15 minutos
Absorción	No hay información	Transportar a la víctima a un lugar ventilado y evaluar signos vitales, si es necesario aplicar RCP y si está consiente mantenerlo tranquilo y sentado

#### SECCIÓN V. INDICACIONES EN CASO DE FUGA O DERRAME

Mantener alejados del área cualquier fuente de ignición. Evitar que el material llegue a drenajes o fuentes de agua. Usar en forma de rocío para bajar los valores y almacenarla en lugares especiales pues esta disolución es tóxica y corrosiva.

#### SECCIÓN VI. DE PROTECCIÓN PERSONAL

Especificar tipo:

Utilizar equipo de respiración autónomo y traje completo de protección.

Para transvasar pequeñas cantidades de disolución utilizar; bata, lentes de seguridad (goggles) y guantes.

**Prácticas de Higiene:**

Aislar el área de peligro, mantenerse de frente al fuego a favor del viento, mantener alejadas a las personas innecesarias, mantenerse alejado de las áreas bajas, considerar la evacuación a favor del viento.

**SECCION VI RECOMENDACIONES ESPECIALES****De manejo y almacenamiento:**

Los contenedores de este producto deben ser protegidos de electricidad estática, luz directa del sol, fuentes de ignición, de ácido nítrico concentrado, oxidantes fuertes, otros cilindros presurizados, líquidos y gases corrosivos. La temperatura de almacenamiento de los cilindros no debe exceder 52°C y el área debe de estar bien ventilada



## BIBLIOGRAFÍA.

1. Center for Chemical Process Safety de American Institute of Chemical Engineers **"Guidelines for Investigating Chemical Process Incidents"**, pp, 328. New York. 1992.
2. C. Florentini y F. De Vecchi (TECSA S. P. A, Italia); E. P. Lander (ATR Applied Training Resources, EE. UU); Vilagut Orta (TECSA Ibérica, S. A ) **"Gestión de la Seguridad de los Procesos-Soprote al Funcionamiento y Sistemas de Formación"**. Ingeniería Química, 127-132 (SEPT,1997).
3. Santamaría Ramiro, J. M y Braña Aísa, P. A., **"Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química"**. Fundación MAPFRE (1994).
4. **"Manual de Operación"** de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas I.
5. EQE International **"Process Hazards Analysis"** .San Francisco CA, USA (1992).
6. Independent Engineering Services LTD, **"Seminario sobre estudios HazOp: Introducción a los estudios HazOp"**, (Agosto 1998).
7. Continuing Engineering Studies, College of Engineering, University of Texas al Austin, **"Hazard Assessment and Risk Analysis Techniques for Process Industries"**. A Short Course Presented al IMP, México ( Junio, 1994).
8. De la Cruz Guerra Fausto. **"Administración de los Sistemas de Integridad Mecánica"**. Tesis de Maestría en Ingeniería Administrativa, ITCM, Cd. Madero, Tamps., México (1998).
9. Turner D. B. **"Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates"**, Enviromental Protection Agency, Oficce of Air Programs Research Triangle Park, North Carolina, (1970).
10. Mery P., Deniau R., **"Les Moyens d'Estimation de la Dispersion des Polluants á l'Aval des Cheminées Industrielles"**, E. D. F, Bulletin de la direction des Etudes et Recherches, Série A-Nucleaire, Hydraulique, Thermique. N.º3., pp. 5-64, (1972).
11. Enviromental Protection Agency, **Accidental Episode Manual"**, Office of Air Programs, Research Triangle Park. North Carolina, (1972).
12. Pasquill F., **Atmospheric Diffusion. The Dispersion of Windborne Material from Industrial and Other Sources"**. Ellis Horwood Lt., 2<sup>nd</sup>. Edition, New York, (1974).
13. U. S. Nuclear Regulatory Comision, **"Methods for Estimating Atmospheric Transport and Dispersion of Gaseous Effluents in Routine Releases from Light-water Coded Reactors"**, Regulatory Guide I. III., U. S. A., July (1977).



14. Ludwing F. L., Gasorek L. S., Ruff R. E., **"Simplification 13 of a Gaussian Rff Model for Real Time Minicomputer Use"**, Atmos. Environ., Vol. II, pp. 431-436, (1997)
15. Butrón Silva Jesús A. **"Curso de Seguridad Industrial"**, (1997/ II)